

Thiara Paula Massariol Mattos

Modelagens do Processo de Gaseificação de Fezes Humanas

**Influência da Temperatura, Razão de Equivalência e Umidade do Ar
na Composição do Gás de Síntese**

Vitória, ES

2017

Thiara Paula Massariol Mattos

**Modelagens do Processo de Gaseificação de Fezes
Humanas
Influência da Temperatura, Razão de Equivalência e Umidade do Ar
na Composição do Gás de Síntese**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica do Centro Tecnológico da Universidade Federal do Espírito Santo, como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Universidade Federal do Espírito Santo

Centro Tecnológico

Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica

Orientador: Prof. Dr. Márcio Ferreira Martins

Vitória, ES

2017

Agradecimentos

Agradeço á Deus por tudo.

Agradeço aos meus pais e meus irmãos, minha base.

Ao George Avancini, por vivenciar e fornecer apoio crucial para que pudesse chegar aos meus objetivos.

Ao meu orientador, Prof. Dr. Márcio Ferreira Martins, pela confiança de sempre, apoio, e orientações que me guiaram até o fim.

À Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior - CAPES - pelo apoio financeiro prestado.

E à todos aqueles que contribuíram de alguma forma para que mais uma vitória fosse alcançada.

Seja sempre alegre. Estudando e trabalhando com alegria, você progredirá cada vez mais.
(Seicho Taniguchi)

Resumo

Com o propósito de reduzir a carga de material orgânico em sistemas de esgoto, saneamentos sustentáveis podem separar resíduos sólidos para conversão termoquímica em gás de síntese. A solução proposta visa reduzir significativamente os impactos ambientais e de saúde do saneamento precário, além de minimizar o uso de água e energia, que são os principais desafios do crescimento de países subdesenvolvidos. A conversão termoquímica a partir da gaseificação de leito fixo pode potencializar a geração de combustível gasoso através da biomassa fecal humana, convertendo dejetos sólidos humanos em gás combustível de poder calorífico apropriado para geração de energia. Três modelos para um gaseificador de cocorrente foram propostos, usando o simulador de processos *Aspen PlusTM*, para validação e estudo de otimização das condições operacionais. Foi selecionado o modelo que apresentou resultados satisfatórios e estudado a aplicabilidade da biomassa fecal humana como combustível para o processo de gaseificação. Verificou-se que o gás de síntese resultante da biomassa fecal humana com 20% de umidade obteve PCI e exergia de 7,43 MJ/kg e 8,17 MJ/kg, respectivamente, na razão de equivalência de 0,2. O efeito dos principais parâmetros operacionais, como temperatura operacional, razão de equivalência e a de vapor/biomassa foram analisados. Observou-se que o uso de agente gaseificante com umidade relativa de 90% reduz a temperatura do gás em 4,52% e a exergia em 4,27%, na razão de equivalência de 0,5. Os impactos deste trabalho residem no uso de modelos validados para auxiliar o projeto de gaseificadores de leito fixo e na maximização de condições operacionais para conversão termoquímica da biomassa fecal humana.

Palavras-chaves: Gaseificação, fezes humanas, simulador de processos, exergia, temperatura, razão de equivalência, umidade relativa.

Abstract

In order to reduce the load of organic material in sewage systems, sustainable sanitation can separate solid waste for thermochemical conversion into gasification gas. The proposed solution aims to significantly reduce the environmental and health impacts of precarious sanitation, besides minimizing the use of water and energy, that are the main challenges for the growth of underdeveloped countries. The thermochemical conversion from fixed bed gasification can potentialize the generation of gaseous fuel through human fecal biomass, converting human waste into fuel gas of appropriate calorific value for power generation. Three models for a downdraft gasifier were proposed, using the processes simulator Aspen PlusTM, for validation and study of optimization of operational conditions. It was selected the model that presented satisfactory results and it was studied the applicability of human fecal biomass as fuel for the gasification process. It has been found that the gasification gas resulting from the human fecal biomass with 20% moisture got LHV and exergy of 7,43 MJ/kg and 8,17 MJ/kg, respectively, in the equivalence ratio of 0,2. The effect of the main operating parameters, such as reactor temperature, equivalence ratio and steam/biomass ratio about exergy were analyzed. It was observed that the use of gasifying agent with relative humidity 90% reduces the temperature of the gas in 4,52% and the exergy in 4,27%, for the equivalence ratio of 0,5. The impacts of this work lie in the use of validated models to assist the design of fixed bed gasifier and the maximization of operational conditions for thermochemical conversion of human fecal biomass.

Key- Words: *Gasification, human faeces, process simulator, exergy, temperature, equivalence ratio, relative humidity.*

Lista de ilustrações

Figura 1 – Fluxograma de processo do sistema de tratamento via gaseificação de biomassa. (DALVI, 2015)	16
Figura 2 – Diferentes opções para a conversão de biomassa em gases combustíveis ou produtos químicos	18
Figura 3 – Tipos de gaseificadores. i)Cocorrente, ii)Contracorrente e iii)Fluxo Cruzado. (OLIVEIRA; NOGUEIRA, 2007)	22
Figura 4 – Zonas que compõem o processo de gaseificação	25
Figura 5 – Composição do gás de síntese em função da temperatura($^{\circ}\text{C}$) de operação para o processo de gaseificação simulados no <i>Aspen PlusTM</i> com base na modelagem (i) cinética e (ii) energia livre de Gibbs. (EIKELAND; THAPA; HALVORSEN, 2015)	28
Figura 6 – Modelo de equilíbrio de três zonas sem modelo cinético para gaseificador de cocorrente. (RATNADHARIYA; CHANNIWALA, 2009)	29
Figura 7 – Modelo de equilíbrio de três zonas sem modelo cinético para gaseificador de cocorrente. (ROY; DATTA; CHAKRABORTY, 2009)	31
Figura 8 – Classificação das componentes usadas no <i>Aspen PlusTM</i>	33
Figura 9 – Diagrama de fluxo esquemático modelado no <i>Aspen PlusTM</i> para a gaseificação e sua representação esquemática com base no modelo A.	38
Figura 10 – Diagrama de fluxo esquemático modelado no <i>Aspen PlusTM</i> para a gaseificação e sua representação esquemática com base no modelo B.	39
Figura 11 – Diagrama de fluxo esquemático modelado no <i>Aspen PlusTM</i> para a gaseificação e sua representação esquemática com base no modelo C.	41
Figura 12 – Fração molar da composição dos gases de gaseificação para (i) seringueira (JAYAH et al., 2003) e (ii) fezes (DALVI, 2015).	48
Figura 13 – Efeito da temperatura na composição do gás de síntese para ER:0.39.	49
Figura 14 – Efeito da temperatura na exergia e PCI do gás de síntese para ER:0.39.	51
Figura 15 – Variação das frações molares de gás de síntese e da temperatura adiabática de chama em função da razão de equivalência.	52
Figura 16 – PCI, exergia e CGE em função da razão de equivalência.	54
Figura 17 – Influência do agente gaseificante na (i) temperatura, (ii) PCI, (iii) exergia física, (iv) exergia química e (v) exergia total do gás de síntese.	55

Lista de tabelas

Tabela 1 – Comparação entre as análises de energia e de exergia.	20
Tabela 2 – Parâmetros das biomassas de (JAYAH et al., 2003) e (DALVI, 2015) para validação do modelo.	44
Tabela 3 – Valores das constante das constantes de C_p para respectivas espécies .	46
Tabela 4 – Balanço de Massa e Energia dos modelos A, B e C.	47
Tabela 5 – Comparação de dados entre os resultados do modelo e os combustíveis de referência.	48

Lista de abreviaturas e siglas

CGE	Eficiência de gás frio
Arb	Base Recebida
Db	Base Seca
ER	Razão de Equivalência
S/B	Razão vapor/biomassa
PCI	Poder Calorífico Inferior
RMS	<i>Root-mean-square</i>
SM	Modular Sequencial <i>Sequential-Modular</i>
EO	Orientada por equação <i>Equation Oriented</i>
CF	Carbono Fixo
UR	Umidade Relativa

Lista de símbolos

Nomenclatura

C_p	Calor Específico
G^t	Energia Livre Total de Gibbs
\dot{m}	Vazão Mássica
h	Entalpia
s	Entropia
n	Número de Moles
M	Peso Molecular
P	Pressão
R	Constante do Gás
k	Constante de Equilíbrio
T	Temperatura
E_R	Energia de Ativação
A_R	Fator pré-exponencial
y	Fração Molar
V	Volume
C_{RF}	Fator de Reatividade do <i>Char</i>
MOD	Valor Obtido pelo Modelo
REF	Valor Experimental
D	Número Total de Dados
L	Função Lagrange
a	Número de Moles de O_2 no Ar
w	Número de Umidade na Biomassa

$\Delta\dot{G}$ Energia Livre de Gibbs Padrão

CBP Ponto de Limite do Carbono *Carbon Boundary Point*

Letras gregas

λ Multiplicador de Lagrange

μ Potencial Químico

Φ Razão ar-combustível

ε Exergia

ε° Exergia Química Padrão

Subscritos

0 Ambiente

bio Biomassa

m Molar

Sumário

1	INTRODUÇÃO	13
1.1	Objetivos	14
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	15
2.1	Fezes Humanas	15
2.2	Conversão da Biomassa em Energia	17
2.3	Gaseificação	20
2.3.1	Etapas da Gaseificação	22
2.3.2	Simulação de Processos	25
3	METODOLOGIA	32
3.1	<i>Aspen PlusTM</i>	32
3.2	Modelo de equilíbrio termodinâmico para gaseificação	35
3.2.1	Desenvolvimento do diagrama de fluxo para o Modelo A	37
3.2.2	Desenvolvimento do diagrama de fluxo para o Modelo B	38
3.3	Modelo de equilíbrio termodinâmico acoplado com cinética química para gaseificação	39
3.3.1	Modelagem da zona 1	41
3.3.2	Modelagem da zona 2	43
3.4	Biomassa	44
3.5	Parâmetros de Análise	44
3.5.1	Eficiência de Gás Frio	44
3.5.2	Razão de Equivalência	45
3.5.3	RMS	45
3.5.4	Poder Calorífico Inferior	45
3.5.5	Exergia	45
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	47
4.1	Validação do modelo	47
4.2	Influência da temperatura	48
4.3	Influência do ER	51
4.4	Influência da umidade do ar	54
5	CONCLUSÃO	58
5.1	Sugestões de Trabalhos Futuros	59

REFERÊNCIAS	60
APÊNDICES	71
APÊNDICE A – DADOS EXPERIMENTAIS E SIMULADOS . . .	72
APÊNDICE B – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA	73
APÊNDICE C – EXECUÇÃO DA SIMULAÇÃO	76

1 Introdução

Estima-se que até 2030 as necessidades de saneamento de 5 bilhões de pessoas em todo o mundo serão atendidas por saneamento local (STRANDE; BRDJANOVIC, 2014). Os sistemas de saneamentos convencionais não acompanham o crescimento da população. Além disso, são sistemas de sustentabilidade financeira fraca, incluem altos requisitos de energia e intensidade da água, ineficiência no transporte e tratamento dos resíduos fecais, originando problemas de saúde (WINBLAD; SIMPSON-HEBERT, 2004). A eliminação final dos resíduos tratados em aterros sanitários também contribui para problemas ambientais (CUMMING, 2009; LANGERGRABER; MUELLEGGER, 2005).

Incentivados pelo programa da Fundação Bill e Melinda Gate, banheiros autônomos tem sido estudados, com o intuito de tratar com segurança os resíduos fecais, operando sem água, esgoto e fonte de energia externa, podendo recuperar recursos úteis, tais como energia. Esse banheiro visa implantar o uso de um gaseificador de pequena escala para converter as fezes humanas em gás de síntese, onde a energia recuperada a partir deste processo será utilizada para operar sistema de autossustentado.

O processo de gaseificação consiste na conversão da biomassa em um gás de síntese com determinado poder calorífico. Uma das formas de se avançar nesse campo está na modelagem computacional da gaseificação, que geralmente é descrito pelo equilíbrio termodinâmico ou pela cinética química. Ambas as abordagens têm limitações físicas e químicas para aplicação, como será posteriormente discutido.

A maioria das simulações relacionando fezes utilizam biomassas como o estrume de animal (FERNANDEZ-LOPEZ et al., 2017) e lodo de esgoto (BRAMBILLA, 2014). Alguns estudos que simularam a conversão termoquímica das fezes humanas apresentaram outros processos de conversão que diferem do objetivo desse estudo. Danso-Boateng et al. (2013) usaram o modelo cinético de primeira ordem para descrever a tecnologia de carbonização hidrotérmica da biomassa fecal. Já Liu et al. (2014) simularam o processo de gaseificação de plasma através da modelagem de equilíbrio termodinâmico, usando a minimização da energia de Gibbs. Onabanjo et al. (2016), uma das poucas a descrever o estudo desse processo, estudaram a aplicabilidade das fezes humanas por meio do processo de gaseificação. Seu estudo conclui que a exergia recuperável de fezes úmidas de um adulto está dentro da faixa de 13-15 MJ/kg.

Dalvi (2015) apresentou a estrutura e a metodologia experimental usada para a execução de testes de gaseificação cocorrente para fezes humanas. Essas experiências foram tomadas como ponto de partida para desenvolver um modelo para o processo de gaseificação de fezes humanas usando o simulador de processos. O *Aspen PlusTM* é um

simulador de processos muito utilizado para que tal conhecimento detalhado seja alcançado, executando todos os cálculos necessários, prevendo seu comportamento. Entretanto, a complexidade que existe nos processos práticos, a modelagem computacional também não é trivial. Sendo assim, o presente trabalho se propõe como uma contribuição, no sentido de aprimorar a execução de processos gaseificação de fezes humanas.

A presente dissertação está estruturada em 4 capítulos seguintes. No próximo capítulo, Revisão Bibliográfica, serão apresentados os conceitos necessários ao entendimento desse estudo, desde o uso das fezes humanas como biomassa até os modelos computacionais utilizados para simular a gaseificação. No capítulo seguinte, Metodologia, os conceitos e equacionamentos matemáticos usados na simulação são detalhados. Esse capítulo também apresenta, além da caracterização dos modelos propostos, os parâmetros de análise utilizados, como cálculo da exergia. Na seção Resultados e Discussões, todos os resultados obtidos são expostos e discutidos detalhadamente. Por fim, a Conclusão, estabelecendo uma relação com os objetivos e propondo sugestões para trabalhos futuros.

1.1 Objetivos

O objetivo geral do presente trabalho consiste em modelar o processo de gaseificação de fezes humanas por meio de simulações conduzidas no simulador de processos *Aspen PlusTM*. Dentre os objetivos específicos estão:

- Validar a simulação do processo de gaseificação com resultados experimentais da gaseificação de fezes humanas;
- Selecionar entre três diferentes modelos o que melhor representa o processo de gaseificação;
- Usar coeficientes com base em resultados experimentais no processo de decomposição usados na modelagem de equilíbrio termodinâmico;
- Avaliar a influência do uso do ar seco, úmido e pré-aquecido no processo de gaseificação.

2 Revisão Bibliográfica

2.1 Fezes Humanas

O fornecimento de saneamento adequado, seguro e sustentável é um desafio enfrentado pela maior parte da população mundial. À medida que a população aumenta, o desenvolvimento da infraestrutura de saneamento não corresponde ao seu crescimento. Embora o fornecimento de saneamentos convencionais possam permanecer insuficientes, a coleta segura e o tratamento de resíduos fecais humanos são indiscutivelmente o elo mais fraco da cadeia de valor do saneamento. Em todo o mundo, estima-se que 40% (cerca de 2,4 bilhões de pessoas) carece de saneamento adequado (UNICEF, 2015). A falta de recursos financeiros é uma das razões pelas quais, os serviços de manejo desses resíduos não existem ou não podem ser sustentados em países subdesenvolvidos (MURRAY; DRECHSEL, 2011; BASSAN et al., 2014). Cerca de 90% dos esgotos em países em desenvolvimento são descarregados sem tratamento (ESREY et al., 2001), comprometendo o meio ambiente e a saúde (PEAL et al., 2014).

As principais desvantagens dos sistemas de saneamentos convencionais foram destacadas por Werner et al. (2009):

- Tratamento quase sempre deficiente ou lançamento sem controle de mais de 90% das águas residuais em todo o mundo;
- Uso de água potável para carreamento dos dejetos;
- Poluição de corpos d'água, principalmente por nutrientes, resíduos perigosos, agentes patogênicos, fármacos e hormônios;
- Perda de valiosos nutrientes e elementos através de lançamento de esgotos em corpos d'água;
- Danos ambientais graves e eutrofização dos mananciais;
- Altos investimentos de implantação, alto consumo de energia para operação e manutenção;
- Predominância de sistemas coletivos combinados (esgotamento de água pluvial em conjunto com esgoto doméstico), gerando sérios problemas devido ao lodo de esgoto contaminado.

Devido a ineficiência dos saneamentos convencionais, o desenvolvimento de soluções de saneamentos sustentáveis requer uma mudança na utilização de recursos e energia. Saneamento sustentável implica que o sistema necessite de coleta, armazenamento, transporte e tratamento seguros para os dejetos humanos, bem como a eliminação ou reutilização de produtos finais (BRACKEN et al., 2005; KVARNSTROM et al., 2004; MARA et al., 2007; MARA et al., 2010). Com vistas a uma destinação produtiva desses dejetos, evitando assim, a contaminação dos solos. Uma das soluções vem sendo estudada pela Fundação Bill e Melinda Gates, no âmbito do "Reinvent the WC Challenge". As soluções desenvolvidas têm como objetivo proporcionar uma maneira pela qual as fezes humanas podem ser tratadas no local sem energia ou água externa, permitindo que ele seja transportado de maneira segura e potencialmente reutilizado (PARKER, 2014). Assim, um sistema de banheiro autônomo capaz de processar as fezes humanas e que não seja dependente de fontes externas de energia e conexão a um sistema de esgotos pode ser desenvolvido. Um modelo esquemático foi proposto por Dalvi (2015) conforme apresentado na Figura 1.

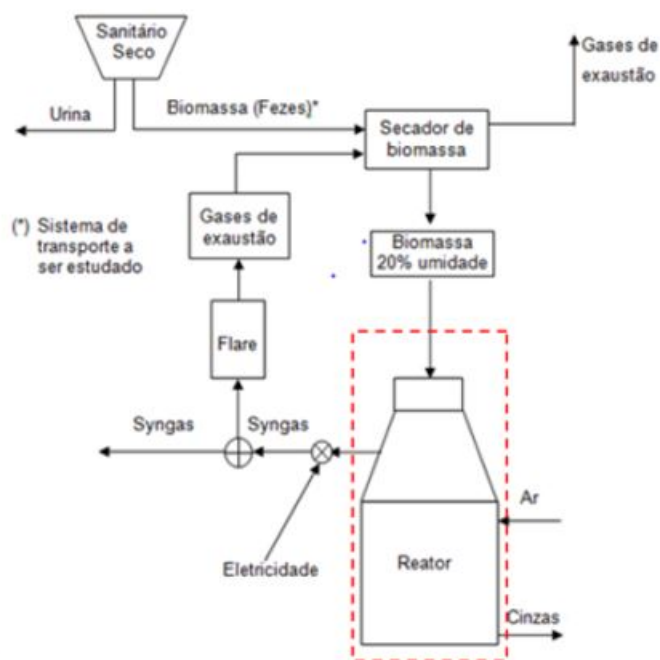


Figura 1 – Fluxograma de processo do sistema de tratamento via gaseificação de biomassa. (DALVI, 2015)

As fezes humanas podem ter usos benéficos para o meio ambiente e economicamente como combustíveis, fertilizantes ou insumos alternativos em processos de fabricação, como o cimento (MURRAY; RAY, 2010). A utilização das fezes humanas como combustível para produção de energia é escassa e muito recente, motivadas pela necessidade de novos métodos de saneamento nos países em desenvolvimento (DANSO-BOATENG et al., 2013) e pelas grandes quantidades produzidas globalmente a cada ano, cerca de 1 bilhão de toneladas (CHAGGU, 2004; JANAJREH; SHRAH, 2013). Além disso, as fezes humanas são materiais orgânicos e sua conversão termoquímica poderá ser realizada usando a energia

química do carbono presente em sua constituição. Portanto, podem ser tratadas com segurança e transformadas em gás combustível por processos de conversão termoquímica tais como a pirólise, a combustão e a gaseificação. A gaseificação é um processo de conversão de biomassa considerada como uma das alternativas de tecnologias modernas (MCKENDRY, 2002). No entanto, devido elevado teor de umidade (LIU et al., 2014), um tratamento de pré-secagem é necessário, mas em muitos casos é energeticamente desfavorável (DANSO-BOATENG et al., 2013).

2.2 Conversão da Biomassa em Energia

A ampla disponibilidade de biomassa tem sido reconhecida pelo seu potencial de fornecer quantidades de energia útil com menos impactos ambientais do que os combustíveis fósseis (PUIG-ARNAVAT; BRUNO; CORONAS, 2010; BARUAH; BARUAH, 2014; MANIATIS; GUIU; RIESGO, 2004). A biomassa pode ser convertida em produtos através de processos bioquímico/biológico ou termoquímicos (LIN; TANAKA, 2006; CAPUTO et al., 2005). As rotas de conversão da biomassa e seus principais produtos estão esquematizados na Figura 2. A conversão bioquímica da biomassa ainda enfrenta desafios relacionados à baixa economia e eficiência (LIN; TANAKA, 2006). Combustão, pirólise e gaseificação são os três principais processos de conversão termoquímica. A combustão de biomassa é uma reação química exotérmica que ocorre entre um combustível e um oxidante, convertendo a energia química armazenada na biomassa em energia. Contudo, a eficiência líquida para geração de eletricidade a partir da combustão da biomassa é geralmente baixa, variando de 20% a 40% (CAPUTO et al., 2005). A pirólise de biomassa é um processo de decomposição termoquímica que ocorre na ausência ou em baixas quantidades de oxigênio, convertendo a biomassa em *char*, líquido (bio-óleo) e gás. A proporção relativa desses produtos depende em grande parte dos diferentes tipos de pirólise e condições de reação. Os usos limitados e a dificuldade no processamento do bio-óleo restringiram a ampla aplicação do processo de pirólise (FAAIJ, 2006).

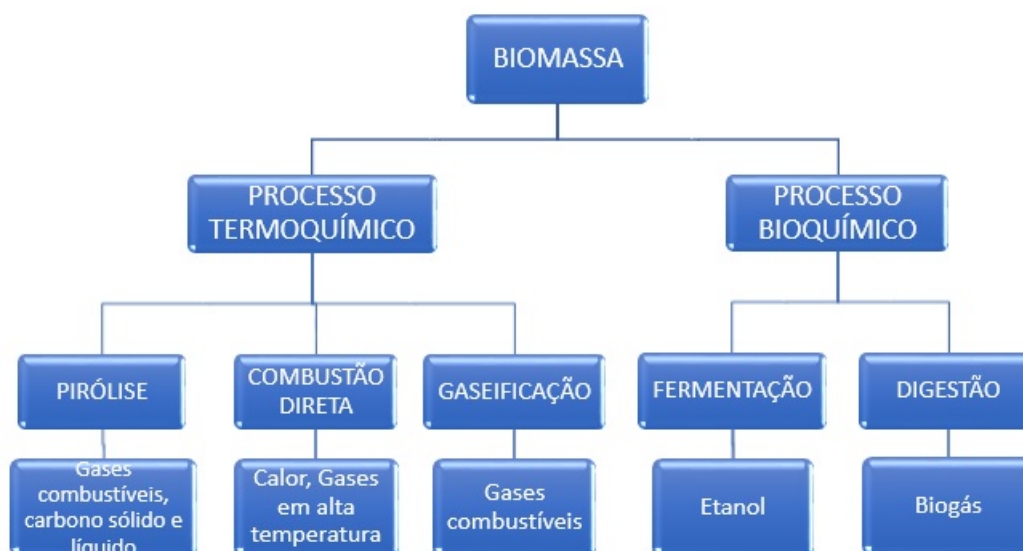


Figura 2 – Diferentes opções para a conversão de biomassa em gases combustíveis ou produtos químicos

Rezaiyan e Cheremisinoff (2005) apresentaram a comparação entre a gaseificação e combustão. Foi relatado que em geral, a finalidade da gaseificação é a produção de gases com determinado poder energético que podem ser usados diretamente para combustão em outras aplicações, enquanto que a combustão enfatiza a geração de energia.

O processo de gasificação da biomassa consiste na conversão de um composto orgânico em gases combustíveis (por exemplo, CO_2 , CO , CH_4 e H_2) com valor energético específico. A gasificação da biomassa é um processo que envolve a secagem da biomassa seguida de pirólise, oxidação e redução, realizada na presença de um agente gaseificante. Os principais agentes utilizados são o ar, ar-vapor, oxigênio (O_2), dióxido de carbono (CO_2) e vapor (H_2O). O poder calorífico do produto gasoso depende do agente gaseificante.

O ar é um agente gaseificante barato e amplamente utilizado, contém uma grande quantidade de nitrogênio, o que diminui o poder calorífico do gás de síntese, correspondendo cerca de 25-33% (ZAINAL et al., 2002; GIL et al., 1999) do poder calorífico para o agente vapor (GIL et al., 1999), enquanto que, o poder calorífico para o agente oxigênio pode ser até 125-175% maior (BASU, 2013), contudo os custos de operação também aumentam devido aos custos de produção de oxigênio.

Entre os agentes de gaseificação, o vapor fornece gás de síntese com poder calorífico médios e baixos (DELGADO; AZNAR; CORELLA, 1997; BASU, 2013), sendo maior que os obtidos pela gaseificação de ar e menos oneroso que a gaseificação usando o agente oxigênio. A adição de vapor puro como agente no processo de gaseificação de biomassa torna possível a obtenção de gás de síntese de alto teor de H_2 (WEI et al., 2007; XIAO et al., 2011). A desvantagem para o uso prático deste agente é que o processo de gaseificação torna-se alotérmico (SHEN; GAO; XIAO, 2008), o calor para as reações endotérmicas

deve ser fornecido externamente (KERN; PFEIFER; HOFBAUER, 2013). O uso de CO_2 como agente gaseificante é favorável por causa da presença no gás de síntese (GARCIA et al., 2001; OLLERO et al., 2003). Contudo, como acontece com o agente vapor, o processo de gaseificação torna-se alotérmico.

O uso de ar-vapor como agente gaseificante é uma técnica comum para substituir a gaseificação de vapor, onde a energia necessária para a gaseificação pode ser fornecida pela combustão parcial de biomassa com oxigênio (SALAMI; SKALA, 2015). O estudo apresentado por Sharma e Sheth (2016) observou que o poder calorífico teve seu ponto máximo na razão vapor/biomassa (S/B) 1,06, no qual, além desse limite, qualquer aumento em S/B produz excesso de vapor no gás de síntese. A energia contida no excesso de vapor e as perdas de entalpia na geração desse vapor, resulta na redução da eficiência do processo. Sharma e Sheth (2016) concluiu que a adição de vapor no gaseificador reduz a temperatura enquanto que o rendimento de H_2 aumenta.

O rendimento total do gás é geralmente influenciado positivamente com o aumento da temperatura do gaseificador para diferentes condições experimentais e meios de reação (BHATTACHARYA; SIDDIQUE; PHAM, 1999; KUMAR et al., 2009; LUCAS et al., 2004). A composição do gás obtido a partir da gaseificação depende de vários parâmetros, como a composição da biomassa, o agente gaseificante, a pressão e temperatura operacional, o teor de umidade da biomassa, o modo de colocar os reagentes no interior do gaseificador, a geometria do gaseificador entre outros (BASU, 2013). Portanto, para o projeto bem-sucedido de um sistema de gaseificação, um conhecimento do efeito desses parâmetros sobre o processo de gasificação é essencial. Isso pode ser alcançado pelas análises de energia e exergias. Para a análise da energia do processo de gaseificação, a energia é conservada durante o processo de conversão de energia da biomassa. Contudo, as avaliações da análise de energia não são suficientes para identificar e quantificar corretamente o que geralmente é chamado de ineficiências, isto é, a consequência da ocorrência de um processo irreversível (PTASINSKI, 2016). Os balanços energéticos respondem pela quantidade de energia e não pela qualidade da energia. Na termodinâmica, a qualidade de uma determinada quantidade de energia e matéria é caracterizada por sua exergia (FRANGOPOULOS, 2009). Ptasinski (2016) apresentou a comparação entre as análises de energia e de exergia conforme descrito na Tabela 1. Este é o motivo pelo qual a análise de exergia foi frequentemente usada na análise dos processos de conversão de biomassa (FERDELJI; GALOVIĆ; GUZOVIĆ, 2008; STOJILJKOVIĆ et al., 2010; FAZELI; REZVANTALAB; KOWSARY, 2011; GORJIBANDPY; GOODARZIAN, 2011; PELLEGRINI; OLIVEIRA, 2007).

