

## ESTUDO DO PROCESSO DE GERAÇÃO DE GÁS DE SÍNTESE A PARTIR DA GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

**Kleber Machado da Silva**  
**Marcelo Bruce Baptista**  
**Sílvia Tomoe Nitta**

### RESUMO

Tendo em vista a crescente busca por diferentes alternativas energéticas, que sejam sustentáveis e ao mesmo tempo tenham potencial para substituir a demanda por combustíveis fósseis em um curto espaço de tempo, este trabalho buscou estudar de uma forma mais detalhada o processo de gaseificação do bagaço de cana, para produção de gás de síntese, efetuando-se uma modelagem computacional com o uso do *software* Aspen Plus<sup>®</sup>. Este estudo utilizou dados reais de uma planta piloto de gaseificação, afim de comparação da modelagem e simulação com os dados práticos, para possibilitar uma análise de sensibilidade do processo. O modelo apresentou resultados coerentes e satisfatórios com o processo de gaseificação real, possibilitando uma série de simulações onde foram alterados os dados de entrada para as vazões de ar e vapor d'água com o intuito de se analisar o quão sensível o sistema se comporta em tais condições. Pelos resultados destas análises, observa-se que a melhor condição encontrada foi utilizando-se uma vazão de 1.539 kg/h de ar e 384,6 kg/h de vapor d'água para alimentação de 1.000 kg/h de bagaço, resultando em um gás de síntese produzido com potencial energético de 4,05 MWh.

**Palavras-chave:** Alternativas energéticas, gás de síntese, bagaço, modelagem e simulação, análise de sensibilidade

### ABSTRACT

In view of the growing demand for different energy alternatives that are both sustainable and have the potential to replace the demand for fossil fuels in a short time, this work studied in a more detailed way the gasification process of sugarcane bagasse for production of synthesis gas, making it a computational modeling using the Aspen Plus<sup>®</sup> software. This study used real data from a gasification pilot plant in order to compare the simulation with practical data to enable a sensitivity analysis of the process. The model showed consistent and satisfactory results with the actual gasification process, enabling a series of simulations in which the input data of the flow of air and steam was changed in order to analyze how sensitive the system behaves such conditions. In the results of these analyzes, it was observed that the best condition was found using a flow rate of 1,539 kg/h of air and 384.6 kg/h of steam feeding 1,000 kg/h of bagasse, resulting in a syngas produced with potential energy of 4.05 MWh.

**Keywords:** Energetic alternatives, syngas, bagasse, modeling and simulation, sensitivity analysis

## INTRODUÇÃO

A obtenção de gás de síntese através da conversão de material orgânico ou carbonífero é um processo que teve a sua origem nas últimas décadas do século XVII, na Inglaterra, graças a John Clayton, que percebeu que produziria gás através do processo de destilação seca do carvão, ou seja, com o aquecimento do combustível em uma retorta com atmosfera isenta de oxigênio. Em meados de 1780, a gaseificação surgiu como processo para a obtenção de gás combustível, através do desenvolvimento do processo de preparação de carvão em coque para as siderúrgicas. No século passado, entretanto, o desenvolvimento do mercado de combustíveis derivados do petróleo (gasolina, querosene, diesel, etc.), relativamente mais baratos e com uma rede de distribuição mais elaborada, tornou obsoleto uso de produto dos gaseificadores em veículos e na indústria.

Em anos mais recentes, porém, a alta demanda de energia necessária ao homem, juntamente com o aumento do custo do petróleo e previsões de esgotamento deste recurso, fez aumentar o interesse pela busca por novas fontes de energia renováveis, assim como o desenvolvimento de novas tecnologias para a transformação da energia. Tendo em vista o fator da necessidade de energia, juntamente com questões ambientais, foi retomado o estudo da gaseificação, porém, não mais com madeira ou carvão vegetal como se efetuava originalmente e sim, com diferentes tipos de biomassa, principalmente as de origem agrícola a fim de manter um ciclo de carbono fechado.

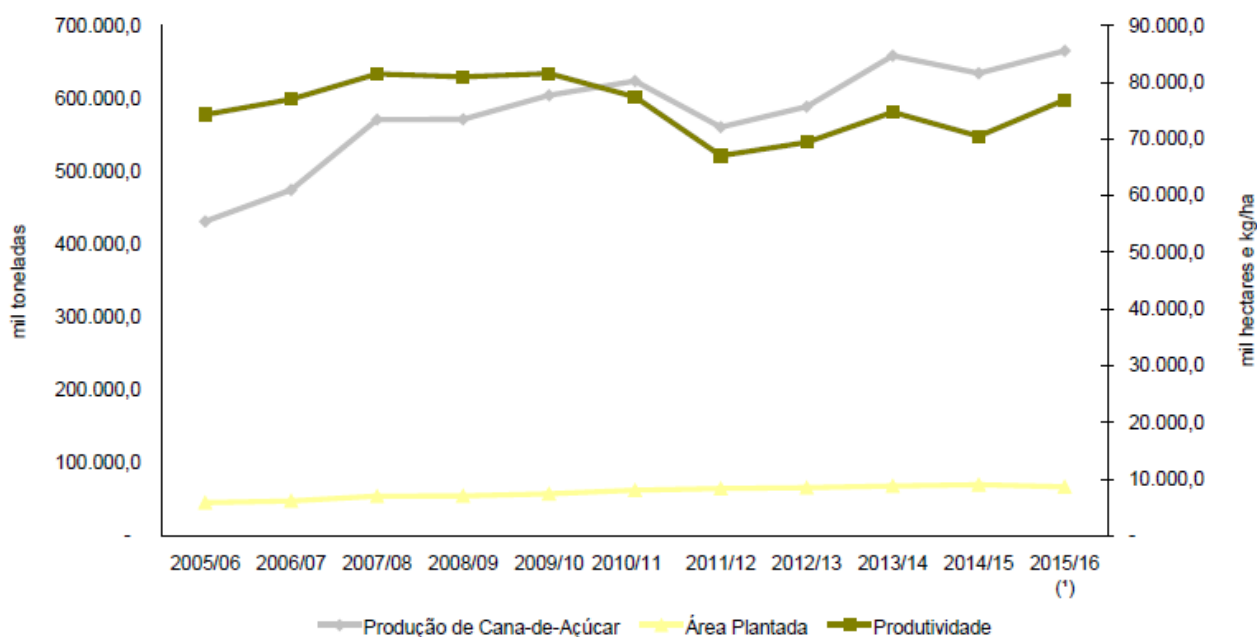
A gaseificação é um processo de obtenção de uma mistura de gases combustíveis, através da oxidação parcial do mesmo em elevadas temperaturas (800 – 1.000 °C), para a produção de uma mistura gasosa denominada gás de síntese, ou como é conhecida no jargão industrial, *syngas* (acrônimo de *synthesis gas*). Ele pode ser utilizado na produção de metanol ou amônia. A combustão deste gás, por sua vez, pode fornecer como produto final energia ou trabalho, sendo mais eficiente do que a queima direta da biomassa, quando aplicado em ciclos combinados com uso de turbinas a gás e geradores de vapor em plantas de co-geração, processo este conhecido pelo acrônimo Ciclo Combinado de Gaseificador Integrado de Biomassa – Turbina a Gás na sigla em inglês BIGCC-GT (*Biomass Integrated Gasifier Combined Cycle - Gas Turbine*).