Tabela 1 – Comparação entre as análises de energia e de exergia.

Energia	Exergia
Medida de quantidade de energia	Medida de qualidade de energia e matéria
Com base na 1° Lei da Termodinâmica	Com base na 1° e 2° Lei da Termodinâmica
A energia sempre é conservada	Exergia é consumida em processos reais
Definido por propriedades de energia ou fluxo de matéria	Definido por propriedades de energia ou fluxo de matéria e condições ambientais
A análise de energia indica apenas perdas externas	A análise de exergia indica perdas externas e internas

Ptasinski (2016) usou a análise de exergia para estudar o processo de conversão de energia, como a gaseificação de biomassa. Foi demonstrado que o pré-aquecimento do agente gaseificante ar leva à redução de perdas de exergia e à melhoria da eficiência exergetica. Jayah et al. (2003) simulou um gaseificador cocorrente usando a biomassa madeira, foi observado que para o pré-aquecimento do agente gaseificante de 300 K a 600 K a eficiência de conversão aumenta de 56% para 57% .

Pellegrini e Oliveira (2007) realizaram uma análise de exergia para avaliar as irreversibilidades associadas ao processo e a influência da temperatura, umidade, produção de carbono sólido e perdas térmicas. Foi adotada a abordagem não estequiométrica para a modelagem. Pellegrini e Oliveira (2007) concluíram que a umidade foi responsável por um aumento na destruição da exergia dentro do reator, como resultado do aumento da energia necessária para evaporar a umidade e que o pré-aquecimento de ar pode reduzir as irreversibilidades, embora não seja suficiente para compensar as perdas devido ao alto teor de umidade e/ou perdas térmicas. Rupesh, Muraleedharan e Arun (2016) desenvolveram um modelo quase estável para simular o processo de gaseificação de biomassa. As análises de energia e exergia foram as ferramentas usadas para comparar o desempenho da gaseificação para diferentes biomassas. Para os 5 tipos de biomassas, o aumento da temperatura favoreceu o aumento da eficiência exergetica, enquanto que o aumento de vapor da mistura ar-vapor reduziu a eficiência exergetica. Portanto, a análise da exergia como parâmetro de análise para as condições operacionais é extremamente viável.

2.3 Gaseificação

Os gaseificadores são classificados principalmente com base em seu modo de contato sólido com gás e meio gasificado. Com base no modo de contato sólido de gás, os gaseificadores são divididos em dois principais tipos leito fixo ou móvel (cocorrente(*downdraft*), contracorrente(*updraft*) e fluxo cruzado (*crossflow*)) e leito fluidizado (borbulhante e circulante) (BASU, 2013).

Em um leito fluidizado o combustível é suspenso, devido ao efeito de estado fluidizado, pela passagem do agente gaseificante em uma determinada velocidade. Os gaseificadores de

leito fluidizado são conhecidos por sua excelente uniformidade de mistura e temperatura, reduzindo a chance de aglomeração do combustível (BASU, 2013). Em um gaseificador de leito fixo, devido à ausência desse efeito, a mistura e a transferência de calor dentro do reator são baixas, dificultando a distribuição uniforme do combustível e da temperatura em toda a seção transversal do gaseificador. Assim, os combustíveis que são propensos a aglomeração podem potencialmente formar aglomerados durante a gaseificação, o que torna esse tipo de gaseificador menos eficiente para combustíveis de biomassa com um alto índice de aglomeração (BASU, 2013). Em comparação com os gaseificadores de leito fluidizado, o gaseificador de leito fixo parece ser o mais adaptável para a produção de gás de síntese em estações de geração de energia em pequena escala e podem ser construídos de forma econômica em tamanhos pequenos, o que é uma das principais atrações (BASU, 2013). A escolha de um determinado tipo de gaseificador requer uma análise de vários outros fatores devem ser investigado, como as propriedades da matéria-prima (química e física), o método de aquecimento, a qualidade do gás de síntese necessário, a capacidade da planta e as variáveis operacionais envolvidas.

A Figura 3 apresenta três principais tipos de reatores de leito fixo: contracorrente, cocorrente e fluxo cruzado. O gaseificador de fluxo cruzado é usado principalmente para a gaseificação de carvão vegetal com baixo teor de cinzas. Devido a sua configuração, a zona de oxidação pode chegar a temperaturas muito altas ($>1500^{\circ}\text{C}$) (BASU, 2013), resultando problemas com o material construtivo. Segundo os estudos de Maniatis e Millich (1998), Beenackers (1999), Belgiorno et al. (2003), Basu (2013) para gaseificadores contracorrente e cocorrente, observa-se que os gaseificadores contracorrente possuem as vantagens de alta confiabilidade, alta eficiência, baixas emissões específicas e flexibilidade da matéria-prima e a desvantagem do alto teor de alcatrão. Os gaseificadores cocorrente têm a vantagem de um teor de alcatrão relativamente baixo, desta forma o gás gerado pode ser transportado em tubulações e utilizados em motores com um mínimo de limpeza; alta conversão do carbono e alto tempo de residência. Os gaseificadores de cocorrente têm as desvantagens de especificações restritas tanto do tamanho da matéria-prima quanto do teor de umidade ($<20\%$).

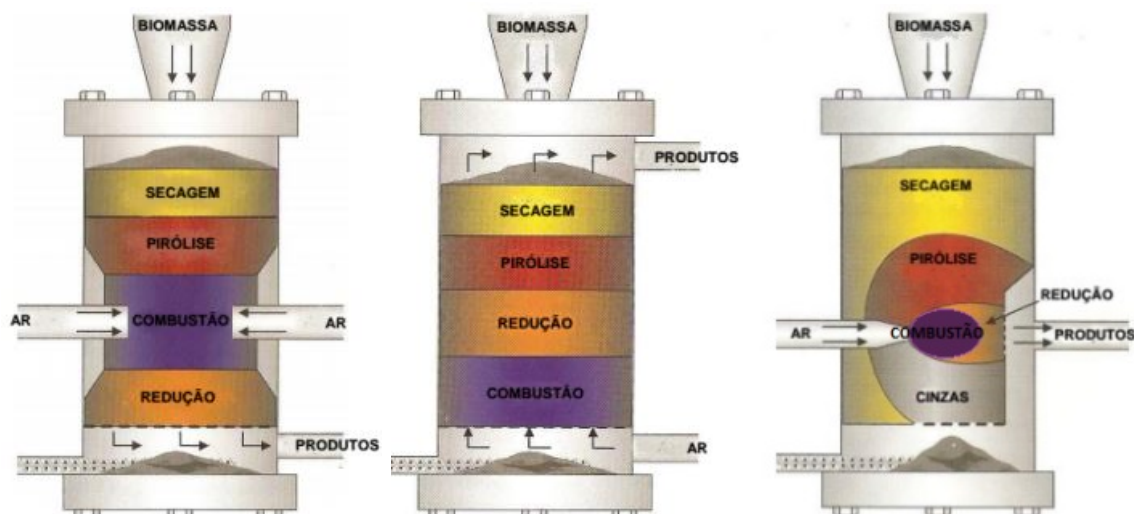


Figura 3 – Tipos de gaseificadores. i)Cocorrente, ii)Contracorrente e iii)Fluxo Cruzado. (OLIVEIRA; NOGUEIRA, 2007)

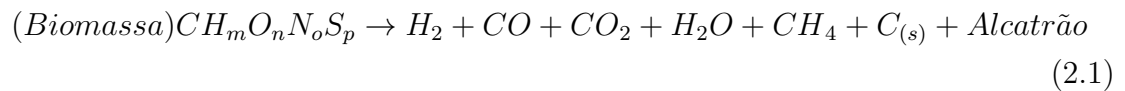
2.3.1 Etapas da Gaseificação

No processo de gaseificação, a reação de oxidação parcial de parte da biomassa concede a energia necessária para as reações endotérmicas, através de uma condição autotérmica ou alotérmica. No gaseificador direto ou autotérmico, o reator é aquecido internamente através de oxidação parcial, pois as reações de oxidação fornecem energia para manter a elevada temperatura do processo (BELGIORNO et al., 2003). Gaseificadores diretos operam normalmente usando ar ou oxigênio como agentes oxidantes. Enquanto que no gaseificador indireto a energia necessária para a gaseificação é fornecida externamente. Vapor d'água é o agente de gaseificação mais comumente utilizado na gaseificação indireta, pois é facilmente produzido e aumenta a quantidade de hidrogênio no gás combustível (SINGH et al., 2011). Considerando o sistema autotérmico, a gaseificação pode ser vista como uma sequência de zonas de gaseificação, ditada pela reação de oxidação. Uma representação esquemática simplificada da gaseificação é relatada na Figura 4. Os intervalos da temperatura das quatro zonas descritas abaixo e os parâmetros cinéticos das degradações dependem principalmente da taxa de transferência de calor, da composição da biomassa e do grau de oxidação (KUMAR et al., 2008; VÁRHEGYI et al., 1997; BIAGINI; BARONTINI; TOGNOTTI, 2006). As principais zonas do processo de gaseificação são:

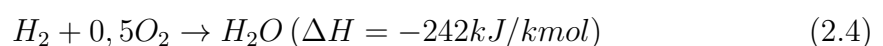
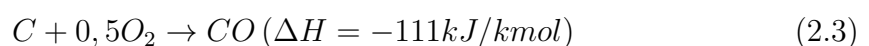
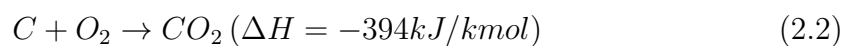
- Secagem: nessa zona ocorre o processo de evaporação da umidade contida na biomassa. O calor requerido geralmente provém da zona de oxidação. A secagem pode ocorrer a cerca de 100-200°C (CHOUDHURY; CHAKMA; MOHOLKAR, 2015). A umidade em uma biomassa pode ser intrínseca (inerente) ou superficial (influenciada pelo tempo/manipulação). A umidade inerente reside dentro da estrutura celular o que não pode ser feito quase nada para sua evaporação, contudo é possível a evaporação da umidade superficial. McKendry (2002) observou que teor de umidade acima de

cerca de 30% reduz o poder calorífico do gás de síntese devido à necessidade de evaporar a umidade. Para um gás de síntese com um poder calorífico razoavelmente elevado, a maioria dos sistemas de gaseificação utilizam biomassa seca com um teor de umidade de 10 a 20% (BASU, 2013).

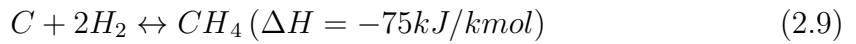
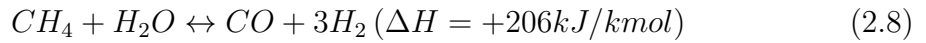
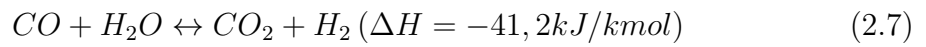
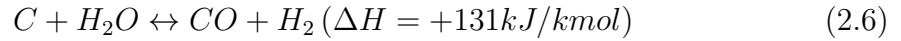
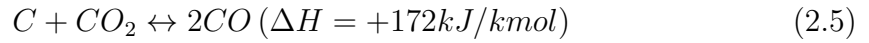
- Pirólise: Conforme já relatado, nessa zona ocorre a decomposição termoquímica da biomassa na ausência ou em baixas quantidades de oxigênio. A Reação (2.1) é endotérmica e, como na zona de secagem, o calor necessário é fornecido pela zona de oxidação. A pirólise envolve a degradação térmica das moléculas maiores de hidrocarbonetos da biomassa em moléculas de gás menores (condensáveis e não condensáveis) (BASU, 2013). Resultando na liberação de gases condensáveis, não condensáveis e *char*. O *char* é um sólido residual que após a pirólise tem uma concentração mais elevada de carbono (REZAIYAN; CHEREMISINOFF, 2005). A fração líquida é constituído por substâncias orgânicas complexas, condensáveis com o arrefecimento (CHOUDHURY; CHAKMA; MOHOLKAR, 2015). A fração gasosa é uma mistura de gases não condensáveis com o arrefecimento. O "gás de pirólise" é a fração gasosa e consiste principalmente em hidrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbono e hidrocarbonetos leves, como o metano. A reação pode ser representada da seguinte maneira:



- Oxidação: A entrada do agente oxidante no reator estabelece a zona de oxidação. A oxidação parcial da biomassa fornece a energia para os processos endotérmicos, sendo realizada em condições sub-estequiométrica. É possível supor que grande parte dos produtos produzidos na zona de pirólise são parcialmente oxidados, resultando em rápido aumento de temperatura devido às reações altamente exotérmicas (GHOSH; SAGAR; KISHORE, 2004). O produto da reação exotérmica é uma mistura gasosa de CO , CO_2 e H_2O . Nesta mistura, terá a presença do nitrogênio caso o agente gaseificante seja o ar. As principais reações ocorridas durante a oxidação são (ROBERTS; HARRIS, 2000; BASU, 2013):



- Redução: a redução envolve todos os produtos das zonas de secagem, pirólise e oxidação; A mistura de gás e o *char* reagem um com o outro resultando na formação do gás de síntese. As principais reações que ocorrem na zona de redução são (BASU, 2013; CHOUDHURY; CHAKMA; MOHOLKAR, 2015; MCKENDRY, 2002)



Essas reações são reações de equilíbrio químico e, portanto, produtos e reagentes podem coexistir e manter suas proporções de concentração, conforme definido pelo conceito de equilíbrio químico. Devido ao caráter exotérmico (Equações (2.7),(2.9)) e endotérmico (Equações (2.5),(2.6),(2.8)) das reações, a temperatura tem um papel fundamental na determinação da composição do gás de síntese. As altas temperaturas aumentam a oxidação do *char* e reduzem a formação de alcatrão. Por outro lado, aumentam o risco de sinterização de cinzas e reduzem o conteúdo de energia do gás de síntese (BASU, 2013).

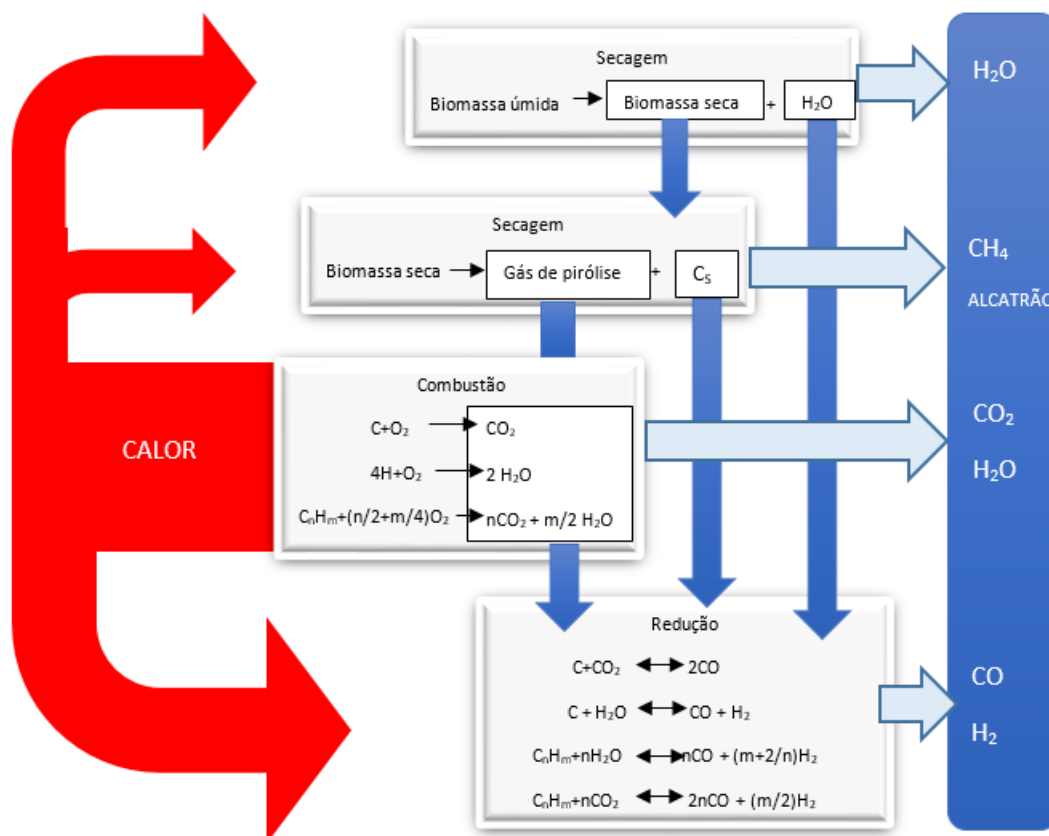


Figura 4 – Zonas que compõem o processo de gaseificação

2.3.2 Simulação de Processos

A simulação do processo de gaseificação fornece uma melhor compreensão dos mecanismos físicos e químicos dentro do gaseificador e ajuda a otimizar o rendimento, por isso, é necessário o desenvolvimento de um modelo matemático rigoroso para avaliar a condição do processo (PUIG-ARNAVAT; BRUNO; CORONAS, 2010). Na simulação, resultados são gerados para avaliar uma variedade de condições, economizando tempo e recursos, fornecendo dados qualitativos sobre o efeito dos parâmetros de projeto e operação, embora não sejam precisos quanto os resultados experimentais. De acordo com Li et al. (2001) existem dois principais modelos de gaseificação: modelos cinéticos e modelos de equilíbrio termodinâmico.

O modelo de equilíbrio termodinâmico prediz o rendimento máximo possível de um produto desejado a partir de um sistema de reação (LI et al., 2001). Supõem que a reação ocorre durante um tempo infinito e atinge o equilíbrio, ou seja, a reação tem tempo o suficiente para atingir o equilíbrio. Contudo, apenas um tempo finito está disponível para que a reação ocorra em um gaseificador real. Os modelos de taxa cinética contêm sempre parâmetros que limitam a sua aplicabilidade a diferentes unidades de gaseificação. Portanto, para estudar a influência dos parâmetros do combustível e do processo é conveniente o modelo do equilíbrio termodinâmico, que independe da geometria do gaseificador. O

equilíbrio termodinâmico pode não ser atingido no gaseificador, mas as simulações podem fornecer uma previsão razoável do rendimento máximo alcançado pelo produto desejado (LI et al., 2001).

O modelo de equilíbrio termodinâmico é determinado por duas abordagens gerais: estequiométrica e não-estequiométrica. A abordagem estequiométrica requer um mecanismo de todas as reações químicas e espécies envolvidas, os dados de energia livre podem ser usados para calcular as constantes de equilíbrio de um conjunto de reações. Na abordagem não estequiométrica, não estão envolvidos mecanismos ou espécies de reação, baseia-se na minimização da energia livre de Gibbs. O único insumo necessário é a composição elementar da biomassa (BASU, 2013).

Modelos de equilíbrio termodinâmico baseiam-se em algumas suposições gerais que estão em melhor acordo com alguns tipos específicos de reatores para os quais modelos de equilíbrio termodinâmico têm melhores capacidades de previsão. Prins, Ptasinski e Janssen (2007) apresentaram os seguintes pressupostos:

- O reator é considerado zero dimensional (0D);
- O gaseificador é frequentemente considerado como um reator perfeitamente isolado, isto é, as perdas de calor são negligenciadas. Na prática, os gaseificadores têm perdas de calor para o ambiente, mas este termo pode ser incorporado no equilíbrio de entalpia do modelo de equilíbrio;
- Alcatrões não são modelados;
- O modelo pressupõe que as taxas de reação de gaseificação são suficientemente rápidas e que o tempo de residência é longo o suficiente para atingir o estado de equilíbrio;
- A mistura perfeita e a temperatura uniforme são assumidas para o gaseificador, embora diferentes hidrodinâmicas sejam observadas na prática, dependendo do projeto do gaseificador;

Jarunghammachote e Dutta (2007) desenvolveram o modelo de equilíbrio termodinâmico para um gaseificador cocorrente com base na constante de equilíbrio. Para resultados melhores, foi usado coeficientes para corrigir os coeficientes das reações de deslocamento e de produção do metano. Esses coeficientes foram obtidos a partir da comparação entre o modelo e os resultados das experiências de outros pesquisadores. Os resultados previstos do modelo modificado concordaram satisfatoriamente com os resultados experimentais relatados por Jayah et al. (2003).

As modificações dos coeficientes no modelo de equilíbrio utilizando coeficientes ajustados a partir de dados experimentais foram relatadas também por outros autores,

Barman, Ghosh e De (2012), Vaezi et al. (2012), Ng et al. (2013), Mendiburu, Carvalho e Coronado (2014) e Ściażko e Stepien (2015). Roesch (2011) apresentou outro tipo de modificação ao ajustar as composições dos gases gerados utilizando correlações estatísticas entre variáveis do modelo e dados experimentais. Roesch (2011) relatou que este processo assegurou que as reduções calculadas em hidrogênio e monóxido de carbono sejam distribuídas como aumentos de equilíbrio para os demais componentes. Portanto, para obter um comportamento mais preciso, modificações podem ser feitas para as constantes de equilíbrio.

As composições do gás de síntese geralmente variam significativamente daqueles preditos pelos modelos de equilíbrio ((KERSTEN, 2002; LI et al., 2001; PETERSEN; WERTHER, 2005)). Isso mostra a inadequação dos modelos de equilíbrio e ressalta a necessidade de modelos cinéticos para simular o processo de gaseificação (BASU, 2013). A abordagem dos modelos cinéticos fornece informações sobre os mecanismos cinéticos para descrever a conversão durante a gaseificação de biomassa, o que é essencial para projetar, avaliar e melhorar os gaseificadores. Modelo cinético permite prever o rendimento de gás, a composição do produto após o tempo finito em um volume finito dentro do gaseificador. Além disso, envolve parâmetros como a taxa de reação, tempo de residência, hidrodinâmica do reator (velocidade superficial, taxa de difusão) e comprimento do reator (BASU, 2013). Assim, esses modelos fornecem uma grande dimensão para investigar o comportamento de um gaseificador via simulação sendo mais precisos, porém, são computacionalmente intensivos (SHARMA, 2008).

Eikeland, Thapa e Halvorsen (2015) analisaram o processo termoquímico no reator de gaseificação e o efeito de empregar a modelagem cinética usando o simulador de processos *Aspen PlusTM*. O objetivo foi desenvolver um modelo que melhor representa o processo de gaseificação. Os reatores de tanque agitado contínuo (CSTR) e de Gibbs foram utilizados como gaseificadores para estudar a composição e o poder calorífico do gás de síntese. Os resultados da simulação do reator RGIBBS baseiam-se na minimização da energia livre de Gibbs, enquanto que a modelagem da cinética química foi descrita no reator CSTR. A análise de sensibilidade para a composição do gás do produto foi realizada em relação a temperatura, conforme apresentada na Figura 5. Em ambos os reatores, a concentração de CH_4 diminui com o aumento da temperatura. No reator de Gibbs, o rendimento de CO aumenta e o rendimento de CO_2 diminui com o aumento da temperatura. Estes resultados são opostos aos resultados obtidos do reator CSTR. O rendimento de H_2 e CO_2 aumenta enquanto o rendimento de CO e CH_4 diminui com o aumento do tempo de permanência no reator CSTR. Eikeland, Thapa e Halvorsen (2015) concluíram que o modelo cinético retratado no reator CSTR abordou uma descrição mais realista do processo. No entanto, uma análise adicional do processo de simulação é necessária para alcançar um bom modelo para o processo de gaseificação comparado aos dados experimentais.

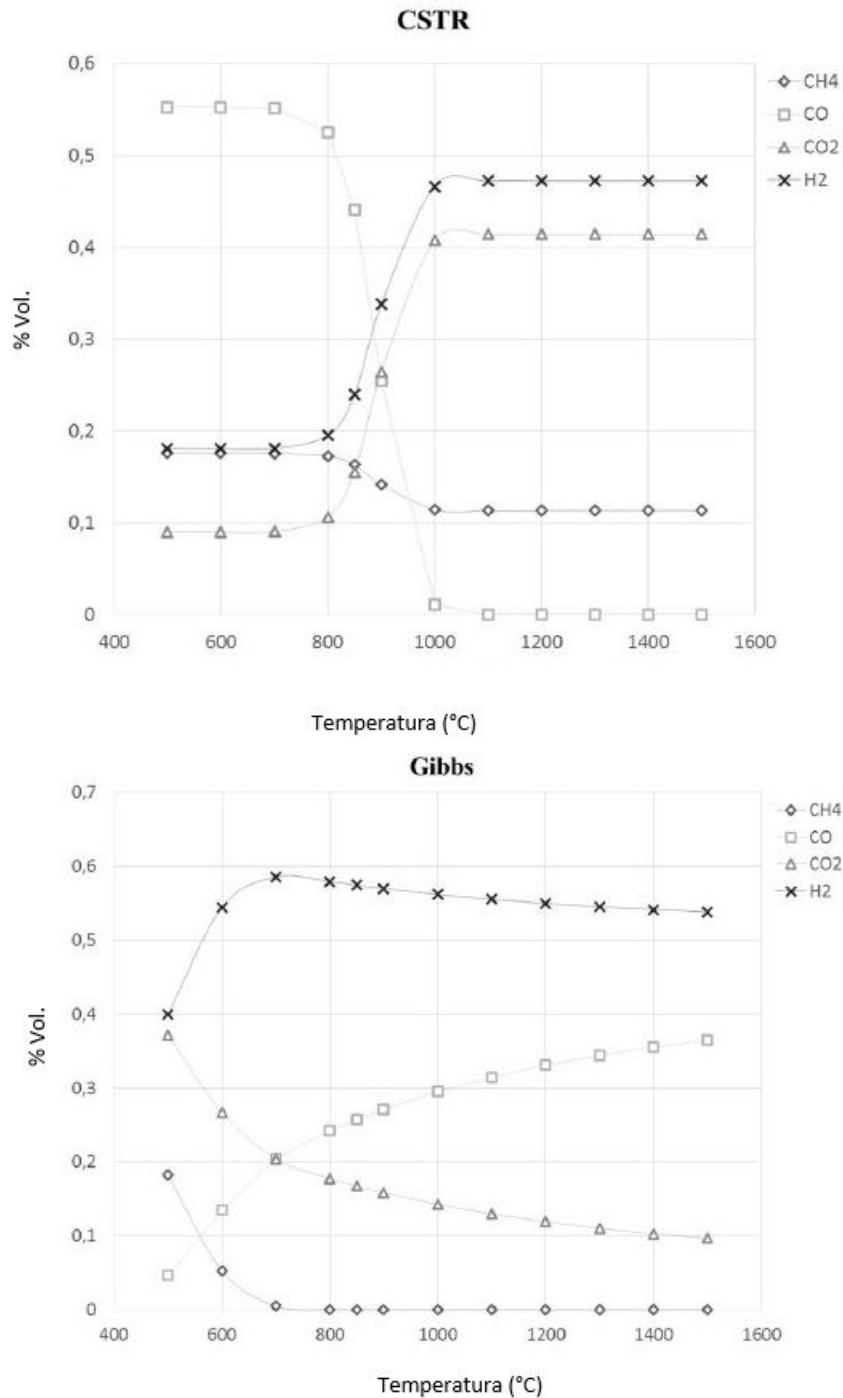


Figura 5 – Composição do gás de síntese em função da temperatura(°C) de operação para o processo de gaseificação simulados no *Aspen PlusTM* com base na modelagem (i) cinética e (ii) energia livre de Gibbs. (EIKELAND; THAPA; HALVORSEN, 2015)

Os modelos de equilíbrio termodinâmico e de cinética podem descrever as zonas que compõem o processo de gaseificação através da modelagem por zonas, cada qual com seus processos dominantes. Apesar dessas zonas serem frequentemente modeladas em série, não há uma divisão sutil entre elas. Isto faz com que essas zonas sejam frequentemente sobrepostos (BASU, 2013). Um modelo de equilíbrio descrito por zonas foi apresentado por Ratnadhariya e Channiwala (2009). A primeira zona foi a combinação da secagem e pirólise,

seguidas pelas zonas de oxidação e redução, respectivamente, conforme apresentada na Figura 6. Cada zona foi formulada com: (i) estequiometria de reação, (ii) equilíbrio de constituintes e (iii) equilíbrio de energia junto com algumas relações empíricas.

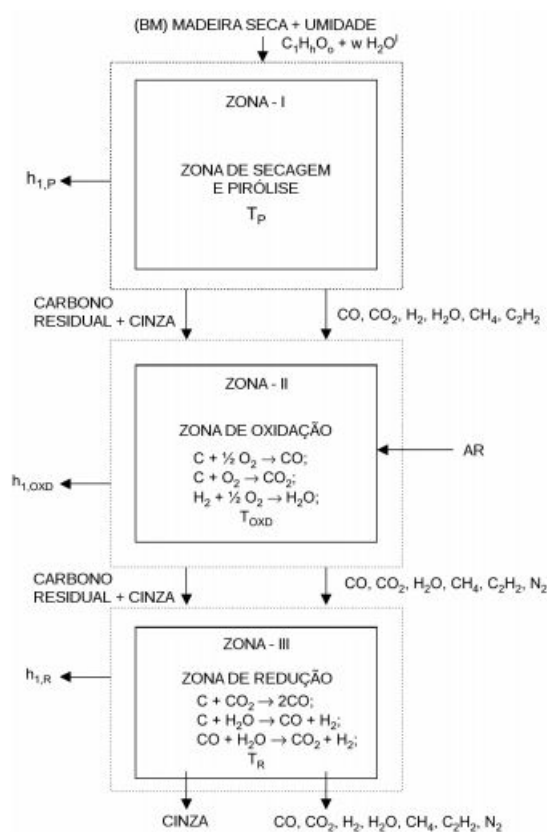


Figura 6 – Modelo de equilíbrio de três zonas sem modelo cinético para gaseificador de cocorrente. (RATNADHARIYA; CHANNIWALA, 2009)

Na zona de oxidação foi assumido que todo o hidrogênio proveniente da zona de pirólise é oxidado para liberar água. A oxidação do carvão libera CO e CO_2 e sua distribuição foi considerada inversamente proporcional à exotermia de suas reações. Presume-se que CO , CO_2 , CH_4 e C_2H_2 são assumidos como sendo transportados para a zona de redução sem reagir com oxigênio. No submodelo de redução, foram incorporadas as reações de desvio de gás-água e *Boudouard*. O modelo proposto não utilizou as relações de constantes de equilíbrio termodinâmico. Alguns pressupostos utilizados carecem de justificção, tais como nenhuma transferência de calor entre as zonas.

Onabanjo et al. (2016) apresentaram um modelo por zonas para gaseificação de fezes humanas. Foi investigado a adequabilidade das fezes humanas como matéria-prima usando o simulador de processos *Aspen PlusTM*. Esse modelo considerou as zonas de secagem, de decomposição e de oxi-redução. Na zona de decomposição, a biomassa seca foi decomposta em constituintes elementares, que posteriormente, foram submetidos ao equilíbrio termodinâmico não-estequiométrico. Seu estudo concluiu que para uma conversão adequada de amostras fecais úmidas, uma condição de operação próxima da combustão

seria necessária, caso não seja fornecido fonte de energia externa. Isso porque, parte da energia libertada durante a conversão de biomassa será necessária para conduzir os processos endotérmicos de vaporização de água.

Embora Onabanjo et al. (2016) apresentaram a gaseificação de fezes humanas, os modelos de equilíbrio termodinâmico nunca ocorrem no processo de gaseificação real (PUIG-ARNAVAT; BRUNO; CORONAS, 2010). Além disso, em muitas simulações do processos de gaseificação o equilíbrio termodinâmico pode não ser alcançado, principalmente devido às temperaturas dos gases de gaseificação serem relativamente baixas (variam de 750 a 1000°C (BRIDGWATER, 1995)). Em baixas temperaturas a taxa de reação é lenta, com isso é necessário um longo tempo de residência para conversão completa. Entretanto, para altas temperaturas a taxa de reação é mais rápida, sendo necessário um tempo de residência mais curto, indicado para o modelo de equilíbrio termodinâmico. Portanto, o modelo cinético apresenta resultados mais precisos em baixas temperaturas. Assim, para descrever com maior precisão o comportamento dos gaseificadores, estudos tem considerado a modelagem cinética, particularmente na zona de redução do gaseificador cocorrente (GILTRAP; MCKIBBIN; BARNES, 2003; BABU; SHETH, 2006; ROY; DATTA; CHAKRABORTY, 2009). Isto é baseado no fato de que a taxa de redução do *char* é lenta e a gaseificação é controlada pela zona de redução do *char* (WANG; KINOSHITA, 1993). Boa parte dos modelos cinéticos são baseados nas reações químicas descritas por Wang e Kinoshita (1993) para a zona de redução, desenvolvidas com base na reatividade do *char*, que é dependente de vários parâmetros, como o número de sítio ativo *char* e o grau de queima (*burn out*). Esses autores introduziram nas reações da cinética cinética fator pré-exponencial corrigido por uma constante, chamada de fator de reatividade do *char* (C_{RF}). Com isso, foi possível reproduzir o efeito de reatividade do *char* à medida que ele é consumido na zona de redução do gaseificador.

Giltrap, McKibbin e Barnes (2003) desenvolveram um modelo de reação cinética representando a zona de redução de um gaseificador cocorrente para prever a composição do gás de síntese, adotando as expressões da taxa cinética de Wang e Kinoshita (1993). Foi assumido que todo o oxigênio do ar de entrada é consumido para formar CO_2 nas reações de oxidação, as reações de pirólise produzem apenas CO , CH_4 e H_2O e o C_{RF} constante em todo o leito. A composição do gás prevista pelo modelo estava razoavelmente de acordo com os resultados experimentais, com a exceção do rendimento de CH_4 que foi subestimado. De acordo com Giltrap, McKibbin e Barnes (2003) essa subestimação é proveniente do pressuposto de que o O_2 no ar reage apenas com o *char*. Como a decomposição termoquímica ocorre uma região de alta temperatura e na presença de O_2 , provavelmente parte do CH_4 produzidos foram submetidos a oxidação com O_2 . O modelo de Giltrap, McKibbin e Barnes (2003) foi modificado por Babu e Sheth (2006) ao considerar a variação exponencialmente do C_{RF} ao longo da zona de redução do gaseificador. Essa variação resultou bom acordo com os dados experimentais, entretanto, não houve diferenças

relevantes nos resultados previsto da composição do gás de síntese quando comparado ao C_{RF} constante.

A modelagem apresentada por Sharma (2008) dividiu o processo de gaseificação em duas zonas distintas: zona de piro-oxidação e zona de redução. A primeira zona é modelada com base no equilíbrio termodinâmico seguida da zona de redução com base na cinética química, usando as equações sugeridas por Giltrap, McKibbin e Barnes (2003). Foi considerado que apenas os produtos gasosos na zona de piro-oxidação estão em equilíbrio e o C_{RF} varia linearmente na zona de redução. Na zona de piro-oxidação a oxidação do *char* e a formação de metano foram negligenciados. Roy, Datta e Chakraborty (2009) apresentou um modelo semelhante Sharma (2008), com as respectivas modelagens baseadas no equilíbrio químico e na cinética. Contudo, para a zona de redução, o valor de C_{RF} foi constante e foi considerada a formação do metano na zona de piro-oxidação. Outros trabalhos dos mesmos autores (ROY; DATTA; CHAKRABORTY, 2010; ROY; DATTA; CHAKRABORTY, 2013) usaram o mesmo modelo. Na zona de equilíbrio termodinâmico, a composição e temperatura da mistura que deixa a zona foram estimadas pela formulação estequiométrica. Apenas as reações de descolamento e de formação do metano foram consideradas nessa zona. Além disso, um termo considerando as perdas térmicas devido as altas temperaturas na zona de oxidação foi inserido no balanço de energia. Conforme a Figura 7, a zona de redução considerou o particionamento em volumes finitos de alturas constante e usou as expressões da cinética química descrita por Wang e Kinoshita (1993). Essa zona foi considerada adiabática. Modelos como esses são altamente usados pois, apresentam um bom acordo com os dados experimentais e sua modelagem é simplificada.

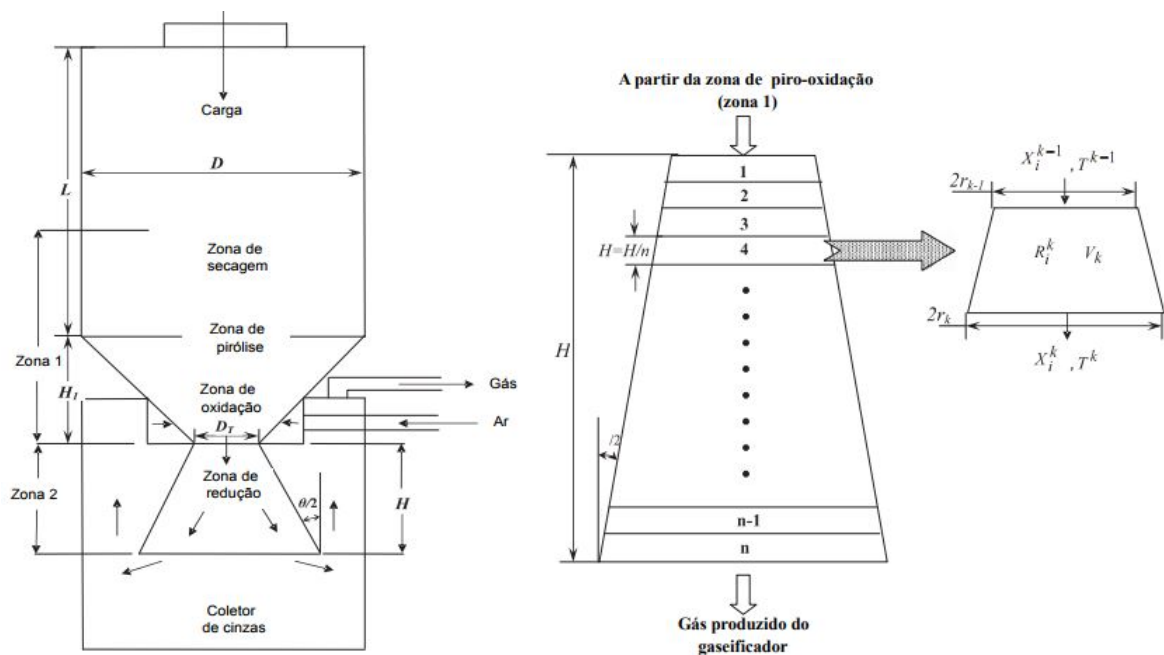


Figura 7 – Modelo de equilíbrio de três zonas sem modelo cinético para gaseificador de cocorrente. (ROY; DATTA; CHAKRABORTY, 2009)

3 Metodologia

Os experimentos apresentados por Dalvi (2015) foram tomados como ponto de partida para desenvolver o processo de gaseificação das fezes humanas usando o simulador de processos *Aspen PlusTM*. Três modelos foram desenvolvidos no simulador de processos, modelos A, B e C, combinando e acoplando diferentes módulos, para representar a configuração experimental e as diferentes etapas do processo de um gaseificador cocorrente. O simulador de processos não dispõem de um único bloco capaz de representar o processo de gaseificação, com isso, os modelos são caracterizados como modelagens por zonas.

No modelo A, o processo de gaseificação foi modelado para prever as três zonas: secagem, decomposição termoquímica e oxido-redução. Na zona de secagem, o teor de umidade do combustível é reduzido até um limite aceitável. Em seguida, biomassa é decomposta em seus elementos constituintes. A terceira zona é simulada por meio do equilíbrio termodinâmico. O modelo B difere do primeiro ao separar a zona oxido-redução, considerando uma zona de oxidação e uma zona de redução. Os modelos A e B foram modelados com base em correlações de equilíbrio e minimização de energia livre de Gibbs, desenvolvidos como zero-dimensional. Um modelo zero-dimensional leva em consideração a entrada de um sistema e as condições operacionais em que a simulação é executada, ao contrário dos modelos multidimensionais, que analisam a evolução do sistema dentro do reator, simulando reações de consumo ou produção de espécies no espaço e no tempo.

Com base na modelagem apresentada por Roy, Datta e Chakraborty (2009), o modelo C considerou o acoplamento do equilíbrio químico e cinética química, desenvolvido como unidimensional para zona de redução. As dimensões reais dos gaseificadores apresentados por Dalvi (2015) e Jayah et al. (2003) foram consideradas.

3.1 *Aspen PlusTM*

Com o intuito de evitar processos complexos, o desenvolvimento do modelo usando o simulador de processos *Aspen PlusTM* é indicado, apresentando um modelo mais simples que incorpora as principais reações de gaseificação e as características físicas do reator. Esse simulador facilita a criação e atualização de modelos, uma vez que pequenas seções de sistemas complexos e integrados podem ser criadas e testadas como módulos separados antes de serem integrados (ASPEN, 2000). Este simulador de processos está equipado com um grande banco de dados de propriedade contendo propriedades de fluxos necessárias para modelar a biomassa em uma planta de gaseificação, com uma permissão para a adição de dados internos da propriedade.

O *Aspen PlusTM* pode prever as taxas de fluxo, as condições de operação, os tamanhos para o equipamento e as composições e propriedades dos fluxos. Existem dois modos principais nos quais o simulador pode ser executado. A abordagem de modelagem padrão são os modelos sequenciais (*Sequential Model(SM)*). A estratégia SM resolve cada bloco no fluxograma em sequência, onde, dado os fluxos de entrada, cada bloco calcula os fluxos de saída. Já a modelagem orientada por equação (*Equation Oriented(EO)*) reúne todas as equações do modelo e resolve-as ao mesmo tempo, em vez de resolver cada bloco em sequência. Por esse motivo, a modelagem EO às vezes é chamada de modelagem de equações baseada em equações ou simultâneas(ASPEN, 2000). Para o presente estudo, o modo SM foi selecionado. Outro parâmetro importante a ser configurado é a classe de fluxo, que descreve o tipo de fluxo que será usado na simulação. A classe de fluxo MIXCINC foi usada para a simulação, pois o processo inclui a fase sólida não convencional (para biomassa e cinzas), fase sólida convencional (carbono sólido) e fases convencionais de gás e líquido. Posteriormente, os reagentes e produtos envolvidos no processo, bem como os produtos intermediários das diferentes etapas foram definidos, conforme apresentados na Figura 8.

Component ID	Type	Component name	Alias
H2O	Conventional	WATER	H2O
O2	Conventional	OXYGEN	O2
N2	Conventional	NITROGEN	N2
BIOMASSA	Nonconventional		
CHAR	Solid	CARBON-GRAPHITE	C
CO	Conventional	CARBON-MONOXIDE	CO
CO2	Conventional	CARBON-DIOXIDE	CO2
ASH	Nonconventional		
CH4	Conventional	METHANE	CH4
H2	Conventional	HYDROGEN	H2
S	Conventional	SULFUR	S
H2S	Conventional	HYDROGEN-SULFIDE	H2S

Figura 8 – Classificação das componentes usadas no *Aspen PlusTM*

Os componentes gasosos e líquidos são considerados componentes convencionais. O sistema de propriedade física do software armazena dados de propriedade física para muitos componentes químicos em bancos de dados, assim são facilmente definidos por sua composição química. Esse tipo de componente entra nos fluxos no subconjunto MIXED. Os sólidos podem ser definidos como convencionais ou não convencionais. Os sólidos não convencionais são materiais caracterizados em termos de fatores empíricos chamados

atributos do componente. Os atributos dos componentes representam a composição do componente por um ou mais constituintes. Os sólidos não convencionais não participam do equilíbrio de fase (ASPEN, 2000). O *Aspen PlusTM* atribui NC no subfluxo a sólidos não convencionais. Os sólidos convencionais foram amplamente estudados e utilizados em experimentos e processos, suas propriedades são conhecidas e definidas. Eles podem ser definidos no subfluxo como CISOLID ou MIXED. Se um sólido convencional estiver no subfluxo CISOLID ele não participa do cálculo de equilíbrio de fase, caso não seja usado o modelo de operação da unidade RGIBBS (ASPEN, 2000). Exemplo de sólido convencional é carbono sólido (grafite).

Os componentes não convencionais são sólidos heterogêneos que não participam de equilíbrio químico ou de fase e não podem ser caracterizados por uma fórmula molecular, as únicas propriedades físicas que são calculadas para componentes não convencionais são a entalpia e a densidade. Os modelos para o cálculo da densidade e da entalpia de formação do fluxo não convencional, para ambas as biomassas, foram definidos, respectivamente, como DCOALIGT e HCOALGEN. Esses modelos requerem a entrada das análises imediata e elementar. A Equação (3.1) de Peng e Robinson (1976) foi usada para estimar todas as propriedades físicas das componentes convencionais produzidas pelo processo de gaseificação. Esse método de propriedade padrão é recomendado para aplicações de processamento de hidrocarbonetos, tais como processamento de gás, refinaria e processos petroquímicos (ASPEN, 2000).

$$P = \left(\frac{RT}{V_m - b} \right) + \left(\frac{a}{V_m(V_m - b) + b(V_m - b)} \right) \quad (3.1)$$

onde,

$$b = \sum_i x_i b_i \quad (3.2)$$

$$a = \sum_i \sum_j (x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})) + a_i \quad (3.3)$$

$$a_i = fcn(T, T_{ci}, p, w_{ci}) \quad (3.4)$$

$$b_i = fcn(T_{ci}, w_{ci}) \quad (3.5)$$

Onde *fcn* representa uma correlação baseada no Procedimento API 10A32 (API Technical Data Book, Petroleum Refining) e V_m o volume molar da mistura.

3.2 Modelo de equilíbrio termodinâmico para gaseificação

Em 1875, J.W. Gibbs definiu uma função chamada potencial químico que pode expressar matematicamente o problema de equilíbrio de fases em termos da composição (PRAUSNITZ; LICHTENTHALER; AZEVEDO, 1986). O potencial químico é uma grandeza intensiva em termos da energia de Gibbs. A energia livre total de Gibbs de um sistema é definida como:

$$G^t = \sum_{i=1}^N n_i \mu_i \quad (3.6)$$

Segundo Moran e Shapiro (2006), o sistema está em equilíbrio termodinâmico quando está em equilíbrio térmico, mecânico e químico. Para a condição de temperatura e pressão constante, o sistema está em equilíbrios térmicos e mecânicos, contudo, reações químicas e/ou transferência de massa entre fases podem ocorrer. Portanto, para que o sistema esteja em equilíbrio termodinâmico, novas condições derivadas da Segunda Lei da Termodinâmica e do Princípio de Conservação de Energia foram aplicadas. Essas condições podem ser expressas na forma extensiva em termos da energia livre de Gibbs,

$$G = H - TS \quad (3.7)$$

O Princípio do Aumento da Entropia sugere que a entropia de um sistema isolado aumenta à medida que o estado de equilíbrio é alcançado, o que ocorre quando a entropia alcança um máximo (MORAN; SHAPIRO, 2006). Com base na Equação (3.7), essa condição indica que a energia livre de Gibbs de um sistema com temperatura e pressão constantes diminui durante um processo irreversível. Portanto, o estado de equilíbrio é aquele que minimiza a energia livre de Gibbs. Termodinamicamente, a energia livre de Gibbs é a máxima quantidade de trabalho útil que pode ser extraído a partir de um sistema fechado (REVIEWS, 2016). Substituindo a Equação (3.6) em (3.7), pode-se dizer que o potencial químico é minimizado quando um sistema atinge o equilíbrio mantendo temperatura e pressão constantes:

$$\mu_i = \sum_{i=1}^N \Delta \dot{G}_{f,i}^\circ + \sum_{i=1}^N RT \ln \left(\frac{n_i}{n_{tot}} \right) \quad (3.8)$$

μ_i é o potencial químico, $\Delta \dot{G}_{f,i}^\circ$ é a energia livre de Gibbs padrão e n_i é o número total de moles de cada espécie i . Esta operação tem que ser realizada considerando as restrições do equilíbrio atômico para cada elemento que está presente no sistema, expressado pela

fórmula genérica (EBEL et al., 2000):

$$n_i = \sum_{i=1}^{ESPECIE} \nu_{ij} c_j \quad \text{para } j = 1, 2, \dots, k \quad (3.9)$$

Onde ν_{ij} é o número de átomos do elemento i em espécie j e c_j é o número de moles em espécie j . Substituindo Equação (3.8) em (3.6)

$$G^t = \sum_{i=1}^N n_i \Delta \hat{G}_{f,i}^\circ + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln \left(\frac{n_i}{n_{tot}} \right) \quad (3.10)$$

A questão é obter os valores de n_i que minimizam a função objetiva G^t . O método adequado, que geralmente é realizado para a minimização da energia livre de Gibbs, é o multiplicadores de Lagrange. O valor de n_i deve ser obtido de forma que G^t seja minimizada. Ao usar o método dos multiplicadores Lagrange, a função Lagrange L é definida como:

$$L = G^t - \sum_{i=1}^N \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N \nu_{ij} c_j - n_i \right) \quad (3.11)$$

Onde λ_j é o multiplicador de Lagrange para a espécie j . Dividindo Equação (3.10) por RT , substituindo G^t e $\frac{\partial L}{\partial n_i} = 0$, tem-se:

$$\frac{\partial L}{\partial n_i} = \sum_{i=1}^N n_i \Delta \hat{G}_{f,i}^\circ + \sum_{i=1}^N n_i RT \ln \left(\frac{n_i}{n_{tot}} \right) + \frac{1}{RT} \sum_{i=1}^N \lambda_j \left(\sum_{i=1}^N n_i \nu_{ij} \right) = 0 \quad (3.12)$$

Como a gaseificação envolve várias fases, o equilíbrio de fases também deve ser considerado. Por esta razão, a minimização da energia livre de Gibbs é aplicada a todas as fases presentes, acoplando o equilíbrio de massa global e o equilíbrio de fases. O objetivo do cálculo, que é feito a temperatura e pressão constantes, é buscar o potencial termodinâmico mínimo do sistema (EBEL et al., 2000).

No simulador *Aspen PlusTM*, o reator RGIBBS representa a modelagem descrita acima. Este bloco minimiza a energia livre de Gibbs sob restrições de equilíbrio elementar e em condições de temperatura e pressão definidas, sem considerar a geometria do gaseificador. O RGIBBS não segue nenhuma reação específica, considera a composição e as condições de entrada e procura todos os componentes especificados na lista de componentes. Em seguida, calcula as composições de saída dos componentes que minimizam a energia livre de Gibbs. Nos modelos A e B, as reações de equilíbrio químico não estequiométricas que dão origem as misturas heterogêneas do gás de síntese foram modeladas no reator RGIBBS. Para ambos modelos, foram adotadas as seguintes premissas:

1. O comportamento de gás ideal para todos os gases;

2. O produto gasoso tem tempo suficiente para atingir o equilíbrio químico;
3. Simulação ocorre em estado estacionário;
4. O ar é seco e composto de 21% de oxigênio e 79% nitrogênio;
5. As reações são adiabáticas, isto é, sem perda de calor;
6. A reação é livre da produção de alcatrão;
7. Os produtos são limitados a CO_2 , CO , H_2O , N_2 , CH_4 , H_2 e carbono sólido puro (C).

3.2.1 Desenvolvimento do diagrama de fluxo para o Modelo A

Conforme apresentado na Figura 9, a biomassa úmida foi alimentada no reator de base estequiométrica (RSTOIC) acoplado a um separador de flash, para o processo de secagem. O reator RSTOIC foi usado para definir a conversão e a vaporização de parte da umidade contida na biomassa. Esse reator é indicado quando a cinética de reação é desconhecida e a estequiometria ou a conversão molar são conhecidas. Nessa etapa foi usado o bloco calculadora para recalcular o novo valor da umidade que compõem a análise imediata, conforme a função especificada. O vapor foi separado do sólido através do separador de flash.

O fluxo de biomassa seca (parcialmente ou completamente) foi introduzida no reator de RYIELD, que decompõe a biomassa não convencional em elementos convencionais. Nessa fase, foi usada a instrução FORTRAN no bloco de calculadora configurando os novos coeficientes apropriados com base na análise elementar da biomassa. O fluxo contendo esses elementos convencionais foi introduzido no reator RGIBBS, juntamente com o calor de decomposição da biomassa. O fluxo de ar também foi introduzido nesse reator por meio de um aquecedor, pré-aquecendo o ar a uma temperatura especificada, caso necessário. A taxa de fluxo de ar foi ajustada em conformidade para aumentar ou reduzir o processo de gaseificação. A separação dos produtos gasosos e os sólidos remanescentes (cinza e carbono reagido) foi modelada usando separador SSPLIT, que separa perfeitamente um fluxo contendo as fases vapor e sólida em dois novos fluxos.

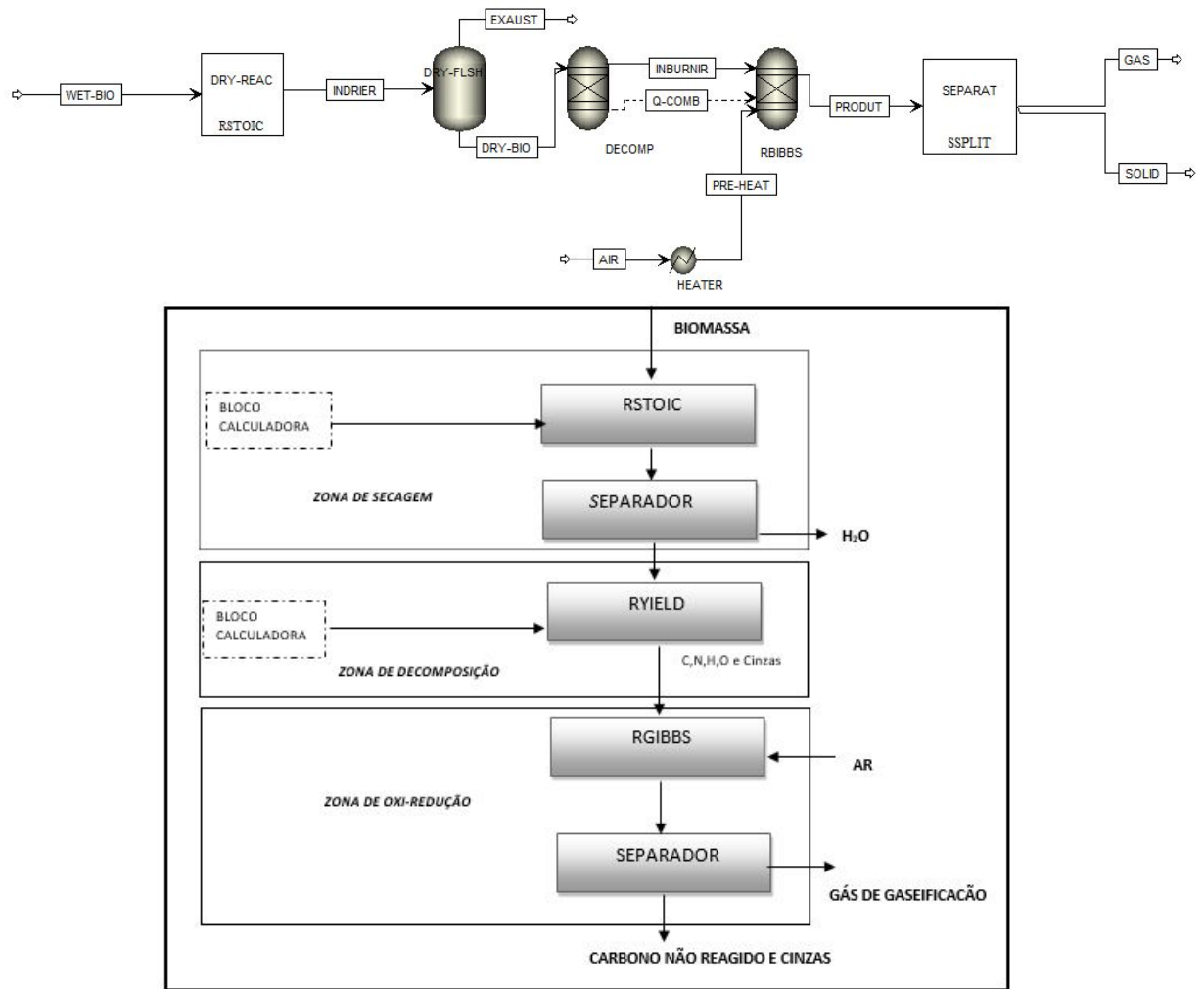


Figura 9 – Diagrama de fluxo esquemático modelado no *Aspen Plus™* para a gaseificação e sua representação esquemática com base no modelo A.