A gaseificação é um processo para obtenção de energia, em que resíduos carbonáceos, gerados pelo homem (biomassa, resíduos plásticos, etc.) ou não (carvão mineral), são transformados em gases combustíveis. Os combustíveis gasosos apresentam uma série de vantagens em relação aos combustíveis sólidos, por exemplo: melhor distribuição, melhor controle de combustão com maior eficiência, menor espaço para armazenamento, etc.

A utilização da biomassa de resíduos agrícolas como matéria-prima na gaseificação é vantajosa, visto que este processo não agrava o efeito estufa, uma vez que a quantidade de CO<sub>2</sub> gerada no processo é quantitativamente equivalente à absorvida pelos vegetais de origem, em um ciclo fechado de carbono. Porém, ainda há oportunidades de melhoria da tecnologia de gaseificação, principalmente na obtenção de uma melhor eficiência do processo e redução dos resíduos finais gerados, como o alcatrão (WANG *et al.*, 2008).

Em teoria, qualquer composto carbonáceo, seja sólido ou líquido, pode ser gaseificado. Existe uma grande variedade de matérias primas de baixo custo que permitem a geração de gás de síntese como, por exemplo, o bagaço de cana-de-açúcar proveniente das indústrias sucroalcooleiras.

De acordo com dados da Companhia Nacional de Abastecimento (CONAB), na safra de 2015/2016 no país, colheram-se aproximadamente, 665,6 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, sendo que os resíduos de biomassa gerados podem representar 80 milhões de toneladas de matéria seca (HASSUANI *et al.*, 2005). O Brasil apresenta um grande potencial para o desenvolvimento de processos de gaseificação, visto que a geração de biomassa proveniente de resíduos gerados pelas indústrias sucroalcooleiras só tende a crescer devido ao aumento da produção de cana. Na Figura 1 (CONAB, 2016), é apresentado o crescimento da produção de cana-de-açúcar no Brasil nos últimos, bem como a evolução das áreas de produção e produtividade, o que incentiva a busca por novas tecnologias, como a gaseificação, para a utilização da biomassa residual na indústria sucroalcooleira.



**Figura 1** – Histórico da produção de cana-de-açúcar no Brasil (Fonte: CONAB,2016).

Entretanto, a cana-de-açúcar não apresenta uma composição constante, isto é, não é constituído somente de única substância, e sim vários componentes como celulose, hemicelulose, lignina, glicose e entre outros; o seu resíduo também não. Porém, este pode ser classificado, de acordo com a sua origem, em bagaço ou palha. Segundo Rípoli et al. (2000), o bagaço é todo material sólido resultante da operação de moagem, e a palha ou palhiço é o material residual resultante da operação de colheita (folhas, palhas, etc).

Segundo a norma NBR10004 da ABNT (2004) a classificação destes resíduos é a de sólidos não inertes, na categoria classe IIA. Isso significa que por não serem tóxicos e não necessitarem de uma disposição controlada, mesmo assim ainda podem sofrer transformações físicas e/ou químicas, ou seja, podem ser usados como matéria prima de outros processos ou passarem por algum tipo de tratamento de disposição posterior.

A utilização do bagaço de cana-de-açúcar na queima em caldeiras é uma maneira pouco eficiente para o proveito da energia que este resíduo pode fornecer. Somente parte da energia da cana-de-açúcar é aproveitada na produção de etanol, o bagaço e o palhiço ainda apresentam uma reserva energética consideráveis do total que a cana-de-açúcar pode oferecer (ERLICH et al., 2006).

A palha, por sua vez, não tem sido aproveitada como recurso energético da maneira que poderia. Em termos quantitativos, a maior parte dessa biomassa é desperdiçada por queima nas colheitas, enquanto que apenas, aproximadamente 25% da palha, é deixada no campo com o intuito de repor parte dos nutrientes do solo (HASSUANI *et al.*, 2005).

## **PROCESSO DE PIRÓLISE**

Sendo a gaseificação um processo de conversão de produtos carbonáceos em gases, uma etapa intermediária é a pirólise, que produz líquido. Este já é um processo muito antigo, já utilizado pelos fenícios e gregos a fim de obter alcatrão pela pirólise da madeira, para calafetar as embarcações e “alcatroar” as cordas, protegendo-as da água do mar.

Na fase inicial, durante a decomposição térmica, de secagem e pirólise da biomassa, a pirólise ocorre em três etapas:

- Evaporação da água (processo de secagem);
- Decomposição dos carboidratos (celulose, lignina, hemicelulose);
- Produção de ácidos leves e alcatrão.