3.2.2 Desenvolvimento do diagrama de fluxo para o Modelo B

A Figura 10 descreve o processo de gaseificação através do modelo B. O processo de secagem e a conversão da biomassa em seus elementos convencionais foram realizados pelos mesmos métodos do modelo A. O calor da reação associada à decomposição da biomassa foi considerado no balanço energético como um "fluxo de calor", HEAT-1. As zonas de decomposição térmica, oxidação e redução foram simuladas no reator RGIBBS. O fluxo SYN-1 foi parcialmente oxidado pelo agente de gaseificação (ar) gerando calor necessário para as reações. O bloco BALANCE calcula o balanço térmico do gaseificador considerando os fluxos térmicos dos outros blocos. Esse bloco determina a temperatura e a condição de fase do fluxo de saída, realizando um cálculo de equilíbrio de fase adiabática nas correntes de alimentação composta.

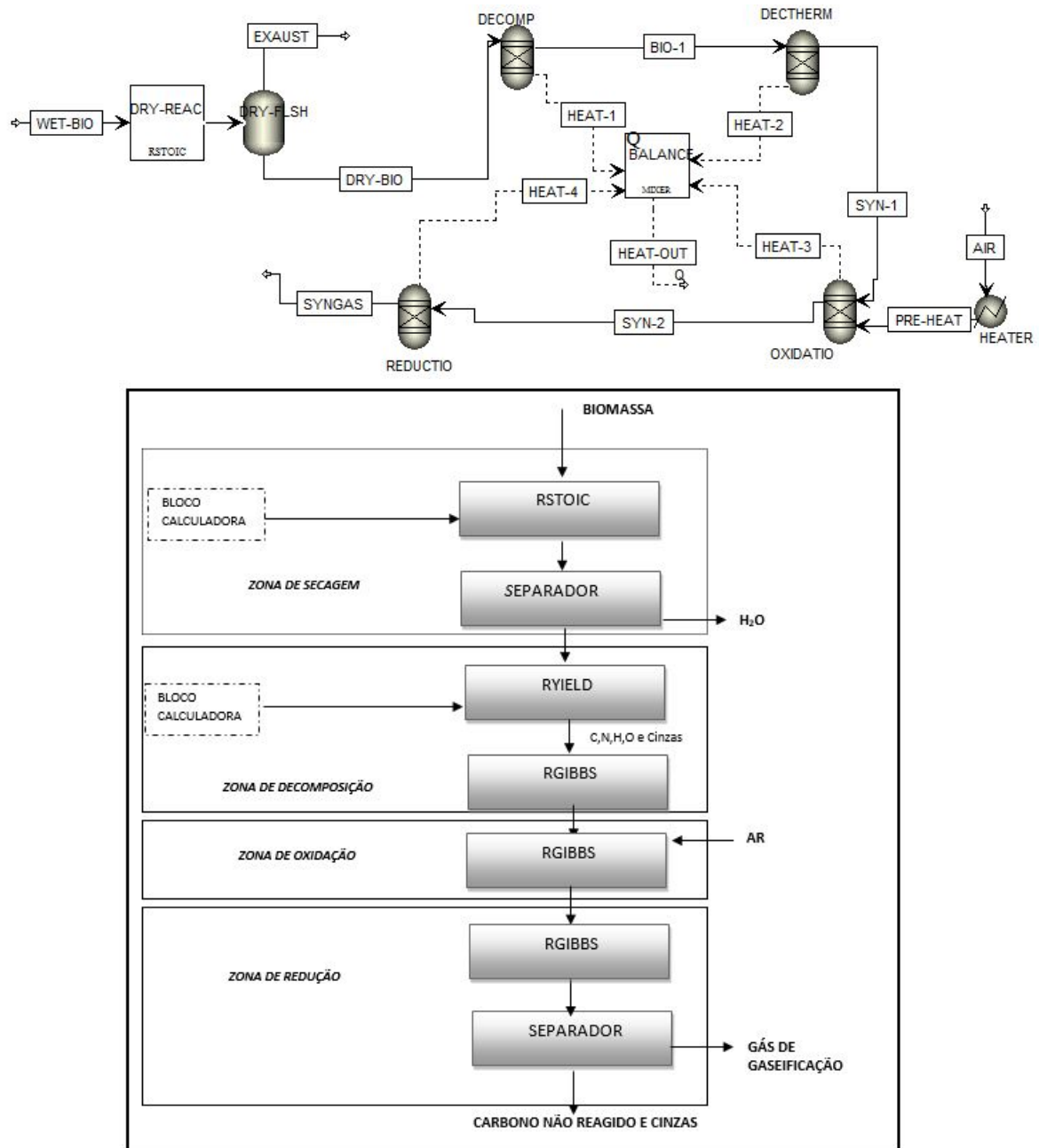


Figura 10 – Diagrama de fluxo esquemático modelado no *Aspen PlusTM* para a gaseificação e sua representação esquemática com base no modelo B.

3.3 Modelo de equilíbrio termodinâmico acoplado com cinética química para gaseificação

Com o intuito de desenvolver um modelo mais realista para este trabalho, o modelo C considerou a divisão do processo de gasificação em duas zonas distintas: zona 1 (zona de piro-oxidação), onde ocorrem as reações de secagem, decomposição térmica e oxidação e zona 2 (zona de redução) as reações de redução. Na zona 1 foi assumindo o equilíbrio químico enquanto que, a zona 2 considerou a cinética química. Para essa modelagem, novas

premissas foram adotadas:

- I. A zona de redução do gaseificador foi considerada unidimensional.
- II. Existe equilíbrio químico entre as espécies gasosas na saída da zona de piro-oxidação.

A Figura 11 apresenta o diagrama de processo desenvolvido para o modelo C. Para representação da zona 1 foi usado os reatores RYELD e RGIBBS. Primeiro a biomassa foi secada e decomposta em seus respectivos componentes, em seguida, foi usado o reator com base na minimização da energia livre de Gibbs. Nessa zona, foi considerado o equilíbrio químico de CO , H_2O , CO_2 , e H_2 após o equilíbrio da reação de deslocamento (*Shif*) ($CO + H_2O \leftrightarrow CO_2 + H_2$) e a formação de metano apenas pela reação de formação do metano ($C + 2H_2 \leftrightarrow CH_4$). As reações de redução foram modeladas no reator RPLUG, considerando a variação do diâmetro do reator real. O reator RPLUG é um reator tubular de fluxo pistonado (*Plug Flow Reactor*), sendo usado para prever o comportamento de reatores químicos em sistemas de fluxo contínuo. O pressuposto fundamental é a mistura perfeita na direção radial. Um fluido pode ser modelado como uma série de finitos "pistões", deslocando-se na direção axial do reator, sendo que cada pistão tem uma composição diferente dos anteriores e posteriores a ele. Para cada pistão, o RPLUG pode opcionalmente reportar o conjunto de dados: temperatura, pressão, fração de vapor, composição molar e atributos (ASPEN, 2000) Este reator foi escolhido, pois permite a observação da concentração axial do gás de síntese devido seu pressuposto. Também permite inserir as dimensões reais do gaseificador, inclusive a variação do diâmetro e as reações ocorrem simultaneamente.

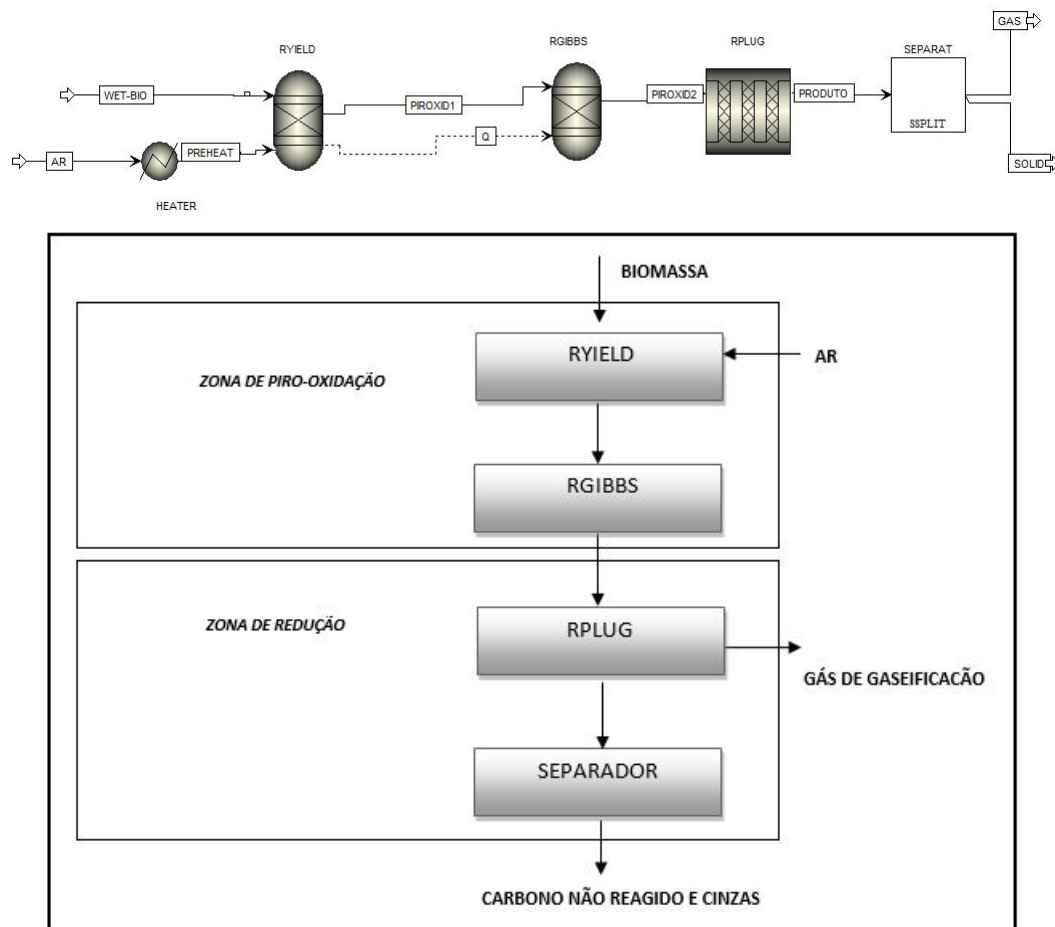


Figura 11 – Diagrama de fluxo esquemático modelado no *Aspen Plus™* para a gaseificação e sua representação esquemática com base no modelo C.

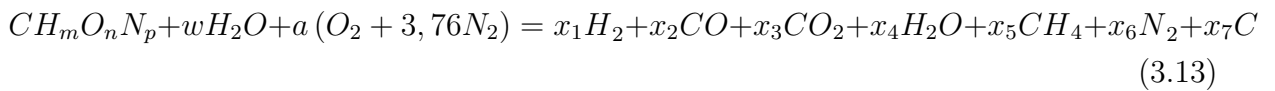
3.3.1 Modelagem da zona 1

Para a decomposição da biomassa no reator RYEILD em seus elementos convencionais, foi assumido:

1. 4/5 do oxigênio da biomassa está associado com hidrogênio da biomassa na forma de H_2O ; (CHANNIWALA; PARIKH, 2002; SELVIG; GIBSON, 1945; SUMEGI, 1939; VONDRECEK, 1927; MOTT; SPOONER, 1940)
2. 1/5 do oxigênio da biomassa está associado com o carbono da biomassa e forma CO e CO_2 ; (CHANNIWALA; PARIKH, 2002; SELVIG; GIBSON, 1945; SUMEGI, 1939; VONDRECEK, 1927; MOTT; SPOONER, 1940)
3. A proporção de moles de CO e CO_2 está inversamente relacionada com a sua massa molecular, isto é, CO e $CO_2 = 44/28$; (STORM; DIGER; SPLIETHOFF, 1999; MASTRAL et al., 2002; BERENDS; BREM, 2002; STEENE; SALVADOR; NAPOLI, 2002; PARIKH; GHOSAL; CHANNIWALA, 2002)

4. 1/2 do hidrogênio disponível na biomassa é liberado como H_2 ; (STORM; DIGER; SPLIETHOFF, 1999; PARIKH; GHOSAL; CHANNIWALA, 2002)
5. 1/2 do hidrogênio disponível na biomassa é liberado como é liberado na forma de CH_4 ; (STORM; DIGER; SPLIETHOFF, 1999; PARIKH; GHOSAL; CHANNIWALA, 2002)
6. Os produtos de decomposição são C , CO , CO_2 , H_2 , H_2O e CH_4 . (CHANNIWALA, 1992; GUMZ, 1950; JENKINS, 1980; STORM; DIGER; SPLIETHOFF, 1999; MASTRAL et al., 2002; BERENDS; BREM, 2002; STEENE; SALVADOR; NAPOLI, 2002)

A conversão da biomassa na zona 1 segue uma equação de reação global:



O número de moles da umidade (w) e o número de moles do oxigênio no ar (a) foram definidos por Roy, Datta e Chakraborty (2009) da seguinte forma:

$$w = \frac{0,01W_{bio}}{(1 - 0,01W_{bio})(1 - 0,01A_{bio})} \frac{M_{bio}}{M_W} \quad (3.14)$$

$$a = \frac{\left(1 + \left(\frac{m}{4}\right) - \left(\frac{n}{2}\right)\right)}{\phi} \quad (3.15)$$

W_{bio} e A_{bio} na Equação (3.13), são as porcentagens do teor de umidade da análise imediata e de cinzas da análise elementar contidas na biomassa, respectivamente. M_{bio} e M_W são os pesos moleculares da biomassa $CH_mO_nN_y$ e da água. Na Equação (3.15) ϕ denota a razão ar-combustível fornecida ao gaseificador. O balanço de átomos de carbono, hidrogênio, oxigênio e nitrogênio é dado por:

$$\text{Carbono} : 1 = x_2 + x_3 + x_5 + x_7 \quad (3.16)$$

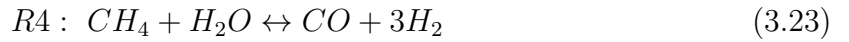
$$\text{Hidrogênio} : m + 2w = 2x_1 + 2x_4 + 4x_5 \quad (3.17)$$

$$\text{Oxigênio} : n + w + 2a = x_2 + 2x_3 + x_4 \quad (3.18)$$

$$\text{Nitrogênio} : 3,76a = x_6 \quad (3.19)$$

3.3.2 Modelagem da zona 2

As reações de redução dos produtos formados na zona 1 foram modeladas conforme apresentadas por Wang e Kinoshita (1993) e Giltrap, McKibbin e Barnes (2003).



As reações acima são consideradas reversíveis. As taxas de reação são expressas utilizando as equações de cinética do tipo Arrhenius, com o fator pré-exponencial A_R e a energia de ativação E_R , extraídos de Wang e Kinoshita (1993). As taxas de reações indiretas foram avaliadas a partir das reações diretas e das constantes de equilíbrio. As reações diretas e as constantes de equilíbrio foram expressas da seguinte forma:

$$r_{R1} : C_{RF} A_{R1} \exp\left(\frac{-E_{R1}}{RT}\right) \left(y_{CO_2} - \frac{y_{CO}^2}{k_{R1}}\right) \quad (3.24)$$

$$r_{R2} : C_{RF} A_{R2} \exp\left(\frac{-E_{R2}}{RT}\right) \left(y_{H_2O} - \frac{y_{CO} y_{H_2}}{k_{R2}}\right) \quad (3.25)$$

$$r_{R3} : C_{RF} A_{R3} \exp\left(\frac{-E_{R3}}{RT}\right) \left(y_{H_2}^2 - \frac{y_{CH_4}}{k_{R3}}\right) \quad (3.26)$$

$$r_{R4} : C_{RF} A_{R4} \exp\left(\frac{-E_{R4}}{RT}\right) \left(y_{H_2O} y_{CH_4} - \frac{y_{H_2}^2 y_{CO}}{k_{R4}}\right) \quad (3.27)$$

$$k_{R1} : \exp\left(-2\frac{\Delta\dot{G}_{CO}}{RT} + \frac{\Delta\dot{G}_{CO_2}}{RT}\right) \quad (3.28)$$

$$k_{R2} : \exp\left(-\frac{\Delta\dot{G}_{CO}}{RT} - \frac{\Delta\dot{G}_{H_2}}{RT} + \frac{\Delta\dot{G}_{H_2O}}{RT}\right) \quad (3.29)$$

$$k_{R3} : \exp\left(-\frac{\Delta\dot{G}_{CH_4}}{RT} + 2\frac{\Delta\dot{G}_{H_2}}{RT}\right) \quad (3.30)$$

$$k_{R2} : \exp\left(-\frac{\Delta\dot{G}_{CO}}{RT} - 3\frac{\Delta\dot{G}_{H_2}}{RT} + \frac{\Delta\dot{G}_{CH_4}}{RT} + \frac{\Delta\dot{G}_{H_2O}}{RT}\right) \quad (3.31)$$

Sendo k_{Rj} são as constantes de equilíbrio da j -ésima reação. O fator de reatividade do *char* (C_{RF}) representa o sítio ativo presente na superfície do *char* e foi assumido um valor constante de 100 (GILTRAP; MCKIBBIN; BARNES, 2003; ROY; DATTA; CHAKRABORTY, 2009).

3.4 Biomassa

Para o processo de gaseificação dois tipos de biomassas foram utilizados, seringueira (JAYAH et al., 2003) e fezes humanas (DALVI, 2015). A Tabela 2 apresenta as respectivas composições imediatas e elementares das biomassas em porcentagem de peso em base recebida (arb) e base seca (db).

Tabela 2 – Parâmetros das biomassas de (JAYAH et al., 2003) e (DALVI, 2015) para validação do modelo.

	Análise Imediata (wt.arb%)				Análise Elementar (wt. db%)				
	Umidade	Voláteis	CF	Cinzas	C	H	N	O	Cinzas
Seringueira	16,000	67,284	16,130	0,588	50,600	6,500	0,200	42,000	0,700
Fezes	20,000	48,510	26,250	5,250	48,250	7,150	4,570	30,023	10,000

3.5 Parâmetros de Análise

Os parâmetros de análise como a eficiência de gás a frio (CGE), razão de equivalência, a margem de erro via Root Mean Square (RMS) e exergia do gás de síntese foram calculados para estudar a sensibilidade do sistema em diferentes condições de operação.

3.5.1 Eficiência de Gás Frio

A Equação (3.32) definida por Ravikiran et al. (2012), descreve a eficiência de gás a frio, um dos índices cruciais para compreender o funcionamento do gaseificador, expressando o conteúdo energético do gás de síntese em relação ao conteúdo energético da biomassa utilizada.

$$CGE = \frac{\dot{m}_{gas} PCI_{gas}}{\dot{m}_{biomassa} PCI_{biomassa}} \times 100 \quad (3.32)$$

3.5.2 Razão de Equivalência

Para estudos de gaseificação, também é importante quantificar o teor de oxigênio disponibilizado para o reator de gaseificação. Isso é feito pela razão de equivalência (ER), definida pela razão da relação ar-combustível real pela relação ar-combustível estequiométrico conforme apresentada na equação abaixo.

$$ER = \frac{\left(\frac{ar}{combustível}\right)_{real}}{\left(\frac{ar}{combustível}\right)_{esteq}} \quad (3.33)$$

3.5.3 RMS

O cálculo da margem de erro via o desvio quadrático médio (*RMS*) foi usado na comparação entre os resultados experimentais e simulados, descrito na Equação (3.34).

$$RMS_i = \left(\sqrt{\frac{\sum (REF_i - MOD_i)^2}{D}} \right) \quad (3.34)$$

Onde *REF* é o valor experimental, *MOD* é o valor obtido a partir desse estudo e *D* é o número de dados para espécies *i*. Após a verificação do modelo mais apropriado foi estudado a influência dos parâmetros como a relação de equivalência (ER), temperatura de gaseificação e umidade na composição do gás de síntese.

3.5.4 Poder Calorífico Inferior

Para o cálculo do poder calorífico inferior do gás (*PCI_{gas}*) de ambas biomassas, foi usada a seguinte equação:

$$PCI_{GAS(MJ/kmol)} = 241827y_{H_2} + 802303y_{CH_4} + 282993y_{CO} \quad (3.35)$$

3.5.5 Exergia

Szargut, Morris e Steward (1988) definiram a exergia total de um sistema sendo a soma das quatro parcelas: exergia física, química, cinética e potencial, conforme apresentado na Equação (3.36).

$$\varepsilon(MJ/kg) = \varepsilon_{física} + \varepsilon_{química} + \varepsilon_{potencial} + \varepsilon_{cinética} \quad (3.36)$$

Segundo Santos (2005), pode-se considerar que a velocidade do sistema e a altura sejam nulas em relação ao ambiente, desprezando os efeitos cinéticos e potenciais. Portanto, exergia total do sistema foi calculada em função apenas das exergias física e química. Para um volume de controle, a exergia física para o escoamento único é dada pela Equação

(3.37). A diferença na pressão e temperatura do fluxo em relação às condições padrão de pressão ($P_0 = 1$ atm) e temperatura ($T_0 = 298,15$ K) influenciam a exergia física.

$$\varepsilon_{física(MJ/kg)} = \dot{m} [h - h_0 - T_0 (s - s_0)] \quad (3.37)$$

$$h - h_0 = \int_{T_0}^T c_p dT \quad (3.38)$$

$$s - s_0 = \int_{T_0}^T \frac{c_p}{T} dT \quad (3.39)$$

Onde \dot{m} , h , s , h_0 e s_0 são a vazão mássica, a entalpia e entropia no estado especificado e no estado padrão, respectivamente. O calor específico do gás ideal é uma função da temperatura e pode ser escrito como uma função polinomial (ZHANG et al., 2011). Os respectivos valores das constantes de C_p apresentados na Tabela 3 foram extraídos de Lozano e Valero (1986).

A exergia química de gases individuais em uma mistura é dada como:

$$\varepsilon_{química(MJ/kg)} = \dot{m} \left[\sum_i n_i \varepsilon^\circ + RT_0 \sum_i n_i \ln n_i \right] \quad (3.40)$$

A primeira parte no lado direito da Equação (3.40) é a exergia química padrão do gás e a segunda parte, a exergia química devido à mistura.

Tabela 3 – Valores das constante das constantes de C_p para respectivas espécies

Espécie	A	B	C	D
CH4	4,75E+00	1,20E-02	3,03E-06	-2,63E-09
CO	1,65E+00	4,12E-02	-1,53E-05	1,74E-09
H2	-9,66E-01	7,28E-02	-3,76E-05	7,58E-09
H2O	7,70E+00	4,59E-04	2,52E-06	-8,59E-09
N2	6,90E+00	1,09E-01	-5,37E-05	1,01E-08
CO2	5,32E+00	-3,75E-04	1,93E-06	-6,86E-10

4 Resultados e Discussões

4.1 Validação do modelo

Na validação dos modelos, primeiro foi analisado os balanços de massa e energia calculados pelo simulador de processos, conforme apresentados na Tabela 4. Foi observado que o modelo C apresentou o balanço de massa e energia com a menor diferença relativa.

Tabela 4 – Balanço de Massa e Energia dos modelos A, B e C.

	Balanço de Massa			Balanço de Energia		
	Entrada	Saída	Diferença Relativa	Entrada	Saída	Diferença Relativa
Modelo A	0,9083E-02	0,9083E-02	5,347E-15	13371,4	24627.1	0.4570
Modelo B	0,8583E-02	0,8583E-02	0	13373.8	12917.1	0.3415E-01
Modelo C	0,8126E-02	0,8126E-02	8,475E-14	13375.8	13375.8	0.2722E-06

A Figura 12 apresenta a composição do gás de síntese a partir da gaseificação das biomassas usando os três modelos descritos e os resultados experimentais de Jayah et al. (2003) e Dalvi (2015). A validação da biomassa fezes humanas foi com base nos elementos medidos pelo autor, ou seja, hidrogênio, monóxido de carbono, dióxido de carbno e metano. O modelo A apresentou o menor e maior valor de *RMS* quando comparados com os demais modelos. O modelo B não apresentou resultados satisfatórios para a biomassa seringueira. Os rendimentos de CH_4 e H_2 foram, respectivamente, superestimado e subestimado no modelo C em ambas biomassas. Essas diferenças observadas podem ser atribuídas à escolha das premissas para modelagem da zona piro-oxidação e em restringir as reações de cinética. Contudo, esse modelo concordou bem com os resultados experimentais apresentando baixos valores de *RMS*, conforme apresentados na Tabela 5. Sendo assim, o modelo C apresentou resultados satisfatórios para o balanço de massa e energia e para a composição do gás de síntese. Com isso, foi realizado o estudo da aplicabilidade das fezes humanas como biomassa no processo de gaseificação por meio dos resultados obtidos pelo modelo C.

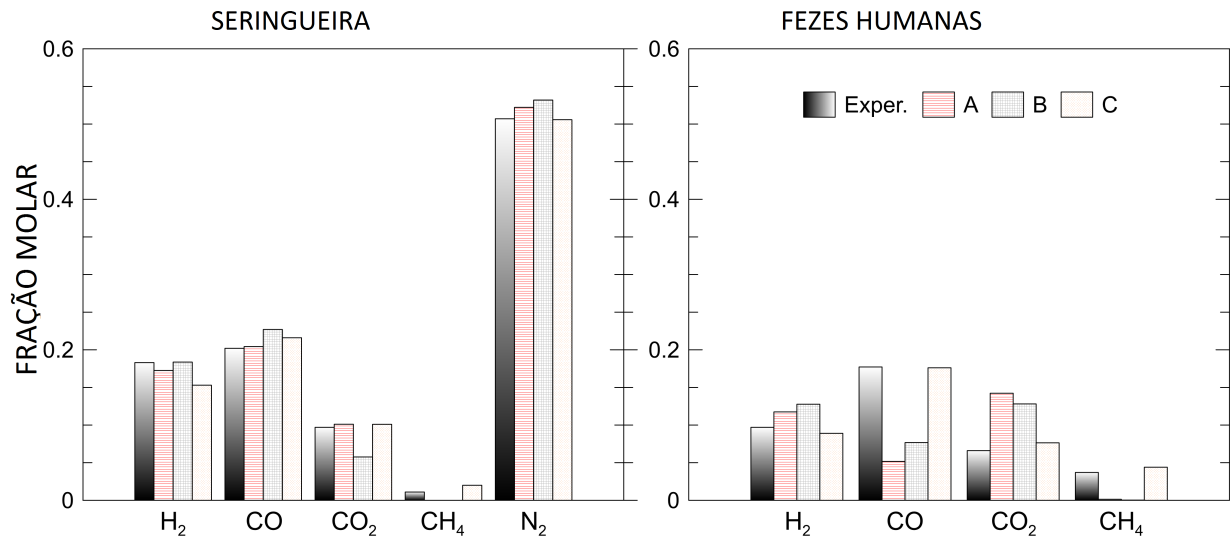


Figura 12 – Fração molar da composição dos gases de gaseificação para (i) seringueira (JAYAH et al., 2003) e (ii) fezes (DALVI, 2015).

Tabela 5 – Comparação de dados entre os resultados do modelo e os combustíveis de referência.

	Seringueira				Fezes			
	Experimento	A	B	C	Experimento	A	B	C
RMS	0	0,0098	0,0242	0,0155	0	0,0683	0,0558	0,0068
AR (kg kg ⁻¹ _{biomassa})	2,20	2,21	2,21	2,37	1,19	3,36	3,12	2,89
T(°C)	870	961,85	1400	1068,87	600	600	670	942,85
PCI (kg kmol ⁻¹)	-	-	-	-	4,345	1,695	2,193	4,195

4.2 Influência da temperatura

O pré-aquecimento do ar é um meio de aumentar a eficiência de conversão do processo de gaseificação. O calor sensível do ar provoca um aumento da temperatura de gaseificação influenciando a composição e propriedades do gás de síntese. Uma temperatura mais alta resulta em aumento do rendimento do gás devido à maior eficiência de conversão (JAYAH et al., 2003). Uma vez que as reações (Equações (3.20)-(3.23)) ocorrem simultaneamente, os índices e as proporções de CH_4 , H_2 , CO e CO_2 no gás de síntese são afetados pela temperatura dos reagentes. Para investigar o efeito da temperatura de pré-aquecimento do ar no desempenho do gaseificador, o ar foi pré-aquecido de 30°C a 250°C para $ER = 0,39$. Os resultados dos testes de temperatura do reator estão resumidos na Figura 13.