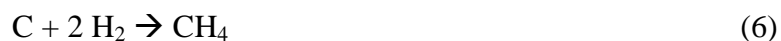
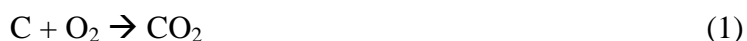
Tendo como produtos:

- Gases não condensáveis (CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, O<sub>2</sub>);
- Carvão vegetal;
- Condensado: alcatrão e ácidos.

## **PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO**

A gaseificação, assim como a pirólise e a combustão, é um processo de oxidação de uma matéria prima de origem carbonácea, porém com a quantidade de gás comburente necessária ao processo (oxigênio) reduzida a porções menores do que o estequiometricamente necessário. Esta redução permite que o produto da gaseificação seja composto por componentes gasosos que ainda são passíveis de combustão.

O produto formado durante a combustão é formado por uma mistura de gases constituída principalmente dos gases de hidrogênio (H<sub>2</sub>) e o monóxido de carbono (CO). A formação do hidrogênio deve-se ao uso de vapor de água para a reação de gaseificação, sendo estas reações descritas a seguir (REZAIYAN e CHEREMISINOFF, 2005):



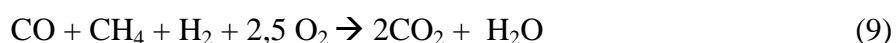
A gaseificação difere da combustão e da pirólise não somente pela quantidade de oxidante utilizada, mas também pelos produtos de interesse gerados. A pirólise ocorre na ausência de oxidante, enquanto que a combustão com excesso de oxidante. Os produtos de interesse para o processo de pirólise são compostos líquidos, enquanto que na gaseificação os produtos são gasosos, facilitando assim o seu transporte, armazenamento, manuseio. A combustão visa o aproveitamento da energia gerada, ao invés dos produtos formados com esta.

O produto da gaseificação ainda pode ser utilizado como fonte de hidrogênio para sínteses químicas industriais como a produção de NH<sub>3</sub>, ou também como fonte de energia elétrica pelo aproveitamento da combustão de seus componentes gasosos em turbinas. Há casos ainda em que o gás de síntese é utilizado como combustível em caldeiras, para a geração de vapor (CRAIG e MANN, 1996). Abaixo seguem as reações de combustão dos principais componentes do gás de síntese:



Além da eletrólise da água, o gás de síntese pode ser utilizado como fonte de hidrogênio, porém devem ser realizados processos para a sua purificação, já que a monóxido de carbono e outros possíveis gases seriam indesejáveis (STERGARSEK e STEFAN, 2004).

Na gaseificação também ocorre a oxidação dos produtos provenientes da pirólise, conforme descrito na reação 9:



A instalação de uma planta para o processo de gaseificação é constituída pelos seguintes sistemas (SANCHES, 2010):

- Sistema de pré-processamento do combustível;
- Gaseificador;
- Sistema de tratamento do gás;
- Sistema de controle do processo de gaseificação;
- Sistema de tratamento dos resíduos.

Na classificação dos gaseificadores de acordo com o Poder Calorífico do gás produzido temos:

- Gás de baixo poder calorífico: até 5 MJ/Nm<sup>3</sup>;
- Gás de médio poder calorífico: de 5 a 10 MJ/Nm<sup>3</sup>;
- Gás de alto poder calorífico: acima de 10 MJ/Nm<sup>3</sup>.

Como agente gaseificador, é comum a utilização de: ar, vapor d'água, oxigênio ou hidrogênio (hidrogaseificação). Como matéria prima, é comum a utilização de biomassa nas seguintes formas: resíduos agrícolas, resíduos industriais, resíduos sólidos urbanos (lixo doméstico), biomassa em natura, biomassa peletizada e biomassa pulverizada (SANCHES, 2010).

A classificação mais utilizada é definida pela direção do movimento relativo da biomassa e do agente de gaseificação:

- Contrafluxo ou contracorrente;
- Fluxo direto ou paralelo;
- Fluxo cruzado;
- Leito fluidizado.

### MODELAGEM E SIMULAÇÃO COM ASPEN PLUS®

Como ferramenta no auxílio de desenvolvimento de processos de gaseificação, para um melhor aproveitamento energético de biomassas, destaca-se a modelagem e análise dos sistemas utilizando o programa Aspen Plus®. Este programa de modelagem é utilizado no desenvolvimento de processos químicos dos mais variados segmentos industriais, e possui, além de um vasto banco de dados de propriedades de substâncias químicas, uma interface gráfica que facilita a disposição de seqüências de reações e equipamentos (PHILIPS, 2007).

### METODOLOGIA

Na construção do modelo computacional utilizado durante a simulação foram utilizados os modelos de Reator Yield e Reator Gibbs do programa Aspen Plus®. O modelo do reator Yield foi utilizado como sistema de pré-processamento da biomassa, para a decomposição da biomassa em seus compostos elementares, conforme dados apresentados nas composições típica e elementar apresentados nas tabelas de 1 a 3. O modelo do reator Gibbs foi utilizado para simular as reações do gaseificador, alcançando a composição de equilíbrio pela minimização da energia livre de Gibbs do sistema. Castro *et al.* (2009) demonstraram que o modelo assim construído efetua uma simulação adequada do processo de um sistema de gaseificação, trabalhando com bagaço de cana. Os autores compararam o modelo efetuado pelo *software* com dados de um sistema real de gaseificação de bagaço de cana, atingindo acuracidade próxima de 100% na predição da composição do gás de síntese.



Os dados empíricos utilizados para a simulação do sistema apresentados nas tabelas de 1 a 3 provêm de um sistema real, onde este é definido por um gaseificador e tem como matéria prima, bagaço de cana-de-açúcar (GABRA et al., 2001). O poder calorífico superior apresentado por GABRA et al. (2001) é de 18,2 MJ/kg.