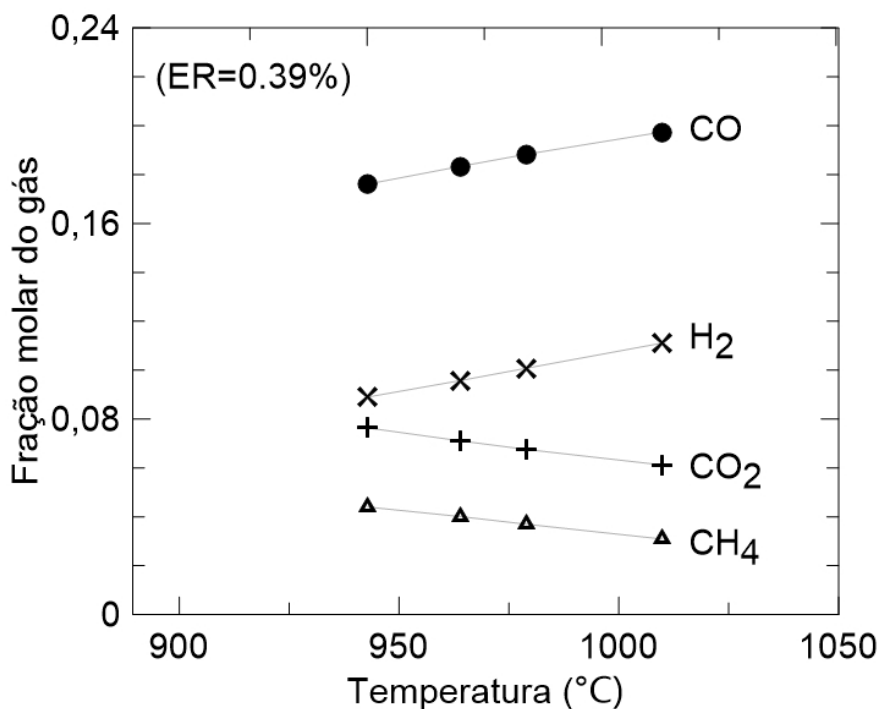


Figura 13 – Efeito da temperatura na composição do gás de síntese para ER:0.39.

O processo de gaseificação é formado por reações endotérmicas e exotérmicas. Partindo do princípio de *Le Chatelier*, compreende-se que altas temperaturas favorecem os produtos em reações endotérmicas e os reagentes em reações exotérmicas. O CH_4 é consumido na reação endotérmica reforma a vapor do metano (Ver Eq. (3.23)) formando CO e H_2 . Com isso, o rendimento de CH_4 diminuiu à temperaturas elevadas. O rendimento de CO_2 também diminuiu a medida que a temperatura aumenta, devido à reação de *Boudouard*. A natureza endotérmica das reações de produção de H_2 resulta em um aumento no rendimento de H_2 em elevadas temperaturas. Ambos comportamentos foram previstos na gaseificação de leito fluidizado com areia de sílica (LV et al., 2004) e resíduos de madeira (TURN et al., 1998) e também para a gaseificação de leito fixo (WANG; KINOSHITA, 1993) e com casca de caju (RAMANAN et al., 2008). Lucas et al. (2004) relataram que o aumento da temperatura do pré-aquecimento do ar aumenta o rendimento de H_2 , mas não exibe aumentos entre 700°C e 830°C. Portanto, existe uma temperatura crítica acima do qual, o pré-aquecimento do ar não é mais eficiente se o objetivo for aumentar o rendimento do gás de síntese (YANG et al., 2006).

As reações heterogêneas e endotérmicas, como as reações de *Boudouard*, reforma a vapor do metano e deslocamento promovem o crescimento do rendimento de CO para temperatura elevada. Para uma faixa de 900-1000°C, Turn et al. (1998) apresentou o comportamento de CO decrescente para em seus resultados experimentais de um gaseificador de leito fluidizado usando o agente gaseificante ar. Lucas et al. (2004) e Karamarkovic e Karamarkovic (2010) observaram um comportamento semelhante ao desse estudo, ao investigarem, respectivamente, a gaseificação de leito contracorrente com agente

ar e a gaseificação de leito cocorrente com agente ar. Isso implica que existem outros fatores que influenciam na quantidade de CO produzida no gás de síntese, o tipo de gaseificador poderia ser um deles.

A influência do pré-aquecimento do ar sobre PCI e exergia do gás de síntese foi apresentado na Figura 14. Como esperado, o PCI de gás aumenta com a temperatura de pré aquecimento do ar. Conforme relatado, o aumento da temperatura reduz o rendimento de CH_4 , contudo essa redução é compensada pelo o crescimento de H_2 e CO , resultando no aumento do PCI. A mesma análise sobre o PCI é válido para a exergia química, onde os rendimentos dessas componentes aumentam a exergia química. Os resultados também mostram que a exergia química é menor do que o PCI do gás de síntese. Isso porque, as exergias químicas dos componentes em que seus rendimentos estão sendo influenciados positivamente pelo aumento da temperatura (H_2 e CO) são mais baixas do que seus PCI. A equação que descreve a exergia física inclui o cálculo do calor específico, sendo uma função da temperatura. Com isso, o aumento da temperatura favoreceu o aumento da exergia física.

O aumento da temperatura pode ser considerado como uma alternativa para o aumento da exergia e o PCI do gás de síntese. Contudo, existe um limite aceitável no nível de temperatura para cada ER. Assim, para esse estudo, atingiu-se o aumento do potencial exergético recuperável em 6,2%. Wu, Yang e Blasiak (2014) estudaram a composição do produto de um sistema de gaseificação usando ar e vapor altamente aquecidos através da modelagem de equilíbrio químico. Foi relatado que temperaturas mais elevadas requerem mais energia, exigindo maiores demandas do equipamento. Wu, Yang e Blasiak (2014) concluíram que a eficiência da exergia aumenta de $650^\circ C$ a $1350^\circ C$, com um valor máximo de 76,2% a $1350^\circ C$. Portanto, a temperatura operacional adequada deve ser selecionada com base nas limitações do material.

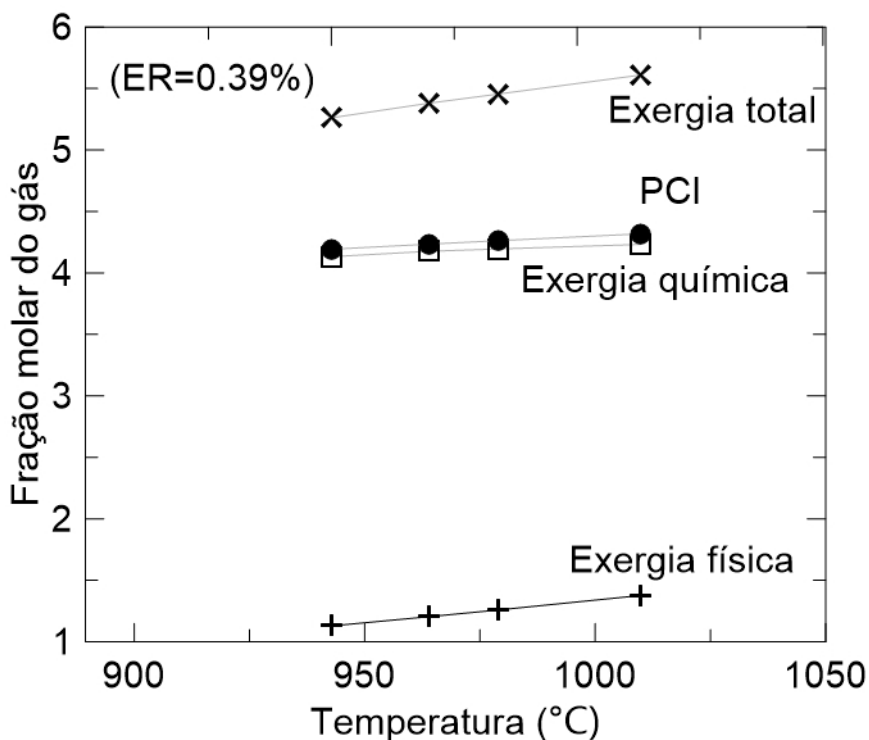


Figura 14 – Efeito da temperatura na exergia e PCI do gás de síntese para ER:0.39.

4.3 Influência do ER

A razão de equivalência é um dos parâmetros mais significativos que influencia o processo de gaseificação, incluindo a composição do gás de síntese. Para o processo de gaseificação, ER é aceitável na faixa entre 0,19-0,43 (ZAINAL et al., 2002), enquanto que ER=1 o processo é chamado de combustão ideal. A Figura 15 mostra a temperatura adiabática de chama e a fração molar dos componentes que constituem o gás de síntese variando em ER para biomassa fecal. O crescimento da ER é conseguido através do aumento da quantidade de ar fornecida no gaseificador. Assim, esse crescimento promove o aumento no rendimento de N_2 na composição do gás de síntese. Como pode ser observado, a temperatura aumenta com o aumento da ER, devido à ocorrência de reação exotérmica proveniente da existência de mais oxigênio no sistema. Segundo McKendry (2002) essa tendência é aplicada apenas a sistemas onde a temperatura do gaseificador é controlada externamente.

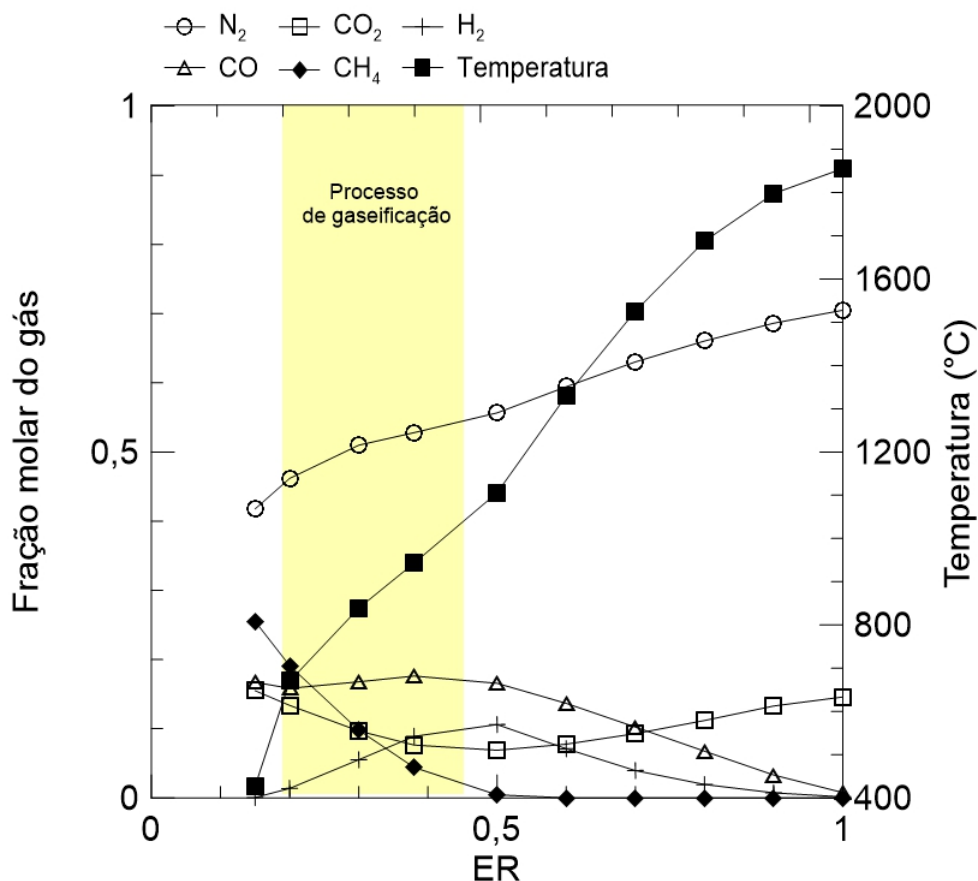


Figura 15 – Variação das frações molares de gás de síntese e da temperatura adiabática de chama em função da razão de equivalência.

O incremento de ER, favorece as reações exotérmicas, aumentando a temperatura dentro de gaseificador. A análise das reações consiste em duas faixas para ER. Para ER 0,15-0,5, na reação *Boudouard* CO_2 é consumido. Além disso, devido ao caráter exotérmico da reação de deslocamento que ocorrem na zona de piro-oxidação, os reagentes são favorecidos. Assim, o rendimento de CO_2 diminuiu e enquanto que o de CO aumentou. Com um aumento na temperatura do leito as reações endotérmicas são favorecidas. Isso resultou no aumento do rendimento de H_2 , o que pode significar que a taxa de formação de H_2 para as reações (Ver Eq.(3.21) e (3.23)) são maiores que a taxa de consumo de H_2 . O consumo de H_2 ocorre em uma reação exotérmica, então a reação reversa é mais rápida, reduzindo o rendimento de CH_4 . Os resultados do modelo para o rendimento de CH_4 validam a afirmação inferida por Mansaray et al. (1999) na qual, a quantidade da concentração de CH_4 no gás decresce com o crescimento de ER. O cálculo do poder calorífico usa o rendimento molar de CH_4 , com isso, altos valores de ER não são recomendáveis para o processo de gaseificação.

Para $ER > 0,5$, foi observado a redução nos rendimentos de H_2 e CO , enquanto que CO_2 aumentou. As concentrações de CO e CO_2 contrariam a tendência observada na ER inferior. Mais oxigênio está disponível, o que significa que a taxa de reação direta da

reação de deslocamento na zona de piro-oxidação é mais rápida. Portanto, a concentração de CO_2 aumentou, enquanto o CO diminuiu. Por outro lado, mais *char* e espécies do combustível serão oxidados pelo excesso de ar na zona de piro-oxidação, mesmo que as reações endotérmicas sejam favorecidas em altas temperaturas, a reação de deslocamento será favorecida, aumentando o rendimento de CO_2 . Mesmo H_2 sendo produto dessa reação, a quantidade de rendimento reduziu devido à redução de rendimento das reações endotérmicas.

A variação de ER não representa apenas o aumento da temperatura de gaseificação, mas também a quantidade de oxigênio introduzida no reator. Assim, o aumento de ER aumenta a temperatura de gaseificação, favorecendo reagentes e produtos de reações exotérmicas e endotérmicas, respectivamente, podendo melhorar a qualidade de produto. Contudo esse aumento causará a degradação da qualidade do gás devido as reações de oxidação. Esses dois fatores de ER afetam a composição do gás, sendo assim, recomenda-se uma faixa operacional de ER para o processo de gaseificação.

A Figura 16 apresenta o resultado da influência de ER para exergia, PCI e eficiência de gás a frio. Conforme descrito na Equação (3.35), os rendimentos de CO , H_2 e CH_4 são usados no cálculo do PCI. O aumento no rendimento de H_2 não foi suficiente para suprir a redução que ocorreu em CH_4 . O mesmo ocorreu para a exergia química, onde o CH_4 é o elemento com maior contribuição devido sua exergia química padrão.

Conforme já relatado, devido ao favorecimento das reações de oxidação exotérmica proveniente do aumento de ER, a temperatura do gás de síntese aumenta e isso foi acompanhado por um aumento na parte da exergia física. Contudo, esse aumento não é suficiente para suprir o decaimento da exergia química, resultando no decréscimo da exergia total. Srinivas, Gupta e Reddy (2009) relataram que o aumento da razão ER resultou no aumento da temperatura de gaseificação, enquanto que a eficiência exergética diminuiu. Por outro lado, o aumento da relação S/B (em ER constante) resultou na diminuição da temperatura de gaseificação, bem como na eficiência exergética.

Foi observado também que o crescimento de ER 0,15 para 0,20 diminuiu a CGE. A presença desse valor máximo para a eficiência mostra uma relação entre a conversão de biomassa e aumento de temperatura. Prins, Ptasinski e Janssen (2003) sugeriram uma variação de 1100-1200 K para a temperatura operacional, a fim de atingir as maiores eficiências no processo de gaseificação. No modelo, esta faixa vai de 0,15-0,5, porém as maiores conversões estão de 0,15-0,30. Conforme já relatado, à medida que mais ar é fornecido, a temperatura aumenta enquanto a exergia total decai. Esse decaimento é resultado da produção de gases com menor exergia química. A partir da análise e seguindo a orientação de Zainal et al. (2002), o ER = 0,2 é definido como o ponto limite do carbono (CBP), o ponto em que todo o carbono da biomassa existe como CO , CO_2 e CH_4 (PRINS; PTASINSKI; JANSSEN, 2003). Ponto onde os valores de PCI e exergia total são,

respectivamente, 7,435 e 8,176 MJ/kg.

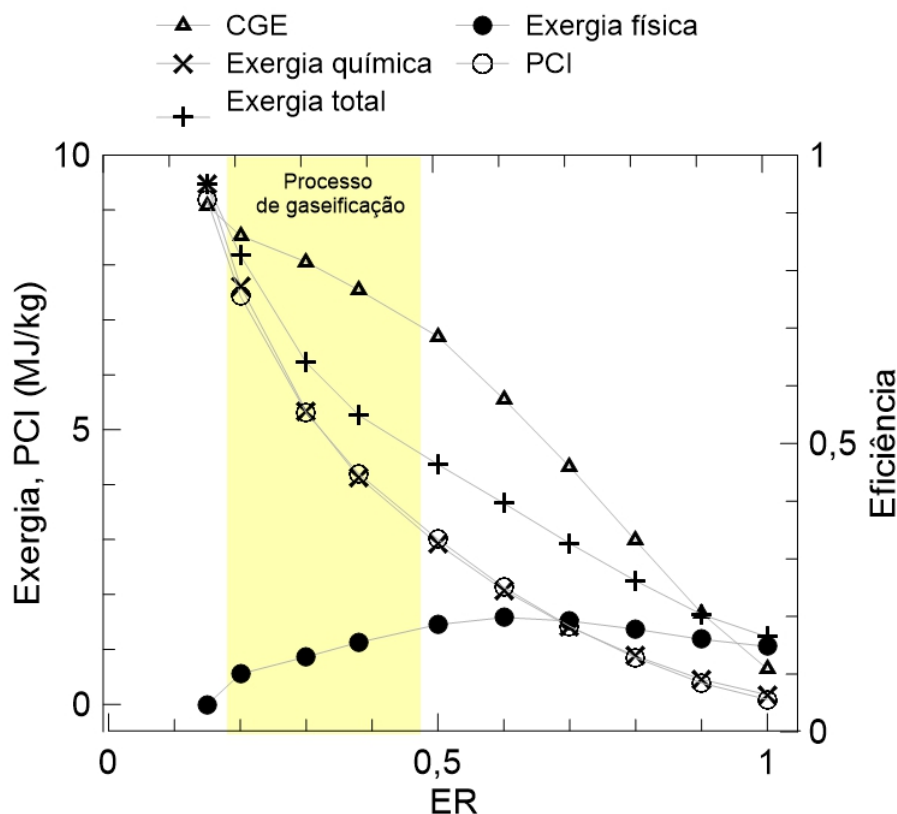


Figura 16 – PCI, exergia e CGE em função da razão de equivalência.

4.4 Influência da umidade do ar

Foi estudado a influência da umidade no processo de gaseificação. A proporção de vapor para biomassa é um parâmetro influente que afeta os requisitos de energia de entrada e os rendimentos do produto. Para essa análise foi escolhido 3 agentes gaseificantes, ar seco, ar com umidade relativa (UR) 35% e 90% conforme apresentados na Figura 17. A taxa do combustível foi fixada enquanto que S/B, definido pela razão entre a soma das taxas de alimentação de vapor e da umidade do combustível pela taxa total de alimentação do combustível. A mistura S/B como agente gaseificante aumenta a quantidade de H_2O que reage com CO , favorecendo os produtos das reações de deslocamento, resultando no aumento do rendimento de H_2 e CO_2 . Foi observado também aumento no rendimento de CH_4 , contudo o rendimento de CO decresceu.

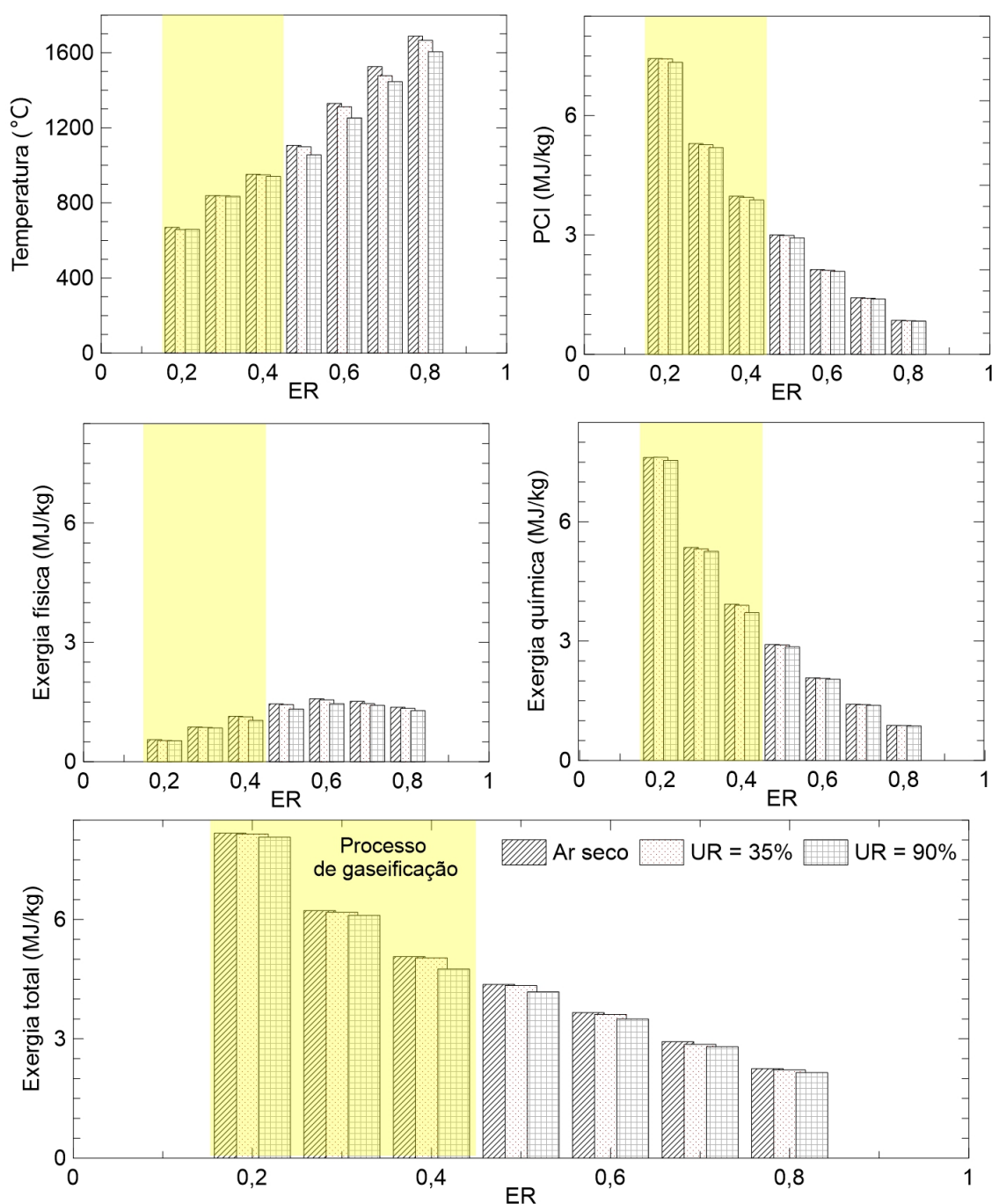


Figura 17 – Influência do agente gaseificante na (i) temperatura, (ii) PCI, (iii) exergia física, (iv) exergia química e (v) exergia total do gás de síntese.

Os efeitos do S/B na temperatura de gaseificação são mostrados na Figura 17-i. A natureza da variação mostrou que a redução da temperatura do gás de síntese é maior em altos níveis de S/B, com exceção do ponto ER=0,2, onde a temperatura foi praticamente constante para os dois agentes com ar úmido. A temperatura do gaseificador diminuiu com o aumento de vapor. Segundo Ramanan et al. (2008) com o aumento do vapor, o calor na forma sensível é absorvido para o superaquecimento do vapor. Quanto maior o teor de vapor/umidade dentro do gaseificador, maior o calor absorvido pelo vapor reduzindo

a temperatura de gaseificação, sendo necessária uma quantidade significativa de calor para aumentar a temperatura do agente gaseificante. Campoy et al. (2008) observaram também a redução na temperatura ao investigar experimentalmente o impacto da adição de vapor na mistura ar-vapor em um gaseificador cocorrente com baixas perdas de calor na parede, representando uma operação adiabática. A redução na temperatura pode ser um dos motivos do aumento de CH_4 . Segundo Karamarkovic e Karamarkovic (2010) a temperatura reduzida aumenta a constante de equilíbrio para a reação de formação de metano e formando mais CH_4 , devido ao caráter exotérmico dessa reação.

A Figura 17-ii mostra a baixa variação do PCI do gás de síntese em relação a umidade. A relação S/B reduziu o PCI a medida que ER aumentou. O PCI do gás de síntese para os testes de ar seco diminuiu com o aumento de ER devido à maior quantidade de oxigênio, favorecendo os redimentos de CO_2 , conforme visto na Figura 15. Nos testes de ar-vapor mais *char* é reformado, maiores quantidades de gases de combustível leves são gerados (CH_4 e H_2). Contudo, o rendimento de CO decaiu, conforme já relatado. As variações dos redimentos dos elementos usados no cálculo do PCI para os três agentes foram relativamente baixas, sendo maior para o elemento CO que variou 4%(UR=35) e 11%(UR=90) em relação ao ar seco. Isso implica na baixa variação entre os valores do PCI para os três agentes e o valor do PCI maior para o agente ar seco, pois apresentou maior valor no rendimento CO .

A distribuição da exergia física e química do gás de síntese foram apresentadas, respectivamente, nas Figuras 17-iii e 17-iv. Os valores de exergia química são considerados maiores em comparação com os valores de exergia física. As tendências globais para a exergia química foram semelhantes conforme o esperado para PCI, reduzindo com aumento de S/B, uma vez que a adição de vapor é excessivamente desfavorável. Com exceção do ponto ER=0,2, o aumento da exergia física do gás de síntese compensa a redução da exergia química, aumentando a exergia total. A exergia física é influenciada pela variação da temperatura e pelo rendimento dos elementos do gás de síntese. Entretanto, a variação nos rendimentos não foi relevante, predominando a influência da temperatura. Com isso, maiores temperaturas maiores exergias total do gás de síntese. No ponto ER=0,2, a temperatura praticamente foi constante para os dois agentes com a mistura ar/vapor, assim a variação nos rendimentos foi o fator determinante. O efeito do aumento do vapor reduziu o rendimento de CO , reduzindo a exergia física, conseqüentemente, reduziu a exergia total. A Figura 17-v apresenta o decaimento da exergia total do gás com aumento de ER, sendo os menores valores para os teores de umidade mais elevados. Por exemplo, a exergia total de gás em ER = 0,5 foi de 4,37 MJ/kg, 4,32 MJ/kg e 4,18 MJ/kg para, respectivamente, ar seco, UR=35% e UR=90%.

Para esse estudo, a variação de S/B não resultou em grandes perdas exérgica. O aumento da relação S/B no CBP reduziu a exergia total em 0,3% e 1,25% para,

respectivamente, UR=35% e UR=90%. Essa redução alcançou seu máximo (4,6%) em ER=0.8 para UR=90%. Contudo, se o teor de umidade da biomassa fosse maior que 20%, certamente esse percentual aumentaria, caso a temperatura dos agentes não fossem aumentada. Lucas et al. (2004) relataram que o aumento da temperatura dos agentes gaseificantes, levou a um aumento da temperatura do gás de síntese, reduzindo os resíduos de alcatrão, fuligem e carvão. Portanto, com o intuito de facilitar o aumento da temperatura do leito de gaseificação, recomenda-se o pré-aquecimento da mistura ar/vapor antes da introdução no gaseificador.

A escolha de um agente gaseificante não depende apenas da eficiência do gaseificador, mas também da aplicação do gás de síntese. A gaseificação usando misturas de ar/vapor produz mais metano, conforme já relatado. O CBP é atingido a uma temperatura menor, de modo que a formação de metano e dióxido de carbono torna-se termodinamicamente favorecida. Se a produção de metano deve ser evitada, sendo hidrogênio e monóxido de carbono os produtos desejados, a gaseificação com o agente ar é mais adequada.

5 Conclusão

O presente trabalho abordou uma análise computacional referente a um gaseificador cocorrente utilizando fezes humanas como biomassa. O simulador de processos *Aspen PlusTM* apesar ser computacionalmente menos oneroso que outros softwares, carece da modelagem por zonas para o processo de gaseificação. A principal motivação para tal estudo foi a aprimorar os modelos de tal forma que estejam de bom acordo com os resultados experimentais de diferentes biomassas.