**Tabela 1** – Composição típica do bagaço de cana-de-açúcar

<b>Composição típica</b>	
<b>(%mássica)</b>	
Carbono fixo	14,0
Matéria volátil	78,6
Umidade	5,9
Cinzas	7,4

(Fonte: GABRA et al., 2001)

**Tabela 2** - Composição elementar do bagaço de cana-de-açúcar

<b>Composição elementar</b>	
<b>(%mássica)</b>	
Carbono	45,15
Hidrogênio	5,40
Oxigênio	41,80
Nitrogênio	0,20
Enxofre	0,02
Cloro	0,03
Cinzas	7,40

(Fonte: GABRA et al., 2001)

Outro dado utilizado na simulação do gaseificador foi o uso de pastilhas compactadas (*pellets*) de pó de bagaço de cana-de-açúcar, cuja distribuição de tamanho de partículas é apresentada na Tabela 3.

**Tabela 3** - Distribuição de tamanho de partículas dos *pellets*

Variação(mm)	Percentual (%)
0 - 0,040	3
0,040 - 0,071	5
0,071 - 0,100	2
0,100 - 0,125	2
0,125 - 0,250	16
0,250 - 0,500	26
0,500 - 1,000	23
1,000 - 2,000	23

(Fonte: GABRA et al., 2001)

Ar e bagaço de cana-de-açúcar foram fornecidos ao sistema a 25 °C e 700 mmHg. Como taxa de alimentação de bagaço, adotou-se um valor de 1.000 kg/h, dado estimado de geração de bagaço para uma pequena indústria canavieira. Já para as taxas de alimentação de ar e vapor d'água, foram adotados os valores representados na Tabela 4.

**Tabela 4** - Valores das correntes de entrada para H<sub>2</sub>O e ar.

H <sub>2</sub> O (kg/h)	Ar (kg/h)
384,6	1538,5
897,4	2051,3
1410,3	2564,1

(Fonte: os autores)

Onde o vapor d'água encontrava-se a uma temperatura de 380 °C e 700 mmHg de pressão para que a gaseificação pudesse ocorrer.

Os dados empíricos utilizados foram o Poder Calorífico Superior, cuja sigla em inglês é HHV (*High Heating Value*) e os resultados de análises térmicas, composição típica (*Proximate Analysis*) e composição elementar (*Ultimate analysis*). Neste trabalho, para efetuar a modelagem, utilizou-se o método de Redlich-Kwong-Soave (SOAVE, 1972), disponível no Aspen Plus<sup>®</sup>. A adoção do modelo proposto por Redlich-Kwong-Soave foi feita, porém, com as adaptações provenientes da função alfa proposta por Boston-Mathias, mostrada na equação (1).

$$P = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a}{V_m(V_m + b)} \quad (1)$$

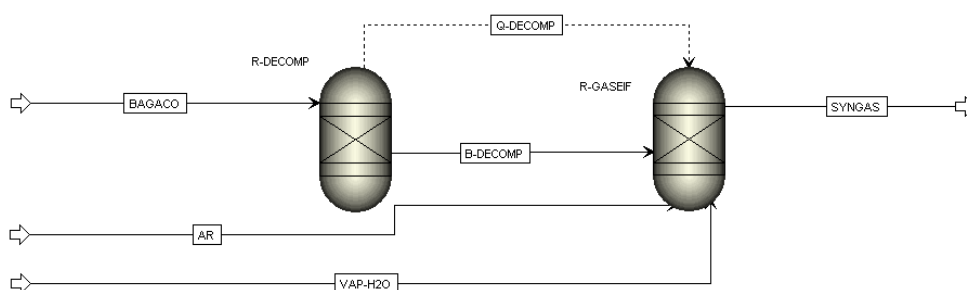
A modificação de Soave é uma função da temperatura que promove melhora na correlação de pressão de vapor para componente puro, no caso para temperaturas supercríticas. A extrapolação Boston-Mathias é devida a uma forma alternativa para temperaturas superiores a crítica. A função alfa de Mathias é uma extensão da função alfa de Soave resultando em maior acuracidade na pressão de vapor para compostos polares. (SOAVE, 1972; BOSTON e MATHIAS, 1980; MATHIAS e COPERMAN, 1983; REDLICH e KWONG, 1949).

Contudo, o bagaço de cana-de-açúcar não consta do banco de dados do programa e, portanto, utiliza-se o recurso de criação de dados para uma substância do tipo “sólido não-convencional” na estimativa de suas propriedades no sistema. Para isso, é necessário inserir

informações reais sobre o bagaço, como o valor do poder calorífico e dado de composição obtido em análises térmicas, a composição típica e a composição elementar.

Inicialmente, a modelagem é feita inserindo-se apenas os blocos de equipamentos e correntes do sistema para que, posteriormente, sejam especificadas suas condições operacionais e composições.

Utilizaram-se dois tipos diferentes de reatores na montagem do sistema, um Reator Yield (R-DECOMP) e um Reator Gibbs (R-GASEIF), sendo que no primeiro ocorre a decomposição do bagaço e no segundo ocorre a gaseificação propriamente dita. A representação da distribuição dos equipamentos e correntes se encontra na Figura 2.



**Figura 2** - Distribuição de equipamentos e correntes no Aspen Plus<sup>®</sup>.

Depois de completada a distribuição de equipamentos e correntes é, então, necessária que se faça uma alteração na classe padrão das correntes do sistema, modificando-a para MIXNCPSD, ou seja, para que o modelo incorpore em sua base de dados a classe de sólidos não-convencionais com distribuição de tamanho das partículas (*pellets*) de bagaço. A alteração no sistema é efetuada acessando-se a base dados presentes no SETUP e em seguida SPECIFICATIONS.

Em seguida, é necessário que seja feita a escolha do método termodinâmico que irá calcular as propriedades das correntes tais como entalpia, densidade, etc. Tal alteração do método termodinâmico é efetuada acessando-se PROPERTIES e, em seguida, SPECIFICATIONS.

Tendo sido escolhido o método termodinâmico mais apropriado para o processo, é necessário que sejam inseridos os coeficientes do método para a densidade e entalpia do bagaço, tratado como sólido não-convencional.

Já em relação às correntes de entrada para ar e H<sub>2</sub>O, foram inseridas acessando-se a opção STREAMS.

Devido à corrente de bagaço ser tratado como sólido não-convencional, são necessários alguns dados de entrada para que se possa especificar sua composição. Essa composição é obtida através das composições típica e elementar, presentes nas tabelas 1 e 2, apresentadas anteriormente.