Três modelos foram desenvolvidos. Os modelos A e B foram descritos pelo equilíbrio termodinâmico enquanto que o modelo C foi baseado no acoplamento do equilíbrio e cinética química. No modelo C também foi usados coeficientes com base em resultados experimentais na zona descrita pelo equilíbrio termodinâmico. Para ambas as biomassas, os rendimentos de CH_4 e H_2 previsto pelo modelo C foram, respectivamente, superestimado e subestimado. Contudo, as previsões desse modelo estão em acordo satisfatório com os dados experimentais. Com isso, o efeito dos parâmetros operacionais, como pré-aquecimento do ar, ER e S/B na exergia e no PCI foram estudados para as fezes humanas com base nesse modelo. Este fato permitiu as seguintes conclusões:

- O pré-aquecimento do ar influencia diretamente no aumento da temperatura do gás e no rendimento de H_2 , sendo benéfico para o aumento da energia e exergia do processo de gaseificação. Com isso, foi atingido o aumento do potencial exergético recuperável de 5,61 MJ/kg para fezes humanas.
- Um estudo paramétrico foi realizado com diferentes proporções de equivalência. A tendência dos rendimentos de CO e H_2 no gás de síntese foram decrescente após o crescimento. A tendência de CO_2 foi considerada extremamente oposta a CO . Enquanto que CH_4 decresceu com o aumento de ER. A temperatura do gás de síntese aumenta com o aumento da razão de equivalência. Verificou-se que o gás de síntese resultante da biomassa fecal humana, com 20% em peso de umidade, teve PCI e exergia de 7,43 MJ/kg e 8,17 MJ/kg, respectivamente, nas condições de CBP.
- O aumento da relação S/B influencia na qualidade do gás de síntese e diminui a temperatura. O aumento de S/B reduziu o teor de CO no gás de síntese e aumentou os teores de H_2 , CO_2 e CH_4 . Observa-se que o uso de agente gaseificante com umidade relativa de 90% reduz a temperatura do gás em 4,52% e a exergia em 4,27%, na razão de equivalência de 0,5. O aumento da relação S/B no CBP reduziu a exergia total em 0,3% e 1,25% para, respectivamente, UR=35% e UR=90%. Essa redução poderá ser maior quando teores elevados de umidade são considerados.

Foi obtido para os agentes gaseificantes ar seco, ar com UR=35% e UR=90%, o potencial recuperável de exergia de, respectivamente, 8,17 MJ/kg, 8,145 MJ/kg e 8,068 MJ/kg. Portanto, para esse estudo o aumento de S/B não resultou em grandes perdas significativa.

5.1 Sugestões de Trabalhos Futuros

Como consequência dos resultados obtidos pelo estudo, sugere-se a continuação de trabalhos na área de gaseificação, como forma de contribuir e aprimorar processos de pesquisa para o uso de fezes humanas como fonte de energia. Os seguintes temas são propostos:

- Testar novas correlações para os coeficientes dos elementos CH_4 e H_2 usados modelagem de equilíbrio termodinâmico, uma das formas de reduzir o potencial de erro.
- Incluir o produto alcatrão, para isso novas correções deveram ser inseridas, pois modelos de equilíbrio termodinâmico não modelam alcatrão.
- Utilizar um detalhamento químico das espécies formadas na gaseificação, para conhecer melhor o potencial dos gases de gaseificação.

Referências

- ASPEN, T. *Aspen plus user guide*. 10.2. ed. [S.l.], 2000. Citado 4 vezes nas páginas 32, 33, 34 e 40.
- BABU, B.; SHETH, P. Modeling and simulation of reduction zone of downdraft biomass gasifier: Effect of char reactivity factor. *Energy Conversion and Management*, v. 47, n. 15, p. 2602 – 2611, 2006. ISSN 0196-8904. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890405002840>>. Citado na página 30.
- BARMAN, N. S.; GHOSH, S.; DE, S. Gasification of biomass in a fixed bed downdraft gasifier – a realistic model including tar. *Bioresource Technology*, v. 107, p. 505 – 511, 2012. ISSN 0960-8524. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852411019055>>. Citado na página 27.
- BARUAH, D.; BARUAH, D. Modeling of biomass gasification: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 39, p. 806 – 815, 2014. ISSN 1364-0321. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032114005814>>. Citado na página 17.
- BASSAN, M. et al. Success and failure assessment methodology for wastewater and faecal sludge treatment projects in low-income countries. *Journal of Environmental Planning and Management*, v. 58, n. 10, p. 1690–1710, 2014. Citado na página 15.
- BASU, P. *Biomass Gasification, Pyrolysis and Torrefaction (Second Edition)*. Second edition. Boston: Academic Press, 2013. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/book/9780123964885>>. Citado 9 vezes nas páginas 18, 19, 20, 21, 23, 24, 26, 27 e 28.
- BEENACKERS, A. Biomass gasification in moving beds, a review of european technologies. *Renewable Energy*, v. 16, n. 1, p. 1180 – 1186, 1999. ISSN 0960-1481. *Renewable Energy Energy Efficiency, Policy and the Environment*. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960148198004698>>. Citado na página 21.
- BELGIORNO, V. et al. Energy from gasification of solid wastes. *Waste Management*, v. 23, n. 1, p. 1 – 15, 2003. ISSN 0956-053X. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0956053X02001496>>. Citado 2 vezes nas páginas 21 e 22.
- BERENDS, R.; BREM, G. Two-stage gasification of biomass for the production of syngas. In: *Proceeding of the 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*. [S.l.: s.n.], 2002. p. 622–624. Citado 2 vezes nas páginas 41 e 42.
- BHATTACHARYA, S.; SIDDIQUE, A. M. R.; PHAM, H.-L. A study on wood gasification for low-tar gas production. *Energy*, v. 24, n. 4, p. 285 – 296, 1999. ISSN 0360-5442. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544298000917>>. Citado na página 19.

BIAGINI, E.; BARONTINI, F.; TOGNOTTI, L. Devolatilization of biomass fuels and biomass components studied by tg/ftir technique. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 45, n. 13, p. 4486–4493, 2006. Citado na página 22.

BRACKEN, P. et al. Making sustainable choices the development and use of sustainability oriented criteria in sanitary decision making. *Third International Conference on Ecological Sanitation*, 2005. Citado na página 16.

BRAMBILLA, M. *Testing, Modeling and Performance Evaluation of a Sewage Sludge Fluidized Bed Gasifier*. Dissertação (Mestrado) — Politecnico di Milano, 2014. Citado na página 13.

BRIDGWATER, A. The technical and economic feasibility of biomass gasification for power generation. *Fuel*, v. 74, n. 5, p. 631 – 653, 1995. ISSN 0016-2361. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S001623619500001L>>. Citado na página 30.

CAMPOY, M. et al. Air-steam gasification of biomass in a fluidized bed under simulated autothermal and adiabatic conditions. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 47, n. 16, p. 5957 – 5965, 2008. Citado na página 56.

CAPUTO, A. C. et al. Economics of biomass energy utilization in combustion and gasification plants: effects of logistic variables. *Biomass and Bioenergy*, v. 28, n. 1, p. 35 – 51, 2005. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953404001205>>. Citado na página 17.

CHAGGU, E. J. *Sustainable Environmental Protection Using Modified Pit-Latrines*. Tese (Doutorado) — Wageningen University, 2004. Citado na página 16.

CHANNIWALA, S.; PARIKH, P. A unified correlation for estimating h_hv of solid, liquid and gaseous fuels. *Fuel*, v. 81, n. 8, p. 1051 – 1063, 2002. ISSN 0016-2361. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236101001314>>. Citado na página 41.

CHANNIWALA, S. A. *On biomass gasification process and technology development – some analytical and experimental investigations*. Tese (Doutorado) — Indian Institute of Technology, 1992. Citado na página 42.

CHOUDHURY, H. A.; CHAKMA, S.; MOHOLKAR, V. S. Chapter 14 - biomass gasification integrated fisher-tropsch synthesis: Perspectives, opportunities and challenges. In: PANDEY, A. et al. (Ed.). *Recent Advances in Thermo-Chemical Conversion of Biomass*. Boston: Elsevier, 2015. p. 383 – 435. ISBN 978-0-444-63289-0. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/B9780444632890000144>>. Citado 3 vezes nas páginas 22, 23 e 24.

CUMMING, O. The sanitation imperative: A strategic response to a development crisis. *Desalination*, v. 248, n. 1, p. 8 – 13, 2009. ISSN 0011-9164. Citado na página 13.

DALVI, E. A. *Gaseificacao da biomassa fecal para producao de biocombustivel: Estudo da conversao termoquimica e avaliacao exergoecologica*. Tese (Doutorado) — Federal University of Espirito Santo, 2015. Citado 8 vezes nas páginas 6, 7, 13, 16, 32, 44, 47 e 48.

- DANSO-BOATENG, E. et al. Kinetics of faecal biomass hydrothermal carbonisation for hydrochar production. *Applied Energy*, v. 111, p. 351 – 357, 2013. ISSN 0306-2619. Citado 3 vezes nas páginas 13, 16 e 17.
- DELGADO, J.; AZNAR, M. P.; CORELLA, J. Biomass gasification with steam in fluidized bed: effectiveness of cao, mgo, and caomgo for hot raw gas cleaning. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 36, n. 5, p. 1535–1543, 1997. Citado na página 18.
- EBEL, D. S. et al. Gibbs energy minimization in gas + liquid + solid systems. *Journal of Computational Chemistry*, v. 21, p. 247–256, 2000. Citado na página 36.
- EIKELAND, M. S.; THAPA, R. K.; HALVORSEN, B. M. Aspen plus simulation of biomass gasification with known reaction kinetic. In: *Proceedings of the 56th Conference on Simulation and Modelling (SIMS 56), October, 7-9, 2015, Linköping University, Sweden*. [S.l.]: Linköping University Electronic Press, Linköpings universitet, 2015. p. 149–156. ISSN 1650-3740. Citado 3 vezes nas páginas 6, 27 e 28.
- ESREY, S. A. et al. *Closing the loop: ecological sanitation for food security*. [S.l.]: Publications on Water Resources No. 18, 2001. Citado na página 15.
- FAAIJ, A. P. Bio-energy in europe: changing technology choices. *Energy Policy*, v. 34, n. 3, p. 322 – 342, 2006. ISSN 0301-4215. Renewable Energy Policies in the European Union. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301421504002435>>. Citado na página 17.
- FAZELI, A. S.; REZVANTALAB, H.; KOWSARY, F. Thermodynamic analysis and simulation of a new combined power and refrigeration cycle using artificial neural network. *Thermal science*, v. 15, n. 1, p. 29–41, 2011. Citado na página 19.
- FERDELJI, N.; GALOVIĆ, A.; GUZOVIĆ, Z. Exergy analysis of a co-generation plant. *Thermal science*, v. 12, n. 4, p. 75–88, 2008. Citado na página 19.
- FERNANDEZ-LOPEZ, M. et al. Simulation of the gasification of animal wastes in a dual gasifier using aspen plus®. *Energy Conversion and Management*, v. 140, p. 211 – 217, 2017. ISSN 0196-8904. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890417302108>>. Citado na página 13.
- FRANGOPOULOS, C. *Exergy, Energy System Analysis and Optimization - Volume I: Exergy and Thermodynamic Analysis*. EOLSS Publishers Company Limited, 2009. (Exergy, Energy System Analysis and Optimization). ISBN 9781848261648. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?id=ycqUCwAAQBAJ>>. Citado na página 19.
- GARCIA, L. et al. Co2 as a gasifying agent for gas production from pine sawdust at low temperatures using a ni/al coprecipitated catalyst. *Fuel Processing Technology*, v. 69, n. 2, p. 157 – 174, 2001. ISSN 0378-3820. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382000001387>>. Citado na página 19.
- GHOSH, D.; SAGAR, A.; KISHORE, V. Scaling up biomass gasifier use: applications, barriers and interventions. *Climate change series papers*, v. 103, p. 1 – 126, 2004. Citado na página 23.

- GIL, J. et al. Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the type of gasifying agent on the product distribution. *Biomass and Bioenergy*, v. 17, n. 5, p. 389 – 403, 1999. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953499000550>>. Citado na página 18.
- GILTRAP, D.; MCKIBBIN, R.; BARNES, G. A steady state model of gas-char reactions in a downdraft biomass gasifier. *Solar Energy*, v. 74, n. 1, p. 85 – 91, 2003. ISSN 0038-092X. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0038092X03000914>>. Citado 4 vezes nas páginas 30, 31, 43 e 44.
- GORJI-BANDPY, M.; GOODARZIAN, H. Exergoeconomic optimization of gas turbine power plants operating parameters using genetic algorithms: a case study. *Thermal Science*, v. 15, n. 1, p. 43–54, 2011. Citado na página 19.
- GUMZ, W. *Gas producers and blast furnaces: theory and methods of calculation*. Second edition. New York: Wiley, 1950. Disponível em: <<http://hdl.handle.net/2027/mdp.39015001459398>>. Citado na página 42.
- JANAJREH, I.; SHRAH, M. A. Numerical and experimental investigation of downdraft gasification of wood chips. *Energy Conversion and Management*, v. 65, p. 783 – 792, 2013. ISSN 0196-8904. Citado na página 16.
- JARUNGTHAMMACHOTE, S.; DUTTA, A. Thermodynamic equilibrium model and second law analysis of a downdraft waste gasifier. *Energy*, v. 32, n. 9, p. 1660 – 1669, 2007. ISSN 0360-5442. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544207000199>>. Citado na página 26.
- JAYAH, T. et al. Computer simulation of a downdraft wood gasifier for tea drying. *Biomass and Bioenergy*, v. 25, n. 4, p. 459 – 469, 2003. Citado 8 vezes nas páginas 6, 7, 20, 26, 32, 44, 47 e 48.
- JENKINS, B. M. *Downdraft gasification characteristics of major California residue derived fuels*. Tese (Doutorado) — University of California, 1980. Citado na página 42.
- KARAMARKOVIC, R.; KARAMARKOVIC, V. Energy and exergy analysis of biomass gasification at different temperatures. *Energy*, v. 35, n. 2, p. 537 – 549, 2010. ISSN 0360-5442. Citado 2 vezes nas páginas 49 e 56.
- KERN, S.; PFEIFER, C.; HOFBAUER, H. Gasification of lignite in a dual fluidized bed gasifier — influence of bed material particle size and the amount of steam. *Fuel Processing Technology*, v. 111, p. 1–13, 2013. ISSN 0378-3820. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382013000428>>. Citado na página 19.
- KERSTEN, S. *Biomass gasification in circulating fluidized beds*. Dissertação (Mestrado) — Twente University Press, 2002. Citado na página 27.
- KUMAR, A. et al. Steam–air fluidized bed gasification of distillers grains: Effects of steam to biomass ratio, equivalence ratio and gasification temperature. *Bioresource Technology*, v. 100, n. 6, p. 2062 – 2068, 2009. ISSN 0960-8524. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852408008663>>. Citado na página 19.

KUMAR, A. et al. Thermogravimetric characterization of corn stover as gasification and pyrolysis feedstock. *Biomass and Bioenergy*, v. 32, n. 5, p. 460 – 467, 2008. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953407002048>>. Citado na página 22.

KVARNSTROM, E. et al. People-centred approaches to water and environmental sanitation. *30th WEDC International Conference*, 2004. Citado na página 16.

LANGERGRABER, G.; MUELLEGGER, E. Ecological sanitation—a way to solve global sanitation problems? *Environment International*, v. 31, n. 3, p. 433 – 444, 2005. ISSN 0160-4120. Citado na página 13.

LI, X. et al. Equilibrium modeling of gasification: a free energy minimization approach and its application to a circulating fluidized bed coal gasifier. *Fuel*, v. 80, n. 2, p. 195 – 207, 2001. ISSN 0016-2361. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236100000740>>. Citado 3 vezes nas páginas 25, 26 e 27.

LIN, Y.; TANAKA, S. Ethanol fermentation from biomass resources: current state and prospects. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 69, n. 6, p. 627–642, Feb 2006. ISSN 1432-0614. Disponível em: <<https://doi.org/10.1007/s00253-005-0229-x>>. Citado na página 17.

LIU, M. et al. System development and self-sustainability analysis for upgrading human waste to power. *Energy*, v. 68, p. 377 – 384, 2014. ISSN 0360-5442. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544214002588>>. Citado 2 vezes nas páginas 13 e 17.

LOZANO, M.; VALERO, A. Determinacion de la exergia para sustancias de interes industrial. *Revista de Ingenieria Quimica*, p. 119 – 128, 1986. Citado na página 46.

LUCAS, C. et al. High-temperature air and steam gasification of densified biofuels. *Biomass an Bioenergy*, v. 27, p. 563 – 575, 2004. Citado 3 vezes nas páginas 19, 49 e 57.

LV, P. et al. An experimental study on biomass air–steam gasification in a fluidized bed. *Bioresource Technology*, v. 95, n. 1, p. 95 – 101, 2004. ISSN 0960-8524. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096085240400046X>>. Citado na página 49.

MANIATIS, K.; GUIU, G.; RIESGO, J. The european commission perspective in biomass and waste thermochemical conversion. *ChemInform*, Wiley Online Library, v. 35, n. 20, 2004. Citado na página 17.

MANIATIS, K.; MILLICH, E. Energy from biomass and waste: the contribution of utility scale biomass gasification plants. *Biomass and Bioenergy*, v. 15, n. 3, p. 195 – 200, 1998. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096195349800052X>>. Citado na página 21.

MANSARAY, K. et al. Air gasification of rice husk in a dual distributor type fluidized bed gasifier. *Biomass and Bioenergy*, v. 17, n. 4, p. 315 – 332, 1999. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S096195349900046X>>. Citado na página 52.

- MARA, D. et al. Selection of sustainable sanitation arrangements. *Water Policy*, IWA Publishing, v. 9, n. 3, p. 305–318, 2007. Citado na página 16.
- MARA, D. et al. Sanitation and health. *Water Policy* 9, 2010. Citado na página 16.
- MASTRAL, F. et al. Co-pyrolysis and co-gasification of polyethylene and sawdust mixtures in a fluidised bed reactor, temperature influence. In: *Proceeding of the 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*. [S.l.: s.n.], 2002. p. 636–639. Citado 2 vezes nas páginas 41 e 42.
- MCKENDRY, P. Energy production from biomass (part 3): gasification technologies. *Bioresource Technology*, v. 83, n. 1, p. 55 – 63, 2002. ISSN 0960-8524. Reviews Issue. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852401001201>>. Citado 4 vezes nas páginas 17, 22, 24 e 51.
- MENDIBURU, A. Z.; CARVALHO, J. A.; CORONADO, C. J. Thermochemical equilibrium modeling of biomass downdraft gasifier: Stoichiometric models. *Energy*, v. 66, p. 189 – 201, 2014. ISSN 0360-5442. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544213009845>>. Citado na página 27.
- MORAN, M.; SHAPIRO, H. *Fundamentals of Engineering Thermodynamics*. Wiley, 2006. ISBN 9780470032091. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=QH1bJM_GqdMC>. Citado na página 35.
- MOTT, R. A.; SPOONER, C. E. The calorific value of carbon in coal: The dulong relationship. *Fuel*, v. 19, p. 226–231, 1940. Citado na página 41.
- MURRAY, A.; DRECHSEL, P. Why do some wastewater treatment facilities work when the majority fail? *Waterlines*, v. 30, p. 135–149, 2011. Citado na página 15.
- MURRAY, A.; RAY, I. Commentary: Back-end users: The unrecognized stakeholders in demand-driven sanitation. *Journal of Planning Education and Research*, v. 30, n. 1, p. 94–102, 2010. Citado na página 16.
- NG, R. T. et al. Modelling and optimisation of biomass fluidised bed gasifier. *Applied Thermal Engineering*, v. 61, n. 1, p. 98 – 105, 2013. ISSN 1359-4311. 15th Conference on Process Integration, Modelling and Optimisation for Energy Saving and Pollution Reduction. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1359431113002263>>. Citado na página 27.
- OLIVEIRA, A.; NOGUEIRA, M. *Predição do desempenho de gasificadores de biomassa utilizando equilíbrio químico*. Dissertação (Mestrado) — Universidade Federal do Pará, 2007. Citado 2 vezes nas páginas 6 e 22.
- OLLERO, P. et al. The co2 gasification kinetics of olive residue. *Biomass and Bioenergy*, v. 24, n. 2, p. 151 – 161, 2003. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953402000910>>. Citado na página 19.
- ONABANJO, T. et al. Energy recovery from human faeces via gasification: A thermodynamic equilibrium modelling approach. *Energy Conversion and Management*, v. 118, p. 364 – 376, 2016. ISSN 0196-8904. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S019689041630245X>>. Citado 3 vezes nas páginas 13, 29 e 30.

- PARIKH, J.; GHOSAL, G.; CHANNIWALA, S. A. A critical review on biomass pyrolysis. In: *Proceeding of the 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*. [S.l.: s.n.], 2002. p. 889 – 892. Citado 2 vezes nas páginas 41 e 42.
- PARKER, A. Membrane technology plays key role in waterless hygienic toilet. *Membrane Technology*, v. 2014, n. 12, p. 8, 2014. ISSN 0958-2118. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0958211814702551>>. Citado na página 16.
- PEAL, A. et al. Fecal sludge management (fsm): analytical tools for assessing fsm in cities. v. 4, n. 3, p. 371–383, 2014. Citado na página 15.
- PELLEGRINI, L. F.; OLIVEIRA, S. de. Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. *Energy*, v. 32, n. 4, p. 314 – 327, 2007. ISSN 0360-5442. ECOS 05. 18th International Conference on Efficiency, Cost, Optimization, Simulation, and Environmental Impact of Energy Systems. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544206002064>>. Citado 2 vezes nas páginas 19 e 20.
- PENG, D.-Y.; ROBINSON, D. B. A new two-constant equation of state. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, v. 15, n. 1, p. 59 – 64, 1976. Citado na página 34.
- PETERSEN, I.; WERTHER, J. Experimental investigation and modeling of gasification of sewage sludge in the circulating fluidized bed. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, v. 44, n. 7, p. 717 – 736, 2005. ISSN 0255-2701. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0255270104001916>>. Citado na página 27.
- PRAUSNITZ, J.; LICHTENTHALER, R.; AZEVEDO, E. de. *Molecular thermodynamics of fluid-phase equilibria*. [S.l.]: Prentice-Hall, 1986. (Prentice-Hall international series in the physical and chemical engineering sciences). ISBN 9780135995648. Citado na página 35.
- PRINS, M. J.; PTASINSKI, K. J.; JANSSEN, F. J. From coal to biomass gasification: Comparison of thermodynamic efficiency. *Energy*, v. 32, n. 7, p. 1248 – 1259, 2007. ISSN 0360-5442. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544206002106>>. Citado na página 26.
- PRINS, M. J.; PTASINSKI, K. J.; JANSSEN, F. J. J. G. Thermodynamics of gas-char reactions: first and second law analysis. *Chemical Engineering Science*, v. 58, n. 3, p. 1003 – 1011, 2003. ISSN 0009-2509. Citado na página 53.
- PTASINSKI, K. *Efficiency of Biomass Energy: An Exergy Approach to Biofuels, Power, and Biorefineries*. Wiley, 2016. ISBN 9781119118152. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?id=Gq3zDAAAQBAJ>>. Citado 2 vezes nas páginas 19 e 20.
- PUIG-ARNAVAT, M.; BRUNO, J. C.; CORONAS, A. Review and analysis of biomass gasification models. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 14, n. 9, p. 2841 – 2851, 2010. ISSN 1364-0321. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032110002108>>. Citado 3 vezes nas páginas 17, 25 e 30.

RAMANAN, M. V. et al. Performance prediction and validation of equilibrium modeling for gasification of cashew nut shell char. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, scielo, v. 25, p. 585 – 601, 09 2008. ISSN 0104-6632. Citado 2 vezes nas páginas 49 e 55.

RATNADHARIYA, J.; CHANNIWALA, S. Three zone equilibrium and kinetic free modeling of biomass gasifier – a novel approach. *Renewable Energy*, v. 34, n. 4, p. 1050 – 1058, 2009. ISSN 0960-1481. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960148108002991>>. Citado 3 vezes nas páginas 6, 28 e 29.

RAVIKIRAN, A. et al. Generalized analysis of gasifier performance using equilibrium modeling. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, v. 51, n. 4, p. 1601 – 1611, 2012. Citado na página 44.

REVIEWS, C. *Fundamentals of Chemical Engineering Thermodynamics: Chemistry, Chemical engineering*. Cram101, 2016. ISBN 9781497000438. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?id=ycOrAwAAQBAJ>>. Citado na página 35.

REZAIYAN, J.; CHEREMISINOFF, N. *Gasification Technologies: A Primer for Engineers and Scientists*. CRC Press, 2005. (Chemical Industries). ISBN 9781420028140. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?id=MEluBwAAQBAJ>>. Citado 2 vezes nas páginas 18 e 23.

ROBERTS, D. G.; HARRIS, D. J. Char gasification with o₂, co₂, and h₂o: effects of pressure on intrinsic reaction kinetics. *Energy & Fuels*, v. 14, n. 2, p. 483–489, 2000. Citado na página 23.

ROESCH, H. *Downdraft gasification of various biomass feedstocks for energy production*. Dissertação (Mestrado) — Universidade do Estado da Flórida (FSU), 2011. Citado na página 27.

ROY, P.; DATTA, A.; CHAKRABORTY, N. An assessment of different biomass feedstocks in a downdraft gasifier for engine application. *Fuel*, v. 106, p. 864 – 868, 2013. ISSN 0016-2361. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236112010770>>. Citado na página 31.

ROY, P. C.; DATTA, A.; CHAKRABORTY, N. Modelling of a downdraft biomass gasifier with finite rate kinetics in the reduction zone. *International Journal of Energy Research*, John Wiley & Sons, Ltd., v. 33, n. 9, p. 833–851, 2009. ISSN 1099-114X. Citado 6 vezes nas páginas 6, 30, 31, 32, 42 e 44.

ROY, P. C.; DATTA, A.; CHAKRABORTY, N. Assessment of cow dung as a supplementary fuel in a downdraft biomass gasifier. *Renewable Energy*, v. 35, n. 2, p. 379 – 386, 2010. ISSN 0960-1481. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960148109001256>>. Citado na página 31.

RUPESH, S.; MURALEEDHARAN, C.; ARUN, P. Energy and exergy analysis of syngas production from different biomasses through air-steam gasification. *Frontiers in Energy*, Dec 2016. ISSN 2095-1698. Disponível em: <<https://doi.org/10.1007/s11708-016-0439-1>>. Citado na página 20.

SALAMI, N.; SKALA, Z. Use of the steam as gasifying agent in fluidized bed gasifier. *Chemical and Biochemical Engineering Quarterly*, v. 29, p. 13–18, 2015. Citado na página 19.

- SANTOS, J. *Análise energética e exergetica de plantas de co-geração*. Dissertação (Mestrado) — Escola de Engenharia da Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2005. Citado na página 45.
- ŚCIAŻKO, M.; STEPIEŃ, L. A modified gibbs free energy minimisation model for fluid bed coal gasification. *Chemical and Process Engineering*, v. 36, n. 1, p. 73–87, 2015. Citado na página 27.
- SELVIG, W. A.; GIBSON, I. H. Calorific value of coal. In: HH, L. (Ed.). *Chemistry of Coal Utilization*. [S.l.: s.n.], 1945. p. 139. Citado na página 41.
- SHARMA, A. K. Equilibrium and kinetic modeling of char reduction reactions in a downdraft biomass gasifier: A comparison. *Solar Energy*, v. 82, n. 10, p. 918 – 928, 2008. ISSN 0038-092X. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0038092X08000649>>. Citado 2 vezes nas páginas 27 e 31.
- SHARMA, S.; SHETH, P. N. Air–steam biomass gasification: Experiments, modeling and simulation. *Energy Conversion and Management*, v. 110, p. 307 – 318, 2016. ISSN 0196-8904. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0196890415011334>>. Citado na página 19.
- SHEN, L.; GAO, Y.; XIAO, J. Simulation of hydrogen production from biomass gasification in interconnected fluidized beds. *Biomass and Bioenergy*, v. 32, n. 2, p. 120 – 127, 2008. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953407001389>>. Citado na página 18.
- SINGH, R. et al. An overview for exploring the possibilities of energy generation from municipal solid waste (msw) in indian scenario. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 15, n. 9, p. 4797 – 4808, 2011. ISSN 1364-0321. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364032111003169>>. Citado na página 22.
- SRINIVAS, T.; GUPTA, A.; REDDY, B. Thermodynamic equilibrium model and exergy analysis of a biomass gasifier. *Journal of Energy Resources Technology*, v. 131, p. 1 – 7, 2009. Citado na página 53.
- STEENE, L. Van de; SALVADOR, S.; NAPOLI, A. Trice husk, straw and bark behaviour during pyrolysis, combustion and gasification fundamental study. In: *Proceeding of the 12th European Conference and Technical Exhibition on Biomass for Energy, Industry and Climate Protection*. [S.l.: s.n.], 2002. p. 821–826. Citado 2 vezes nas páginas 41 e 42.
- STOJILJKOVIĆ, M. M. et al. Effects of implementation of co-generation in the district heating system of the faculty of mechanical engineering in niš. *Thermal Science*, v. 14, n. suppl., p. 41–51, 2010. Citado na página 19.
- STORM, C.; DIGER, H.; SPLIETHOFF, K. R. G. Co-pyrolysis of coal/biomass and coal/sewage sludge mixtures. *Journal of Engineering for Gas Turbines and Power*, v. 121, p. 55–63, 1999. Citado 2 vezes nas páginas 41 e 42.
- STRANDE, L.; BRDJANOVIC, D. *Faecal Sludge Management: Systems Approach for Implementation and Operation*. IWA Publishing, 2014. ISBN 9781780404721. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?id=tiglbQAAQBAJ>>. Citado na página 13.