Como o bagaço não é fornecido 100% seco na alimentação, é necessário que seja incluída uma calculadora no sistema que irá fazer a conversão do bagaço de entrada para uma base seca. Este procedimento é feito utilizando códigos na linguagem de máquina FORTRAN, sendo inserido acessando-se a opção CALCULATOR e escolhendo-se a calculadora desejada para executar o algoritmo. A representação do algoritmo utilizado encontra-se na Figura 3, a seguir:

```
FACT = (100 - AGUA) / 100
H2O = AGUA / 100
CINZAS = ULT(1) / 100 * FACT
CARB   = ULT(2) / 100 * FACT
H2     = ULT(3) / 100 * FACT
N2     = ULT(4) / 100 * FACT
CL2    = ULT(5) / 100 * FACT
SULF   = ULT(6) / 100 * FACT
O2     = ULT(7) / 100 * FACT
```

**Figura 3** - Algoritmo utilizado para conversão em base seca do bagaço

Após todos os passos descritos anteriormente, o sistema foi simulado e seus resultados obtidos conforme a Figura 4:

	AR	B-DECOMP	BAGACO	SYNGAS	VAP-H2O
Temperature C	827,0	25,0	25,0	1783,7	382,0
Pressure bar	0,933	0,933	0,933	0,933	0,933
Mass VFrac	1,000	0,749	0,000	0,981	1,000
Mass SFrac	0,000	0,103	1,000	0,019	0,000
**** ALL PHASES ****					
Mass Flow kg/hr	160,000	39,000	39,000	215,400	16,400
Volume Flow cum/hr	543,701	62,693	0,029	1482,976	53,060
Enthalpy Gcal/hr	0,033	-0,006	-0,047	-0,064	-0,050
Density kg/cum	0,294	0,622	1341,630	0,145	0,309
Mass Flow kg/hr					
N2	122,733	0,109		122,293	
O2	37,267	22,722		20,802	

**Figura 4** - Exemplo de distribuição dos resultados no Aspen Plus®.

## RESULTADOS E DISCUSSÕES

Efetuaram-se simulações onde foram alteradas as condições de entrada para as vazões de Ar e Vapor d'água, para que fossem avaliados alguns cenários de simulação da operação do sistema, em referencia a composição do gás de síntese obtido (no Anexo I encontra-se o um exemplo de como o resultado completo para a simulação é obtido no *software*). Depois de efetuadas as simulações, os dados foram distribuídos conforme a Tabela 5, a seguir.

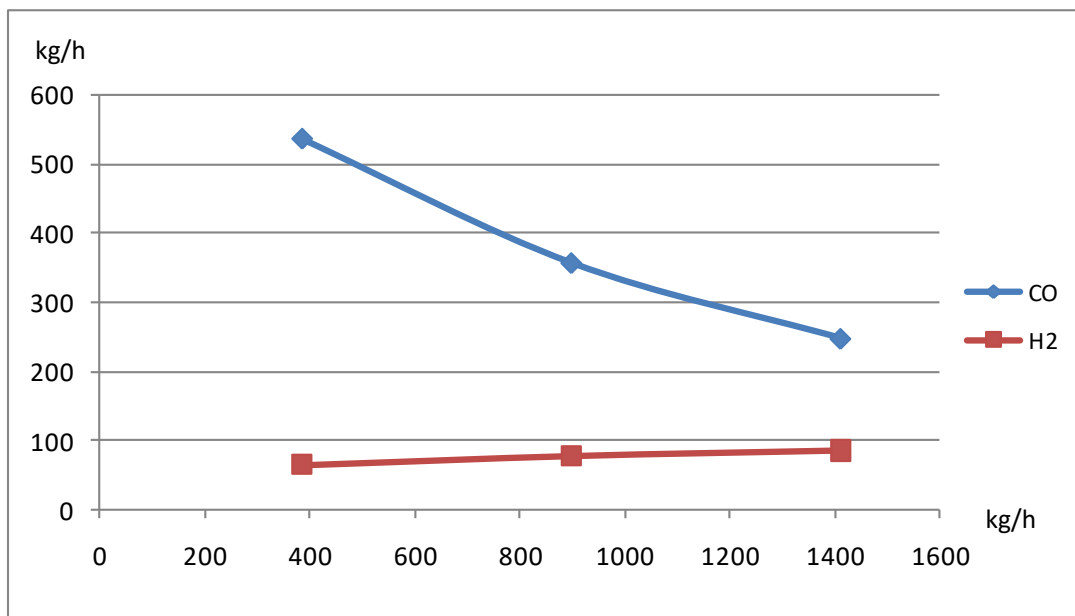
**Tabela 5:** Valores obtidos para as correntes de CO e H<sub>2</sub>.

			Correntes de água (kg/h)		
			3	8	1
			84,6	97,4	.410,3
Co rrentes de ar (kg/h)	1. 538,5	C	5	3	2
		O (kg/h)	35,409	56,56	47,743
	2. 051,3	H	6	7	8
		<sub>2</sub> (kg/h)	4,613	7,485	5,316
	2. 564,1	C	5	4	3
		O (kg/h)	70,084	14,973	07,933
2. 564,1	H	4	5	6	
	<sub>2</sub> (kg/h)	8,548	9,712	7,416	
2. 564,1	C	5	4	3	
	O (kg/h)	52,064	20,784	24,905	
2. 564,1	H	3	4	5	
	<sub>2</sub> (kg/h)	6,277	5,725	2,626	