SUMEGI, L. Magyar mernok epiteszegylet kozlonye. *Chem Abs 1940*, v. 73, p. 345–346, 1939. Citado na página 41.

SZARGUT, J.; MORRIS, D.; STEWARD, F. *Exergy analysis of thermal, chemical, and metallurgical processes*. Hemisphere, 1988. ISBN 9780891165743. Disponível em: <<https://books.google.com.br/books?id=C89SAAAAMAAJ>>. Citado na página 45.

TURN, S. et al. An experimental investigation of hydrogen production from biomass gasification. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 23, n. 8, p. 641 – 648, 1998. ISSN 0360-3199. Citado na página 49.

UNICEF, W. Progress on drinking water and sanitation - 2015 update and mdg assessment. *WHO Press*, 2015. Citado na página 15.

VAEZI, M. et al. On a methodology for selecting biomass materials for gasification purposes. *Fuel Processing Technology*, v. 98, p. 74 – 81, 2012. ISSN 0378-3820. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382012000434>>. Citado na página 27.

VONDRECEK, R. *Brennstoff-Chem*, v. 8, p. 22–23, 1927. Citado na página 41.

VÁRHEGYI, G. et al. Kinetic modeling of biomass pyrolysis. *Journal of Analytical and Applied Pyrolysis*, v. 42, n. 1, p. 73 – 87, 1997. ISSN 0165-2370. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0165237096009710>>. Citado na página 22.

WANG, Y.; KINOSHITA, C. Kinetic model of biomass gasification. *Solar Energy*, v. 51, n. 1, p. 19 – 25, 1993. ISSN 0038-092X. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0038092X93900370>>. Citado 4 vezes nas páginas 30, 31, 43 e 49.

WEI, L. et al. Steam gasification of biomass for hydrogen-rich gas in a free-fall reactor. *International Journal of Hydrogen Energy*, v. 32, n. 1, p. 24 – 31, 2007. ISSN 0360-3199. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360319906002059>>. Citado na página 18.

WERNER, C. et al. Ecological sanitation: Principles, technologies and project examples for sustainable wastewater and excreta management. *Desalination*, v. 248, n. 1, p. 392 – 401, 2009. ISSN 0011-9164. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0011916409006110>>. Citado na página 15.

WINBLAD, U.; SIMPSON-HEBERT, M. *Ecological Sanitation*. Stockholm Environment Institute, 2004. ISBN 9789188714985. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=nM6B_uMwU5MC>. Citado na página 13.

WU, Y.; YANG, W.; BLASIAK, W. Energy and exergy analysis of high temperature agent gasification of biomass. *Energies*, v. 7, n. 4, p. 2107–2122, 2014. Citado na página 50.

XIAO, X. et al. Two-stage steam gasification of waste biomass in fluidized bed at low temperature: Parametric investigations and performance optimization. *Bioresource Technology*, v. 102, n. 2, p. 1975 – 1981, 2011. ISSN 0960-8524. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0960852410015282>>. Citado na página 18.

YANG, W. et al. Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air. *Fuel Processing Technology*, v. 87, n. 3, p. 235 – 245, 2006. ISSN 0378-3820. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S037838200500130X>>. Citado na página 49.

ZAINAL, Z. et al. Experimental investigation of a downdraft biomass gasifier. *Biomass and Bioenergy*, v. 23, n. 4, p. 283 – 289, 2002. ISSN 0961-9534. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0961953402000594>>. Citado 3 vezes nas páginas 18, 51 e 53.

ZHANG, Y. et al. Thermodynamic evaluation of biomass gasification with air in autothermal gasifiers. *Thermochimica Acta*, v. 519, n. 1, p. 65 – 71, 2011. ISSN 0040-6031. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0040603111001468>>. Citado na página 46.

Apêndices

APÊNDICE A – Dados Experimentais e Simulados

Comparação de dados entre os resultados do modelo e as biomassas seringueira (JAYAH et al.,2003) e fezes humanas (DALVI, 2015).

	SERINGUEIRA				FEZES HUMANAS			
	Experimento	A	B	C	Experimento	A	B	C
H₂	0,183	0,1725	0,1837	0,1530	0,0970	0,1175	0,1341	0,0890
CO	0,2020	0,2042	0,22670	0,2160	0,1772	0,0517	0,0815	0,1762
CO₂	0,0970	0,1011	0,0575	0,1010	0,0660	0,1423	0,1264	0,0764
CH₄	0,0110	7,21E-07	4,62E-09	0,0200	0,0370	0,0013	0,0003	0,0445
RMS	0	0,0098	0,0242	0,0155	0	0,0683	0,0558	0,0068
AR (kg/kg_{biomassa})	2,20	2,21	2,21	2,37	1,19	3,36	3,12	2,89
T (°C)	870	961,85	1400	1068,87	600	600	670	942,85
PCI (MJ/kg)					4,345	1,695	2,193	4,195

APÊNDICE B – Balanço de Massa e Energia

MODELO A

OVERALL FLOWSHEET BALAN4E

*** MASS AND ENERGY BALAN4E ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/SEC)			
H2O	0.00000	0.410561E-04	-1.00000
O2	0.509525E-04	0.476802E-27	1.00000
N2	0.191678E-03	0.194397E-03	-0.139853E-01
C	0.00000	0.00000	0.00000
CO	0.00000	0.177042E-04	-1.00000
CO2	0.00000	0.487808E-04	-1.00000
CH4	0.00000	0.462101E-06	-1.00000
H2	0.00000	0.402556E-04	-1.00000
CL2	0.00000	0.00000	0.00000
S	0.00000	0.00000	0.00000
H2S	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KMOL/SEC)	0.242631E-03	0.342656E-03	-0.291911
(KG/SEC)	0.700000E-02	0.891668E-02	-0.214954
NON-CONVENTIONAL COMPONENTS (KG/SEC)			
BIOMASSA	0.208333E-02	0.00000	1.00000
ASH	0.00000	0.166653E-03	-1.00000
SUBTOTAL(KG/SEC)	0.208333E-02	0.166653E-03	0.920006
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.908333E-02	0.908333E-02	-0.534740E-14
ENTHALPY(WATT)	-13371.4	-24627.1	0.457044

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.233217E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.233217E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.233217E-02	KG/SEC

MODELO B

OVERALL FLOWSHEET BALAN4E

*** MASS AND ENERGY BALAN4E ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/SEC)			
H2O	0.00000	0.366956E-04	-1.00000
O2	0.473130E-04	0.264712E-26	1.00000
N2	0.177987E-03	0.180784E-03	-0.154726E-01
C	0.00000	0.00000	0.00000
CO	0.00000	0.269575E-04	-1.00000
CO2	0.00000	0.418111E-04	-1.00000
CH4	0.00000	0.111484E-06	-1.00000
H2	0.00000	0.443528E-04	-1.00000
CL2	0.00000	0.00000	0.00000
S	0.00000	0.00000	0.00000
H2S	0.00000	0.00000	0.00000
CARBONO	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KMOL/SEC)	0.225300E-03	0.330713E-03	-0.318744
(KG/SEC)	0.650000E-02	0.841187E-02	-0.227282
NON-CONVENTIONAL COMPONENTS (KG/SEC)			
BIOMASSA	0.208333E-02	0.00000	1.00000
ASH	0.00000	0.171465E-03	-1.00000
SUBTOTAL(KG/SEC)	0.208333E-02	0.171465E-03	0.917697
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.858333E-02	0.858333E-02	0.00000
ENTHALPY(WATT)	-13373.8	-12917.1	-0.341494E-01

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.188481E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.188481E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.188481E-02	KG/SEC

MODELO C

OVERALL FLOWSHEET BALAN4E

*** MASS AND ENERGY BALAN4E ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/SEC)			
H2O	0.00000	0.274153E-04	-1.00000
O2	0.439866E-04	0.190437E-25	1.00000
N2	0.165473E-03	0.168057E-03	-0.153748E-01
CHAR	0.00000	0.771318E-34	0.00000
CO	0.00000	0.560903E-04	-1.00000
CO2	0.00000	0.242912E-04	-1.00000
CH4	0.00000	0.141647E-04	-1.00000
H2	0.00000	0.283436E-04	-1.00000
CL2	0.00000	0.00000	0.00000
S	0.00000	0.00000	0.00000
H2S	0.00000	0.00000	0.00000
CARBONO	0.00000	0.00000	0.00000
NITROGEN	0.00000	0.00000	0.00000
OXIGENIO	0.00000	0.00000	0.00000
HIDROGEN	0.00000	0.00000	0.00000
C2H2	0.00000	0.00000	0.00000
NO2	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KMOL/SEC)	0.209460E-03	0.318362E-03	-0.342071
(KG/SEC)	0.604300E-02	0.812630E-02	-0.256365
NON-CONVENTIONAL COMPONENTS (KG/SEC)			
BIOMASSA	0.208330E-02	0.00000	1.00000
ASH	0.00000	0.00000	0.00000
TAR	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KG/SEC)	0.208330E-02	0.00000	1.00000
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.812630E-02	0.812630E-02	-0.847477E-13
ENTHALPY(WATT)	-13375.8	-13375.8	0.272232E-06

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.675009E-02	KG/SEC

APÊNDICE C – Execução da Simulação

MODELO A

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/18/2017 PAGE 1

RUN CONTROL SECTION

RUN CONTROL INFORMATION

THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO FUNDACAO ESPIRITO SA

TYPE OF RUN: NEW

INPUT FILE NAME: _2243qov.inm

OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: _2243qov
LOCATED IN:

PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:

NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 0
NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 256
PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 256

CALLING PROGRAM NAME: apmain

LOCATED IN: C:\Program Files (x86)\AspenTech\Aspen Plus V8.8\Engine\XeQ

SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/18/2017 PAGE 2

FLOWSHEET SECTION

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
WET-BIO	----	DRY-REAC	S1	----	B1
INDRIER	DRY-REAC	DRY-FLSH	EXHAUST	DRY-FLSH	----
DRY-BIO	DRY-FLSH	DECOMP	INBURNIR	DECOMP	RBIBBS
PRODUTO	RBIBBS	SEPARAT	SOLIDO	SEPARAT	----
GAS	SEPARAT	----	S2	B1	RBIBBS

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
DRY-REAC	WET-BIO	INDRIER
DRY-FLSH	INDRIER	EXHAUST DRY-BIO
DECOMP	DRY-BIO	INBURNIR

MODELO A

RBIBBS	INBURNIR S2	PRODUTO
SEPARAT	PRODUTO	SOLIDO GAS
B1	S1	S2

CALCULATOR BLOCK: COMBUST

SAMPLED VARIABLES:

ULT : COMPONENT-AT VEC IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM NC ID: ULTANAL
WATER : COMP-ATTR-VA IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM NC ID: PROXANAL
H2O : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=MIXED ID2=H2O IN UOS

BLOCK DECOMP
ASH : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=NC ID2=ASH IN UOS BLOCK
DECOMP

CARB : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=CISOLID ID2=C IN UOS
BLOCK DECOMP

H2 : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=MIXED ID2=H2 IN UOS
BLOCK DECOMP

N2 : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=MIXED ID2=N2 IN UOS
BLOCK DECOMP

O2 : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=MIXED ID2=O2 IN UOS
BLOCK DECOMP

H2OIN : H2O MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM MIXED
CIN : C MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM CISOLID
H2IN : H2 MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM MIXED
N2IN : N2 MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM MIXED
O2IN : O2 MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM MIXED
NCFLOW : TOTAL MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM NC
MIXFLOW : TOTAL MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM MIXED
SOLIDFLO : TOTAL MASSFLOW IN STREAM DRY-BIO SUBSTREAM CISOLID
CL2 : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=MIXED ID2=CL2 IN UOS

BLOCK DECOMP
SULF : SENTENCE=MASS-YIELD VARIABLE=YIELD ID1=MIXED ID2=S IN UOS
BLOCK
DECOMP

FORTRAN STATEMENTS:

C FACT IS THE FACTOR TO CONVERT THE ULTIMATE ANALYSIS TO
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 3

FLWSHEET SECTION

CALCULATOR BLOCK: COMBUST (CONTINUED)

C A WET BASIS.
FACT = (100 - WATER) / 100
H2O = WATER / 100
ASH = ULT(1) / 100 * FACT
CARB = ULT(2) / 100 * FACT
H2 = ULT(3) / 100 * FACT

MODELO A

N2 = ULT(4) / 100 * FACT
 SULF = ULT(6) / 100 * FACT
 O2 = ULT(7) / 100 * FACT

EXECUTE BEFORE BLOCK DECOMP

VALUES OF ACCESSED FORTRAN VARIABLES ON MOST RECENT SIMULATION PASS:

VARIABLE	VALUE READ	VALUE WRITTEN	UNITS
-----	-----	-----	-----
ULT(1)	10.0000		
ULT(2)	48.2500		
ULT(3)	7.15000		
ULT(4)	4.57000		
ULT(5)	0.00000		
ULT(6)	0.00000		
ULT(7)	30.0400		
WATER	20.0000		
H2O	0.200000	0.200000	
ASH	0.200000	0.800000E-01	
CARB	0.100000	0.386000	
H2	0.100000	0.572000E-01	
N2	0.100000	0.365600E-01	
O2	0.100000	0.240320	
H2OIN	0.00000		KG/HR
CIN	0.00000		KG/HR
H2IN	0.00000		KG/HR
N2IN	0.00000		KG/HR
O2IN	0.00000		KG/HR
NCFLOW	7.50000		KG/HR
MIXFLOW	0.00000		KG/HR
SOLIDFLO	0.00000		KG/HR
CL2	0.00000		
SULF	0.100000	0.00000	

CALCULATOR BLOCK: WATER

SAMPLED VARIABLES:

H2OIN : COMP-ATTR-VA IN STREAM WET-BIO SUBSTREAM NC ID: PROXANAL
 CONV : SENTENCE=CONV VARIABLE=CONV ID1=1 IN UOS BLOCK DRY-REAC
 H2ODRY : SENTENCE=COMP-ATTR VARIABLE=VALUE ELEMENT=1 ID1=1 IN UOS BLOCK
 DRY-REAC

FORTRAN STATEMENTS:

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/18/2017 PAGE 4

MODELO A

FLWSHEET SECTION

CALCULATOR BLOCK: WATER (CONTINUED)

H2ODRY =20

CONV = (H2OIN - H2ODRY) / (100 - H2ODRY)

EXECUTE BEFORE BLOCK DRY-REAC

VALUES OF ACCESSED FORTRAN VARIABLES ON MOST RECENT SIMULATION PASS:

VARIABLE	VALUE READ	VALUE WRITTEN	UNITS
H2OIN	20.0000	20.0000	
CONV	0.792000	0.00000	
H2ODRY	1.00000	20.0000	

COMPUTATIONAL SEQUENCE

SEQUENCE USED WAS:

B1 WATER DRY-REAC DRY-FLSH COMBUST *DECOMP RBIBBS SEPARAT

OVERALL FLOWSHEET BALANCE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	RELATIVE DIFF.	
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/SEC)			
H2O	0.00000	0.410561E-04	-1.00000
O2	0.509525E-04	0.476802E-27	1.00000
N2	0.191678E-03	0.194397E-03	-0.139853E-01
C	0.00000	0.00000	0.00000
CO	0.00000	0.177042E-04	-1.00000
CO2	0.00000	0.487808E-04	-1.00000
CH4	0.00000	0.462101E-06	-1.00000
H2	0.00000	0.402556E-04	-1.00000
CL2	0.00000	0.00000	0.00000
S	0.00000	0.00000	0.00000
H2S	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL (KMOL/SEC)	0.242631E-03	0.342656E-03	-0.291911
(KG/SEC)	0.700000E-02	0.891668E-02	-0.214954
NON-CONVENTIONAL COMPONENTS (KG/SEC)			
BIOMASSA	0.208333E-02	0.00000	1.00000
ASH	0.00000	0.166653E-03	-1.00000
SUBTOTAL (KG/SEC)	0.208333E-02	0.166653E-03	0.920006
TOTAL BALANCE			
MASS (KG/SEC)	0.908333E-02	0.908333E-02	-0.534740E-14
ENTHALPY (WATT)	-13371.4	-24627.1	0.457044

MODELO A

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.233217E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.233217E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.233217E-02	KG/SEC

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 5

PHYSICAL PROPERTIES SECTION

COMPONENTS

```

-----
ID      TYPE  ALIAS      NAME
H2O     C      H2O       WATER
O2      C      O2        OXYGEN
N2      C      N2        NITROGEN
BIOMASSA NC      MISSING
C       C      C         CARBON-GRAPHITE
CO      C      CO        CARBON-MONOXIDE
CO2     C      CO2       CARBON-DIOXIDE
ASH     NC      MISSING
CH4     C      CH4       METHANE
H2      C      H2        HYDROGEN
CL2     C      CL2       CHLORINE
S       C      S         SULFUR
H2S     C      H2S      HYDROGEN-SULFIDE
  
```

```

ID      ATTRIBUTE TYPES
BIOMASSA  PROXANAL ULTANAL SULFANAL
ASH       PROXANAL ULTANAL SULFANAL
  
```

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 6

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B1 MODEL: HEATER

```

-----
INLET STREAM:      S1
OUTLET STREAM:     S2
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE
  
```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	RELATIVE DIFF.		
CONV. COMP.(KMOL/SEC)		0.242631E-03	0.242631E-03	0.00000
(KG/SEC)		0.700000E-02	0.700000E-02	0.00000
NONCONV. COMP(KG/SEC)		0.00000	0.00000	0.00000
BALANCE				TOTAL
MASS(KG/SEC)		0.700000E-02	0.700000E-02	0.00000
ENTHALPY(WATT)		33.4841	33.4841	0.00000

MODELO A

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE TP FLASH		
SPECIFIED TEMPERATURE	K	303.150
SPECIFIED PRESSURE	N/SQM	101,325.
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE	K	303.15
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
HEAT DUTY	WATT	0.0000
OUTLET VAPOR FRACTION		1.0000

V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
O2	0.21000	0.21000	0.21000	MISSING
N2	0.79000	0.79000	0.79000	MISSING

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 7

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DECOMP MODEL: RYIELD

INLET STREAM: DRY-BIO
 OUTLET STREAM: INBURNIR
 PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

 * * * * *
 *SPECIFIED YIELDS HAVE BEEN NORMALIZED TO MAINTAIN MASS BALANCE *
 * * * * *

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.		
CONV. COMP.(KMOL/SEC)	0.00000	0.167547E-03	0.167547E-03	0.00000	

MODELO A

(KG/SEC)	0.00000	0.191668E-02	-1.00000
NONCONV COMP(KG/SEC)	0.208333E-02	0.166653E-03	0.920006
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000
ENTHALPY(WATT)	-12948.2	-5034.14	-0.611209

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 8

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DECOMP MODEL: RYIELD (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

ONE	PHASE	TP	FLASH	SPECIFIED PHASE	IS	VAPOR	
							473.150
							101,325.
							30
							0.000100000

MASS-YIELD

SUBSTREAM MIXED :					
H2O	0.200	O2	0.240	N2	0.366E-01
H2	0.572E-01				
SUBSTREAM CISOLID :					
C	0.386				
SUBSTREAM NC :					
ASH	0.800E-01				

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE	K	473.15
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
HEAT DUTY	WATT	7914.1

BLOCK: DRY-FLSH MODEL: FLASH2

INLET STREAM:	INDRIER
OUTLET VAPOR STREAM:	EXHAUST
OUTLET LIQUID STREAM:	DRY-BIO
PROPERTY OPTION SET:	PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 9

MODELO A
U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRY-FLSH MODEL: FLASH2 (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***					
IN	OUT	RELATIVE DIFF.			
	CONV. COMP.(KMOL/SEC)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
	(KG/SEC)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
NONCONV. COMP(KG/SEC)		0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000	TOTAL
BALANCE					
	MASS(KG/SEC)	0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000	
	ENTHALPY(WATT)	-12948.2	-12948.2	-0.900285E-06	

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***		
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***		
TWO PHASE PQ FLASH		
SPECIFIED PRESSURE	N/SQM	101,325.
SPECIFIED HEAT DUTY	WATT	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

*** RESULTS ***		
OUTLET TEMPERATURE	K	423.15
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
VAPOR FRACTION		0.0000

BLOCK: DRY-REAC MODEL: RSTOIC

```

-----
INLET STREAM:          WET-BIO
OUTLET STREAM:        INDRIER
PROPERTY OPTION SET:  PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE
ASPEN PLUS  PLAT: WINDOWS  VER: 34.0          08/18/2017  PAGE 10
  
```

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRY-REAC MODEL: RSTOIC (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***					
IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.		
	CONV. COMP.(KMOL/SEC)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

MODELO A

(KG/SEC)	0.00000	0.00000	0.00000
NONCONV COMP(KG/SEC)	0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000
ENTHALPY(WATT)	-13404.9	-12948.2	-0.340693E-

01

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

STOICHIOMETRY MATRIX:

REACTION # 1:
SUBSTREAM MIXED :
H2O 0.555E-01
SUBSTREAM CISOLID :
NO PARTICIPATING COMPONENTS
SUBSTREAM NC :
BIOMASSA -1.00
REACTION CONVERSION SPECS: NUMBER= 1
REACTION # 1:
SUBSTREAM:NC KEY COMP:BIOMASSA CONV FRAC: 0.000

TWO PHASE TP FLASH	
SPECIFIED TEMPERATURE K	423.150
SPECIFIED PRESSURE N/SQM	101,325.
MAXIMUM NO. ITERATIONS	30
CONVERGENCE TOLERANCE	0.000100000
SIMULTANEOUS REACTIONS	
GENERATE COMBUSTION REACTIONS FOR FEED SPECIES	NO

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE	K	423.15
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
HEAT DUTY	WATT	456.70
VAPOR FRACTION		0.0000

MODELO A
U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: RBIBBS MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

ATOM MATRIX:

ELEMENT	H	C	N	O	S	CL
H2O	2.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
O2	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00
CO2	0.00	1.00	0.00	2.00	0.00	0.00
CH4	4.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
H2S	2.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00

*** RESULTS ***

TEMPERATURE	K	873.15
PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
HEAT DUTY	WATT	-19626.
VAPOR FRACTION		1.0000
NUMBER OF FLUID PHASES		1

FLUID PHASE MOLE FRACTIONS:

PHASE OF TYPE	VAPOR
PHASE FRACTION	1.000000
PLACED IN STREAM	PRODUTO
H2O	0.1198173
O2	0.1391488E-23
N2	0.5673245
CO	0.5166765E-01
CO2	0.1423609
CH4	0.1348585E-02
H2	0.1174810

KMOL/SEC 0.3426560E-03

NO SOLIDS PRESENT AT EQUILIBRIUM

BLOCK: SEPARAT MODEL: SSPLIT

 INLET STREAM: PRODUTO
 OUTLET STREAMS: SOLIDO GAS
 PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 13

MODELO A

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: SEPARAT MODEL: SSPLIT (CONTINUED)

```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
IN          OUT          RELATIVE DIFF.
  CONV. COMP.(KMOL/SEC)  0.342656E-03   0.342656E-03   0.00000
    (KG/SEC )           0.891668E-02   0.891668E-02   0.00000
NONCONV. COMP(KG/SEC )  0.166653E-03   0.166653E-03   0.00000      TOTAL
BALANCE
  MASS(KG/SEC )         0.908333E-02   0.908333E-02   0.00000
  ENTHALPY(WATT )      -24627.1       -24627.1       -0.373298E-08
    
```

```

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E      0.233217E-02  KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E   0.233217E-02  KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000    KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000    KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION   0.00000    KG/SEC
    
```

```

*** INPUT DATA ***   OUTLET
PRESSURE  N/SQM                      101,325.
    
```

```

FRACTION OF FLOW
SUBSTRM=          STRM=          FRAC=
  MIXED           GAS           1.00000
  CISOLID         GAS           0.0
  NC              GAS           0.0
    
```

```

*** RESULTS ***
STRM= SOLIDO      SUBSTRM= MIXED   SPLIT FRACT=      0.0
                  CISOLID         1.00000
                  NC              1.00000

STRM= GAS         SUBSTRM= MIXED   SPLIT FRACT=      1.00000
                  CISOLID         0.0
                  NC              0.0
ASPEN PLUS  PLAT: WINDOWS  VER: 34.0      08/18/2017  PAGE 14
    
```

STREAM SECTION

DRY-BIO EXHAUST GAS INBURNIR INDRIER

```

STREAM ID          DRY-BIO  EXHAUST  GAS      INBURNIR  INDRIER
FROM :            DRY-FLSH DRY-FLSH SEPARAT  DECOMP    DRY-REAC
    
```


		MODELO A			
TO :	DECOMP	----	----	RBIBBS	DRY-FLSH
CLASS:	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
TOTAL STREAM:					
KG/SEC	2.0833-03	0.0	8.9167-03	2.0833-03	2.0833-03
WATT	-1.2948+04	0.0	-2.4583+04	-5034.1432	-1.2948+04
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	MISSING	MISSING	VAPOR	VAPOR	MISSING
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	0.0	0.0	4.1056-05	2.3127-05	0.0
O2	0.0	0.0	4.7680-28	1.5645-05	0.0
N2	0.0	0.0	1.9440-04	2.7187-06	0.0
C	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	1.7704-05	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	4.8781-05	0.0	0.0
CH4	0.0	0.0	4.6210-07	0.0	0.0
H2	0.0	0.0	4.0256-05	5.9109-05	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.0	0.0	3.4266-04	1.0060-04	0.0
KG/SEC	0.0	0.0	8.9167-03	1.1126-03	0.0
CUM/SEC	0.0	0.0	2.4557-02	3.9056-03	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP K	MISSING	MISSING	873.1500	473.1500	MISSING
PRES N/SQM	MISSING	MISSING	1.0133+05	1.0133+05	1.0133+05
VFRAC	MISSING	MISSING	1.0000	1.0000	MISSING
LFRAC	MISSING	MISSING	0.0	0.0	MISSING
SFRAC	MISSING	MISSING	0.0	0.0	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	MISSING	MISSING	-7.1742+07	-5.0271+07	MISSING
J/KG	MISSING	MISSING	-2.7570+06	-4.5455+06	MISSING
WATT	MISSING	MISSING	-2.4583+04	-5057.2478	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	MISSING	MISSING	4.5298+04	1.2439+04	MISSING
J/KG-K	MISSING	MISSING	1740.7380	1124.7146	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	MISSING	MISSING	1.3954-02	2.5758-02	MISSING
KG/CUM	MISSING	MISSING	0.3631	0.2849	MISSING
AVG MW	MISSING	MISSING	26.0222	11.0594	MISSING
SUBSTREAM: CISOLID		STRUCTURE: CONVENTIONAL			
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C	0.0	0.0	0.0	6.6947-05	0.0
CO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

MODELO A

CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 15

STREAM SECTION

DRY-BIO EXHAUST GAS INBURNIR INDRIER (CONTINUED)