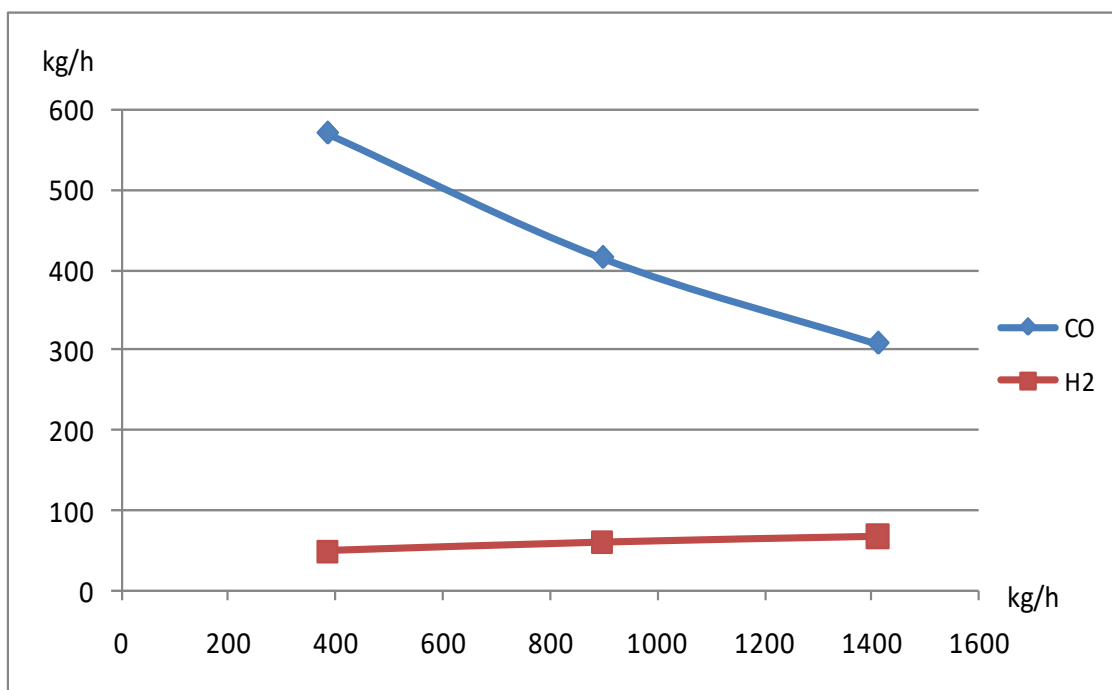
Os dados obtidos na Tabela 5 representam os valores, em amarelo e vermelho, para as correntes de CO e H<sub>2</sub> (que são os elementos de maior interesse presentes no gás de síntese ao fim do processo, pois são passíveis de combustão) ao fim do processo.

Os dados em amarelo representam dados coerentes com as condições necessárias para formação de gás de síntese, que se forma a temperaturas acima de 700°C. As simulações obtidas abaixo dessa temperatura foram descartadas, pois Ramos *et al.* (2011) afirmam com base em dados práticos que o processo de geração de gás de síntese não ocorre abaixo desta temperatura.

A partir dos dados apresentados na tabela 5, construíram-se gráficos que representam as quantidades de H<sub>2</sub> e CO formados durante o processo. Os gráficos das quantidades de H<sub>2</sub> e CO formados durante o processo estão dispostos nas Figuras de 5 a 9, dispostas a seguir:

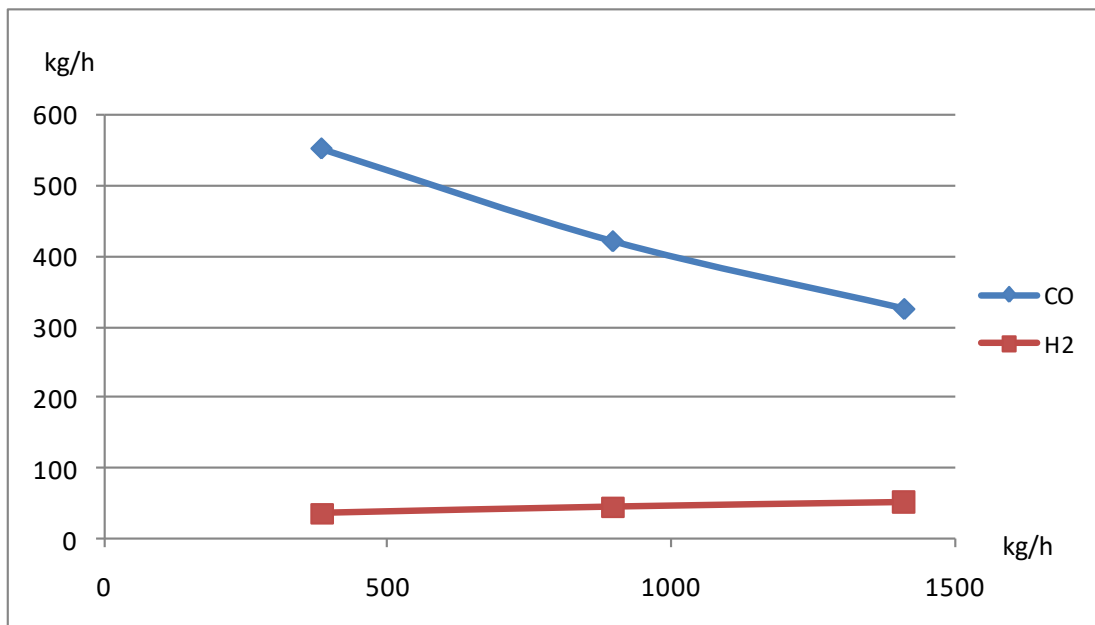


**Figura 5** - Vazão de ar: 1.538,5 kg/h

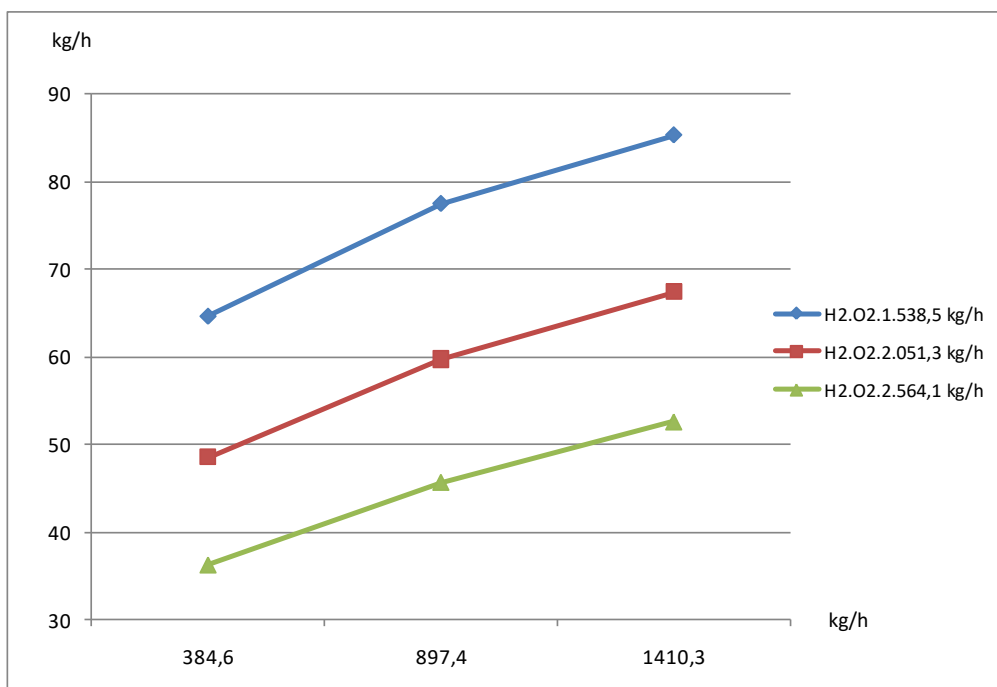


**Figura 6** - Vazão de ar: 2.051,3 kg/h

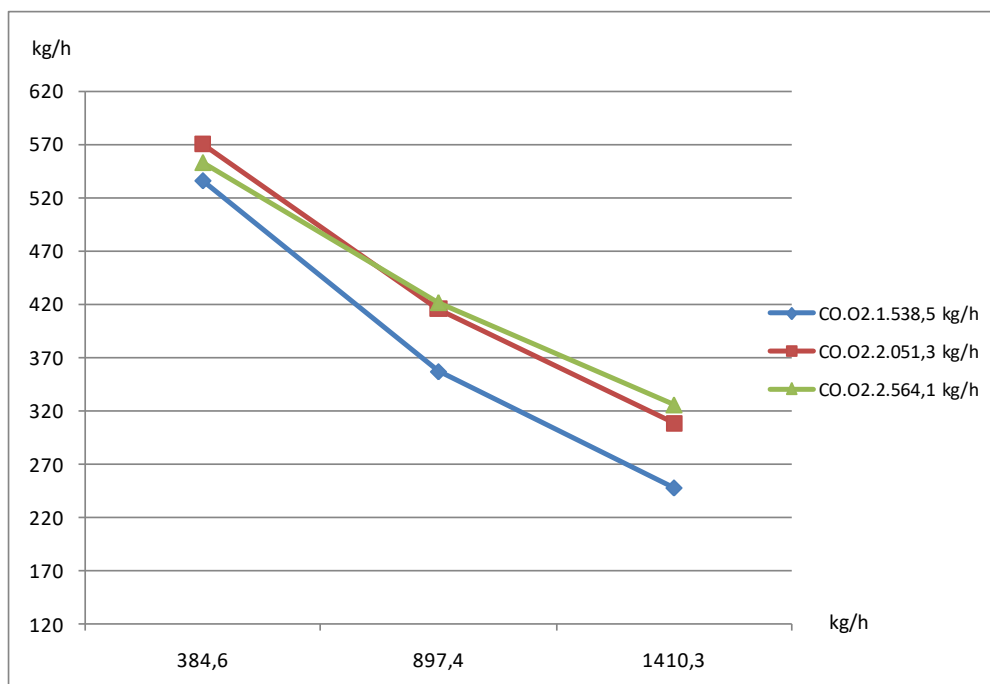




**Figura 7** - Vazão de ar: 2.564,3 kg/h



**Figura 8** - Resultados para as correntes de H<sub>2</sub>



**Figura 9 - Resultados para as correntes de CO**

Analisando-se os resultados obtidos na Tabela 5 e observando-se os comportamentos apresentados nos gráficos representados nas figuras de 5 a 9, verifica-se que existe uma tendência nos comportamentos para CO e H<sub>2</sub> ao se variar as vazões de alimentação. Aumentando-se a quantidade de ar na entrada do sistema existe um aumento na produção de H<sub>2</sub>, porém não de forma significativa, de forma que a produção de CO tem sua produção decrescida de forma mais acentuada.

Para analisar qual a melhor condição de operação, fez-se uso dos valores de poder calorífico para CO e H<sub>2</sub> (10,1 MJ e 141,9 MJ, respectivamente) afim de que fosse analisado o potencial de produção energética do sistema como um todo.

## CONCLUSÃO

Ao final das simulações, observou-se que as duas melhores situações possíveis encontradas apresentaram-se nas condições em que as vazões de ar e H<sub>2</sub>O eram de 1.538,5 e 384,6 kg/h; 2.051,3

e 1.410,3 kg/h, as quais geraram o equivalente a 4,05 MW e 3,52 MW, respectivamente, utilizando-se os poderes caloríficos do CO e H<sub>2</sub>.

Devido à extensa gama de aplicações para o gás de síntese, é possível direcionar o sistema para uma maior ou menor produção de H<sub>2</sub> em relação à quantidade de CO produzida. Fato observado nas simulações, no qual o processo apresentou uma tendência ao aumento da produção de H<sub>2</sub> em detrimento à produção de CO e, concomitantemente, o aumento a vazão de ar na entrada do processo. Este resultado era esperado, porém confirmou-se com os resultados das simulações, pois com o aumento da vazão de ar, o processo de gaseificação tem seu equilíbrio deslocado no sentido de formar produtos de combustão, consumindo H<sub>2</sub> e CO presentes no gás de síntese. Um exemplo onde a alta concentração de CO presente no gás é prejudicial no processo é quando o H<sub>2</sub> serve de alimentação para células combustíveis. O gás de síntese passa por um processo de purificação para que possua na sua composição apenas H<sub>2</sub>. A presença de CO neste tipo de processo é altamente indesejável, pois o CO funciona, por exemplo, como um veneno para o catalisador de platina da célula combustível, inviabilizando a produção energética deste tipo de sistema.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT **NBR 10004: Resíduos sólidos – Classificação**, Associação Brasileira de Normas Técnicas, 2004.

AKAY, G.; JORDAN, C.A. Gasification of Fuel Cane Bagasse in a Downdraft Gasifier: Influence of Lignocellulosic Composition and Fuel Particle Size on Syngas Composition and Yield, *Energy and Fuels*, v.25, p.2274-2283, 2011.

ARNI, S.A.; BOSIO, B.; ARATO, E. **Syngas from sugarcane pyrolysis: An experimental study for fuel cell applications**, *Renewable Energy*, v.35, p.29-35, 2010.

BAGCHI, B.; RAWLSTON, J.; COUNCE, R.M.; HOLMES, J.M.; BIENKOWSKI, P.R. **Green production of hydrogen from excess biosolids originating from municipal wastewater treatment**, *Separation Science and Technology*, v.41, p.2613-2628, 2006.

BOSTON, J.F.; MATHIAS, P.M. **Phase Equilibria in a Third-Generation Process Simulator** *Proceedings of the 2<sup>nd</sup> International Conference on Phase Equilibria and Fluid Properties in the Chemical Process Industries*, West Berlin, p.823-849, 1980.

CASTRO, A.J.A. de; CASSIANO, D.A.; FERREIRA, N. L. **Gaseificação do bagaço de cana-de-açúcar: modelagem, análise e comparação com sistema real.** *Exacta*, São Paulo, v.7, n.1, p. 39-47, 2009.

CONAB, Companhia Nacional de Abastecimento; **Acompanhamento da Safra Brasileira: Cana-de-açúcar**, V. 2 - SAFRA 2015/16- N.4 - Quarto levantamento, abr. 2016.

CRAIG, K.R.; MANN, M.K. **Cost and Performance Analysis of Biomass-Based Integrated Gasification Combined-Cycle (BIGCC) Power Systems** National Renewable Energy Laboratory - NREL/TP-430-21657, 1996.

ERLICH, C.; BJÖRNBORN, E.; BOLADO, D.; GINER, M.; FRANSSON, T.H. **Pyrolysis and gasification of pellets from sugar cane bagasse and wood**, *Fuel*, v.85, p.1535–1540, 2006.

GABRA, M.; PETTERSSON, E.; BACKMAN, R.; KJELLSTRÖM, B. **Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue – Part 1: gasification of bagasse** *Biomass & Bioenergy*, v. 21, p. 351-329, 2001.

HASSUANI, J.S.; LEAL, M.R.L.V.; MACEDO, I.C. **Biomass power generation – sugarcane bagasse and trash**, *Caminhos para a Sustentabilidade 1ª. Ed.*, PNUD/CTC, 2005.

PANOPOULOS, K.D.; FRYDA, L.E.; KARL, J.; POULOU, S.; KAKARAS, E. **High temperature SOFC integrated with novel allothermal biomass gasification – Part I: Modeling and feasibility study** *Journal of Power Sources*, v. 159, 2006.

PATIL, K.; BHOI, P.; HUHNKE, R.; BELLMER, D. Biomass downdraft gasifier with internal cyclonic combustion chamber: Design, construction, and experimental results. *Bioresources Technology*, v.102, p.6286-6290, 2011.

PHILIPS, S.D. Technoeconomic analysis of a lignocellulosic biomass indirect gasification process to make ethanol via mixed alcohols synthesis. *Industrial Engineering Chemical Research*, v. 46, n. 26, p. 8887-8897, 2007.

RAMOS, A. L. D.; MARQUES, J. J.; SANTOS, V.; FREITAS, L. S.; SANTOS, R. G. V. M.; SOUZA, M. M. V. M. **Atual Estágio de Desenvolvimento da Tecnologia GTL e Perspectivas para o Brasil** *Quim. Nova*, Vol. 34, No. 10, 1704-1716, 2011.

REZAIYAN, J.; CHEREMISINOFF, N.P. **Gasification technology: a primer for engineers and scientists** CRC Press, 2005.

RÍPOLI, T.C.C.; MOLINA JR., W.F.; RÍPOLI, M.R. **Energy potential of sugar cane biomass in Brazil** *Scientia Agricola*, v.57, n.4, p. 677-681, 2000.

SANCHES, C.G. **Tecnologia da Gaseificação de Biomassa**. Campinas, SP: Editora Átomo, 2010.  
SOAVE, G.; **Equilibrium Constants for Modified Redlich-Kwong Equation-of-state** *Chemical Engineering Science*, vol.27, p.1196-1203, 1972.

STERGARŠEK, A.; STEFAN, J. **Cleaning of syngas derived from waste and biomass gasification/pyrolysis for storage or direct use for electricity production** Production and Purification of Fuel from Waste and Biomass Workshop, Košice, October, 2004.

WANG, L.; WELLER, C. L.; JONES, D. D.; HANNA, M. A. **Contemporary issues in thermal gasification of biomass and its application to electricity and fuel production** *Biomass and Bioenergy*, v. 32, n,7, p.573-581, 2008.

SOAVE, G. **Equilibrium Constants for Modified Redlich-Kwong-of-state**. *Chem. Eng. Sci.*, v. 27, p. 1196 – 1203, 1972.

MATHIAS, P. M. **A Versatile Phase Equilibrium Equation-of-state**. *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, v. 22, p. 385 – 391, 1983.

MATHIAS, P. M.; COPERMAN, T. W. **Extension of the Peng-Robinson Equation-of-state to Complex Mixtures: Evaluation of the Various Forms of the Local Composition Concept**. *Fluid Phase Eq.*, v. 13, p. 91, 1983.

REDLICH, O.; KWONG, J. N. S. **On the Thermodynamics of Solutions V. an Equation-of-state. Fugacities of Gaseous Solutions**. *Chem. Rev.*, v. 44, p. 223 – 244, 1949.