STREAM ID	DRY-BIO	EXHAUST	GAS	INBURNIR	INDRIER
H2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.0	0.0	0.0	6.6947-05	0.0
KG/SEC	0.0	0.0	0.0	8.0410-04	0.0
CUM/SEC	0.0	0.0	0.0	3.5738-07	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP K	MISSING	MISSING	MISSING	473.1500	MISSING
PRES N/SQM	1.0133+05	1.0133+05	MISSING	1.0133+05	1.0133+05
VFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
LFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
SFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	1.0000	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	MISSING	MISSING	MISSING	1.9886+06	MISSING
J/KG	MISSING	MISSING	MISSING	1.6556+05	MISSING
WATT	MISSING	MISSING	MISSING	133.1311	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	MISSING	MISSING	MISSING	5146.4200	MISSING
J/KG-K	MISSING	MISSING	MISSING	428.4756	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	MISSING	MISSING	MISSING	187.3300	MISSING
KG/CUM	MISSING	MISSING	MISSING	2250.0206	MISSING
AVG MW	MISSING	MISSING	MISSING	12.0110	MISSING
SUBSTREAM: NC	STRUCTURE: NON CONVENTIONAL				
COMPONENTS: KG/SEC					
BIOMASSA	2.0833-03	0.0	0.0	0.0	2.0833-03
ASH	0.0	0.0	0.0	1.6665-04	0.0
TOTAL FLOW:					
KG/SEC	2.0833-03	0.0	0.0	1.6665-04	2.0833-03
STATE VARIABLES:					
TEMP K	423.1529	MISSING	MISSING	473.1500	423.1500
PRES N/SQM	1.0133+05	1.0133+05	MISSING	1.0133+05	1.0133+05
VFRAC	0.0	MISSING	MISSING	0.0	0.0
LFRAC	0.0	MISSING	MISSING	0.0	0.0
SFRAC	1.0000	MISSING	MISSING	1.0000	1.0000

MODELO A

ENTHALPY:						
J/KG	-6.2151+06	MISSING	MISSING	-6.6021+05	-6.2151+06	
WATT						
	-1.2948+04	MISSING	MISSING	-110.0264	-1.2948+04	
DENSITY:						
KG/CUM	1232.5948	MISSING	MISSING	3486.8841	1232.5948	
AVG MW	1.0000	1.0000	MISSING	1.0000	1.0000	
COMPONENT ATTRIBUTES:						
BIOMASSA PROXANAL						
MOISTURE	20.0000	MISSING	MISSING	MISSING	20.0000	
FC	26.2500	MISSING	MISSING	MISSING	26.2500	
VM	48.5100	MISSING	MISSING	MISSING	48.5100	
ASH	5.2500	MISSING	MISSING	MISSING	5.2500	
ULTANAL						
ASH	10.0000	MISSING	MISSING	MISSING	10.0000	
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0						
				08/18/2017	PAGE 16	

STREAM SECTION

DRY-BIO EXAUST GAS INBURNIR INDRIER (CONTINUED)

STREAM ID	DRY-BIO	EXAUST	GAS	INBURNIR	INDRIER	
CARBON	48.2500	MISSING	MISSING	MISSING	48.2500	
HYDROGEN	7.1500	MISSING	MISSING	MISSING	7.1500	
NITROGEN	4.5700	MISSING	MISSING	MISSING	4.5700	
CHLORINE	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	
SULFUR	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	
OXYGEN	30.0400	MISSING	MISSING	30.0400	SULFANAL	
PYRITIC	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	
SULFATE	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	
ORGANIC	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	
PROXANAL					ASH	
MOISTURE	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
FC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
VM	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
ASH	MISSING	MISSING	100.0000	MISSING	ULTANAL	
ASH	MISSING	MISSING	MISSING	100.0000	MISSING	
CARBON	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
HYDROGEN	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
NITROGEN	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
CHLORINE	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
SULFUR	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
OXYGEN	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
SULFANAL						
PYRITIC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
SULFATE	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
ORGANIC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0						
				08/18/2017	PAGE 17	

MODELO A

STREAM SECTION

PRODUTO	S1	S2	SOLIDO	WET-BIO	

STREAM ID	PRODUTO	S1	S2	SOLIDO	WET-BIO
FROM :	RBIBBS	----	B1	SEPARAT	----
TO :	SEPARAT	B1	RBIBBS	----	DRY-REAC
CLASS:	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
TOTAL STREAM:					
KG/SEC	9.0833-03	7.0000-03	7.0000-03	1.6665-04	2.0833-03
WATT	-2.4627+04	33.4841	33.4841	-44.1594	-1.3405+04
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	VAPOR	VAPOR	MISSING	MISSING
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	4.1056-05	0.0	0.0	0.0	0.0
O2	4.7680-28	5.0953-05	5.0953-05	0.0	0.0
N2	1.9440-04	1.9168-04	1.9168-04	0.0	0.0
C	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO	1.7704-05	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	4.8781-05	0.0	0.0	0.0	0.0
CH4	4.6210-07	0.0	0.0	0.0	0.0
H2	4.0256-05	0.0	0.0	0.0	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	3.4266-04	2.4263-04	2.4263-04	0.0	0.0
KG/SEC	8.9167-03	7.0000-03	7.0000-03	0.0	0.0
CUM/SEC	2.4557-02	6.0326-03	6.0326-03	0.0	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP K	873.1500	303.1500	303.1500	MISSING	MISSING
PRES N/SQM	1.0133+05	1.0133+05	1.0133+05	MISSING	1.0133+05
VFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	MISSING	MISSING
LFRAC	0.0	0.0	0.0	MISSING	MISSING
SFRAC	0.0	0.0	0.0	MISSING	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	-7.1742+07	1.3800+05	1.3800+05	MISSING	MISSING
J/KG	-2.7570+06	4783.4432	4783.4432	MISSING	MISSING
WATT	-2.4583+04	33.4841	33.4841	MISSING	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	4.5298+04	4736.5252	4736.5252	MISSING	MISSING
J/KG-K	1740.7380	164.1754	164.1754	MISSING	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	1.3954-02	4.0220-02	4.0220-02	MISSING	MISSING
KG/CUM	0.3631	1.1604	1.1604	MISSING	MISSING
AVG MW	26.0222	28.8504	28.8504	MISSING	MISSING

MODELO A

SUBSTREAM: NC STRUCTURE: NON CONVENTIONAL

COMPONENTS: KG/SEC

BIOMASSA	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0833-03
ASH	1.6665-04	0.0	0.0	1.6665-04	0.0
TOTAL FLOW:					
KG/SEC	1.6665-04	0.0	0.0	1.6665-04	2.0833-03

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/18/2017 PAGE 18

STREAM SECTION

PRODUTO	S1	S2	SOLIDO	WET-BIO	STREAM ID
PRODUTO S1 S2 SOLIDO WET-BIO (CONTINUED)					
PRODUTO	S1	S2	SOLIDO	WET-BIO	
STATE VARIABLES:					
TEMP	K	873.1500	MISSING	MISSING	873.1500 303.1500
PRES	N/SQM	1.0133+05	1.0133+05	1.0133+05	1.0133+05 1.0133+05
VFRAC		0.0	MISSING	MISSING	0.0 0.0
LFRAC		0.0	MISSING	MISSING	0.0 0.0
SFRAC		1.0000	MISSING	MISSING	1.0000 1.0000
ENTHALPY:					
J/KG		-2.6498+05	MISSING	MISSING	-2.6498+05 -6.4344+06
WATT		-44.1594	MISSING	MISSING	-44.1594 -1.3405+04
DENSITY:					
KG/CUM		3486.8841	MISSING	MISSING	3486.8841 1232.5948
AVG MW		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000 1.0000
COMPONENT ATTRIBUTES:					
BIOMASSA PROXANAL					
	MOISTURE	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 20.0000
	FC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 26.2500
	VM	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 48.5100
ASH	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	5.2500
ULTANAL					
	ASH	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 10.0000
	CARBON	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 48.2500
	HYDROGEN	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 7.1500
	NITROGEN	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 4.5700
	CHLORINE	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 0.0
	SULFUR	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 0.0
OXYGEN	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	30.0400
SULFANAL					
	PYRITIC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 0.0
	SULFATE	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING 0.0
ORGANIC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0 ASH
PROXANAL					
	MOISTURE	0.0	MISSING	MISSING	0.0 MISSING
	FC	0.0	MISSING	MISSING	0.0 MISSING
	VM	0.0	MISSING	MISSING	0.0 MISSING

			MODELO A			
ULTANAL	ASH	100.0000	MISSING	MISSING	100.0000	MISSING
	ASH	100.0000	MISSING	MISSING	100.0000	MISSING
	CARBON	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
	HYDROGEN	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
	NITROGEN	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
	CHLORINE	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
	SULFUR	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
OXYGEN	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING	
SULFANAL						
	PYRITIC	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
	SULFATE	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
	ORGANIC	0.0	MISSING	MISSING	0.0	MISSING
ASPEN PLUS	PLAT: WINDOWS	VER: 34.0			08/18/2017	PAGE 19

PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

```

*****
*Calculations were completed with warnings *
*The following Unit Operation blocks *
*completed with warnings: *
*DECOMP *
*All streams were flashed normally *
* *
*All Calculator blocks were completed normally *
* *
*****

```

RUN CONTROL SECTION

RUN CONTROL INFORMATION

THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO FUNDACAO ESPIRITO SA

TYPE OF RUN: NEW

INPUT FILE NAME: _1152owg.inm

OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: _1152owg
 LOCATED IN:

PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:

NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 0
 NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 256
 PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 256

CALLING PROGRAM NAME: apmain

LOCATED IN: C:\Program Files (x86)\AspenTech\Aspen Plus V8.8\Engine\XeQ

SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

FLOWSHEET SECTION

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
AR	----	OXIDATIO	BIOMASS	----	DRY-REAC
BIO-1	DECOMP	PYRO	HEAT-1	DECOMP	BALANCE
SYN-1	PYRO	OXIDATIO	HEAT-2	PYRO	BALANCE
SYN-2	OXIDATIO	REDUCTIO	HEAT-3	OXIDATIO	BALANCE
SYNGAS	REDUCTIO	----	HEAT-4	REDUCTIO	BALANCE
HEAT-OUT	BALANCE	----	S2	DRY-FLSH	----
S1	DRY-FLSH	DECOMP	INDRIER	DRY-REAC	DRY-FLSH

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
DECOMP	S1	BIO-1 HEAT-1
PYRO	BIO-1	SYN-1 HEAT-2

MODELO B

OXIDATIO	SYN-1 AR	SYN-2 HEAT-3
REDUCTIO	SYN-2	SYNGAS HEAT-4
BALANCE	HEAT-2 HEAT-3 HEAT-1 HEAT-4	HEAT-OUT
DRY-FLSH	INDRIER	S2 S1
DRY-REAC	BIOMASS	INDRIER

CALCULATOR BLOCK: WATER

SAMPLED VARIABLES:

H2OIN : COMP-ATTR-VA IN STREAM BIOMASS SUBSTREAM NC ID: PROXANAL
 CONV : SENTENCE=CONV VARIABLE=CONV ID1=1 IN UOS BLOCK DRY-REAC
 H2ODRY : SENTENCE=COMP-ATTR VARIABLE=VALUE ELEMENT=1 ID1=1 IN UOS BLOCK
 DRY-REAC

FORTRAN STATEMENTS:

H2ODRY =20
 CONV = (H2OIN - H2ODRY) / (100 - H2ODRY)

EXECUTE BEFORE BLOCK DRY-REAC

VALUES OF ACCESSED FORTRAN VARIABLES ON MOST RECENT SIMULATION PASS:

VARIABLE	VALUE READ	VALUE WRITTEN	UNITS
-----	-----	-----	-----
H2OIN	20.0000	20.0000	
CONV	0.792000	0.00000	
H2ODRY	1.00000	20.0000	

COMPUTATIONAL SEQUENCE

SEQUENCE USED WAS:

WATER DRY-REAC DRY-FLSH *DECOMP PYRO OXIDATIO REDUCTIO BALANCE

OVERALL FLOWSHEET BALANCE

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 3

FLOWSHEET SECTION

OVERALL FLOWSHEET BALANCE (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***				
IN	OUT	RELATIVE DIFF.	CONVENTIONAL COMPONENTS	
(KMOL/SEC)				
H2O		0.00000	0.366956E-04	-1.00000
O2		0.473130E-04	0.264712E-26	1.00000
N2		0.177987E-03	0.180784E-03	-0.154726E-01
C		0.00000	0.00000	0.00000

MODELO B			
CO	0.00000	0.269575E-04	-1.00000
CO2	0.00000	0.418111E-04	-1.00000
CH4	0.00000	0.111484E-06	-1.00000
H2	0.00000	0.443528E-04	-1.00000
CL2	0.00000	0.00000	0.00000
S	0.00000	0.00000	0.00000
H2S	0.00000	0.00000	0.00000
CARBONO	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KMOL/SEC)	0.225300E-03	0.330713E-03	-0.318744
(KG/SEC)	0.650000E-02	0.841187E-02	-0.227282
NON-CONVENTIONAL COMPONENTS (KG/SEC)			
BIOMASSA	0.208333E-02	0.00000	1.00000
ASH	0.00000	0.171465E-03	-1.00000
SUBTOTAL(KG/SEC)	0.208333E-02	0.171465E-03	0.917697
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.858333E-02	0.858333E-02	0.00000
ENTHALPY(WATT)	-13373.8	-12917.1	-0.341494E-01

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.188481E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.188481E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.188481E-02	KG/SEC

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 4

PHYSICAL PROPERTIES SECTION

COMPONENTS

ID	TYPE	ALIAS	NAME
H2O	C	H2O	WATER
O2	C	O2	OXYGEN
N2	C	N2	NITROGEN
BIOMASSA	NC		MISSING
C	C	C	CARBON-GRAPHITE
CO	C	CO	CARBON-MONOXIDE
CO2	C	CO2	CARBON-DIOXIDE
ASH	NC		MISSING
CH4	C	CH4	METHANE
H2	C	H2	HYDROGEN
CL2	C	CL2	CHLORINE
S	C	S	SULFUR
H2S	C	H2S	HYDROGEN-SULFIDE
CARBONO	C	C	CARBON-GRAPHITE

ID ATTRIBUTE TYPES

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: BALANCE MODEL: MIXER

```

-----
INLET STREAMS:      HEAT-2      HEAT-3      HEAT-1      HEAT-4
OUTLET STREAM:      HEAT-OUT
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
RELATIVE DIFF.
IN      OUT
TOTAL BALANCE
ENTHALPY(WATT )      8369.44      8369.44      0.00000
  
```

BLOCK: DECOMP MODEL: RYIELD

```

-----
INLET STREAM:      S1
OUTLET STREAM:      BIO-1
OUTLET HEAT STREAM: HEAT-1
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB  STANDARD PR EQUATION OF STATE
  
```

```

*****
*
*SPECIFIED YIELDS HAVE BEEN NORMALIZED TO MAINTAIN MASS BALANCE
*
*****
  
```

```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
IN      OUT      GENERATION  RELATIVE DIFF.
CONV. COMP.(KMOL/SEC)  0.00000      0.169046E-03  0.169046E-03  0.00000
      (KG/SEC )      0.00000      0.191187E-02  -1.00000
NONCONV COMP(KG/SEC )  0.208333E-02  0.171465E-03  0.917697
TOTAL BALANCE
MASS(KG/SEC )      0.208333E-02  0.208333E-02  0.00000
ENTHALPY(WATT )      -12948.2      -12948.2      -0.140482E-
  
```

15

```

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***
FEED STREAMS CO2E      0.00000      KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E   0.00000      KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION 0.00000      KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION  0.00000      KG/SEC
  
```

MODELO B

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DECOMP MODEL: RYIELD (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

ONE PHASE TP FLASH SPECIFIED PHASE IS VAPOR					
SPECIFIED TEMPERATURE K					423.150
SPECIFIED PRESSURE N/SQM				100,000.	
MAXIMUM NO. ITERATIONS					30
CONVERGENCE TOLERANCE					0.000100000

MASS-YIELD

SUBSTREAM MIXED :					
H2O 0.177	02	0.247	N2		0.376E-01
H2 0.589E-01					
SUBSTREAM CISOLID :					
C 0.397					

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE K		423.15
OUTLET PRESSURE N/SQM		0.10000E+06
HEAT DUTY WATT		8349.4

BLOCK: DRY-FLSH MODEL: FLASH2

INLET STREAM: INDRIER
 OUTLET VAPOR STREAM: S2
 OUTLET LIQUID STREAM: S1
 PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 7

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRY-FLSH MODEL: FLASH2 (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	RELATIVE DIFF.		
CONV. COMP. (KMOL/SEC)		0.00000	0.00000	0.00000
(KG/SEC)		0.00000	0.00000	0.00000
NONCONV. COMP (KG/SEC)		0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000
BALANCE				TOTAL
MASS (KG/SEC)		0.208333E-02	0.208333E-02	0.00000
ENTHALPY (WATT)		-12948.2	-12948.2	-0.900285E-06

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

MODELO B

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

TWO PHASE PQ FLASH		
SPECIFIED PRESSURE	N/SQM	101,325.
SPECIFIED HEAT DUTY	WATT	0.0
MAXIMUM NO. ITERATIONS		30
CONVERGENCE TOLERANCE		0.000100000

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE	K	423.15
OUTLET PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
VAPOR FRACTION		0.0000

BLOCK: DRY-REAC MODEL: RSTOIC

INLET STREAM:	BIOMASS
OUTLET STREAM:	INDRIER
PROPERTY OPTION SET:	PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 8

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRY-REAC MODEL: RSTOIC (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.		
CONV. COMP.(KMOL/SEC)		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
	(KG/SEC)	0.00000	0.00000		0.00000
NONCONV COMP(KG/SEC)		0.208333E-02	0.208333E-02		0.00000
TOTAL BALANCE					
	MASS(KG/SEC)	0.208333E-02	0.208333E-02		0.00000
	ENTHALPY(WATT)	-13404.9	-12948.2		-0.340693E-

01

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

STOICHIOMETRY MATRIX:

REACTION # 1:

MODELO B

SUBSTREAM MIXED :
H2O 0.555E-01
SUBSTREAM CISOLID :
NO PARTICIPATING COMPONENTS
SUBSTREAM NC :
NO PARTICIPATING COMPONENTS

REACTION CONVERSION SPECS: NUMBER= 1
REACTION # 1:
SUBSTREAM:NC KEY COMP:BIOMASSA CONV FRAC: 0.000

TWO PHASE TP FLASH
SPECIFIED TEMPERATURE K 423.150
SPECIFIED PRESSURE N/SQM 101,325.
MAXIMUM NO. ITERATIONS 30
CONVERGENCE TOLERANCE 0.000100000
SIMULTANEOUS REACTIONS
GENERATE COMBUSTION REACTIONS FOR FEED SPECIES NO

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE K 423.15
OUTLET PRESSURE N/SQM 0.10132E+06
HEAT DUTY WATT 456.70
VAPOR FRACTION 0.0000

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 9

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: DRY-REAC MODEL: RSTOIC (CONTINUED)

REACTION EXTENTS:

REACTION NUMBER	REACTION EXTENT KMOL/SEC
1	0.0000

BLOCK: OXIDATIO MODEL: RGIBBS

INLET STREAMS: SYN-1 AR
OUTLET STREAM: SYN-2
OUTLET HEAT STREAM: HEAT-3
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

MODELO B

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.
CONV. COMP.(KMOL/SEC)		0.348848E-03	0.330713E-03 -0.181354E-04 -0.155397E-15
	(KG/SEC)	0.841187E-02	0.841187E-02 -0.206223E-15
15 NONCONV COMP(KG/SEC)		0.171465E-03	0.171465E-03 0.00000
TOTAL BALANCE			
15 MASS(KG/SEC)		0.858333E-02	0.858333E-02 -0.202104E-15
15 ENTHALPY(WATT)		-10786.7	-10786.7 -0.168632E-15

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.640411E-02	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.188481E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	-0.451930E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	-0.451930E-02	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

EQUILIBRIUM SPECIFICATIONS:

ONLY CHEMICAL EQUILIBRIUM IS CONSIDERED, THE FLUID PHASE IS VAPOR

SYSTEM TEMPERATURE	K	943.15
TEMPERATURE FOR FREE ENERGY EVALUATION	K	943.15
SYSTEM PRESSURE	N/SQM	0.10000E+06

FLUID PHASE SPECIES IN PRODUCT LIST:

H2O O2 N2 CO CO2 CH4 H2

SOLIDS IN PRODUCT LIST:

C

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 10

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: OXIDATIO MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

ATOM MATRIX:

ELEMENT	H	C	N	O	S	CL
H2O	2.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
O2	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00
CO2	0.00	1.00	0.00	2.00	0.00	0.00
CH4	4.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.00

MODELO B
 S 0.00 0.00 0.00 0.00 1.00 0.00
 H2S 2.00 0.00 0.00 0.00 1.00 0.00
 CARBONO 0.00 1.00 0.00 0.00 0.00 0.00

*** RESULTS ***

TEMPERATURE K 943.15
 PRESSURE N/SQM 0.10000E+06
 HEAT DUTY WATT -10500.
 VAPOR FRACTION 1.0000
 NUMBER OF FLUID PHASES 1

FLUID PHASE MOLE FRACTIONS:

PHASE VAPOR
 OF TYPE VAPOR
 PHASE FRACTION 1.000000
 PLACED IN STREAM SYN-2
 H2O 0.1109592
 O2 0.1106988E-21
 N2 0.5466505
 CO 0.8151342E-01
 CO2 0.1264271
 CH4 0.3371008E-03
 H2 0.1341126

KMOL/SEC 0.3307129E-03
 NO SOLIDS PRESENT AT EQUILIBRIUM

BLOCK: PYRO MODEL: RGIBBS

 INLET STREAM: BIO-1
 OUTLET STREAM: SYN-1
 OUTLET HEAT STREAM: HEAT-2
 PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 11

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: PYRO MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.
CONV. COMP.(KMOL/SEC)	0.169046E-03	0.123548E-03	-0.454975E-04 0.00000
(KG/SEC)	0.191187E-02	0.191187E-02	-0.567090E-
15 NONCONV COMP(KG/SEC)	0.171465E-03	0.171465E-03	0.00000
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.208333E-02	0.208333E-02	-0.624500E-

15

15 ENTHALPY(WATT) -4598.79 -4598.79 0.395536E-

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.640411E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.640411E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.640411E-02	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

EQUILIBRIUM SPECIFICATIONS:

ONLY CHEMICAL EQUILIBRIUM IS CONSIDERED, THE FLUID PHASE IS VAPOR
 SYSTEM TEMPERATURE K 773.15
 TEMPERATURE FOR FREE ENERGY EVALUATION K 773.15
 SYSTEM PRESSURE N/SQM 0.10000E+06

FLUID PHASE SPECIES IN PRODUCT LIST:

H2O O2 N2 CO CO2 CH4 H2

SOLIDS IN PRODUCT LIST:

C

ATOM MATRIX:

ELEMENT	H	C	N	O	S	CL
H2O	2.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
O2	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00
CO2	0.00	1.00	0.00	2.00	0.00	0.00
CH4	4.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
H2S	2.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
CARBONO	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 12

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: PYRO MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

*** RESULTS ***

TEMPERATURE	K	773.15
PRESSURE	N/SQM	0.10000E+06
HEAT DUTY	WATT	-6219.0
VAPOR FRACTION		1.0000

NUMBER OF FLUID PHASES

1

FLUID PHASE MOLE FRACTIONS:

PHASE	VAPOR
OF TYPE	VAPOR
PHASE FRACTION	1.000000
PLACED IN STREAM	SYN-1
H2O	0.3329237
O2	0.2670455E-27
N2	0.3375134E-01
CO	0.2364726E-01
CO2	0.1393497
CH4	0.1773753
H2	0.2929526

KMOL/SEC 0.8287694E-04

SOLIDS PRESENT AT EQUILIBRIUM, PLACED IN STREAM SYN-1

SOLID FLOW RATES (KMOL/SEC) :

C 0.4067109E-04

BLOCK: REDUCTIO MODEL: RGIBBS

INLET STREAM: SYN-2
 OUTLET STREAM: SYNGAS
 OUTLET HEAT STREAM: HEAT-4
 PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN	OUT	GENERATION	RELATIVE DIFF.	
CONV. COMP.(KMOL/SEC)	0.330713E-03	0.330713E-03	0.432516E-19	0.163919E-15
(KG/SEC)	0.841187E-02	0.841187E-02	0.412447E-15	NONCONV
COMP(KG/SEC)	0.171465E-03	0.171465E-03	0.00000	TOTAL
BALANCE				
MASS(KG/SEC)	0.858333E-02	0.858333E-02		0.404207E-
15				
ENTHALPY(WATT)	-21286.5	-21286.5		0.00000
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS	VER: 34.0			08/17/2017 PAGE 13

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: REDUCTIO MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.188481E-02	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.188481E-02	KG/SEC

MODELO B

NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

EQUILIBRIUM SPECIFICATIONS:

ONLY CHEMICAL EQUILIBRIUM IS CONSIDERED, THE FLUID PHASE IS VAPOR

SYSTEM TEMPERATURE	K	943.15
TEMPERATURE FOR FREE ENERGY EVALUATION	K	943.15
SYSTEM PRESSURE	N/SQM	0.10000E+06

FLUID PHASE SPECIES IN PRODUCT LIST:

H2O O2 N2 CO CO2 CH4 H2

SOLIDS IN PRODUCT LIST:

C

ATOM MATRIX:

ELEMENT	H	C	N	O	S	CL
H2O	2.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
O2	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00	0.00
C	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00
CO2	0.00	1.00	0.00	2.00	0.00	0.00
CH4	4.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
H2S	2.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
CARBONO	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00

*** RESULTS ***

TEMPERATURE	K	943.15
PRESSURE	N/SQM	0.10000E+06
HEAT DUTY	WATT	0.25830E-09
VAPOR FRACTION		1.0000
NUMBER OF FLUID PHASES		1
ASPEN PLUS	PLAT: WINDOWS VER: 34.0	08/17/2017 PAGE 14

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: REDUCTIO MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

FLUID PHASE MOLE FRACTIONS:

PHASE	VAPOR
OF TYPE	VAPOR

MODELO B

PHASE FRACTION 1.000000
 PLACED IN STREAM SYNGAS
 H2O 0.1109592
 O2 0.8004298E-23
 N2 0.5466505
 CO 0.8151342E-01
 CO2 0.1264271
 CH4 0.3371008E-03
 H2 0.1341126

KMOL/SEC 0.3307129E-03

NO SOLIDS PRESENT AT EQUILIBRIUM
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 15

STREAM SECTION

AR BIO-1 BIOMASS INDRIER S1

STREAM ID	AR	BIO-1	BIOMASS	INDRIER	S1
FROM :	----	DECOMP	----	DRY-REAC	DRY-FLSH
TO :	OXIDATIO	PYRO	DRY-REAC	DRY-FLSH	DECOMP
CLASS:	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
TOTAL STREAM:					
KG/SEC	6.5000-03	2.0833-03	2.0833-03	2.0833-03	2.0833-03
WATT	31.1156	-4598.7927	-1.3405+04	-1.2948+04	-1.2948+04
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	VAPOR	MISSING	MISSING	MISSING
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	0.0	2.0455-05	0.0	0.0	0.0
O2	4.7313-05	1.6097-05	0.0	0.0	0.0
N2	1.7799-04	2.7972-06	0.0	0.0	0.0
C	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2	0.0	6.0816-05	0.0	0.0	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CARBONO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	2.2530-04	1.0017-04	0.0	0.0	0.0
KG/SEC	6.5000-03	1.0845-03	0.0	0.0	0.0
CUM/SEC	5.6759-03	3.5237-03	0.0	0.0	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP K	303.1500	423.1500	MISSING	MISSING	MISSING

MODELO B						
PRES	N/SQM	1.0000+05	1.0000+05	1.0000+05	1.0133+05	MISSING
VFRAC		1.0000	1.0000	MISSING	MISSING	MISSING
LFRAC		0.0	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
SFRAC		0.0	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
ENTHALPY:						
J/KMOL		1.3811+05	-4.5615+07	MISSING	MISSING	MISSING
J/KG		4787.0077	-4.2129+06	MISSING	MISSING	MISSING
WATT		31.1156	-4569.0467	MISSING	MISSING	MISSING
ENTROPY:						
J/KMOL-K		4846.2527	1.0078+04	MISSING	MISSING	MISSING
J/KG-K		167.9787	930.7507	MISSING	MISSING	MISSING
DENSITY:						
KMOL/CUM		3.9694-02	2.8426-02	MISSING	MISSING	MISSING
KG/CUM		1.1452	0.3078	MISSING	MISSING	MISSING
AVG MW		28.8504	10.8276	MISSING	MISSING	MISSING

SUBSTREAM: CISOLID
COMPONENTS: KMOL/SEC

STRUCTURE: CONVENTIONAL

H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C	0.0	6.8880-05	0.0	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 16

STREAM SECTION

AR BIO-1 BIOMASS INDRIER S1 (CONTINUED)

STREAM ID	AR	BIO-1	BIOMASS	INDRIER	S1
CH4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CARBONO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.0	6.8880-05	0.0	0.0	0.0
KG/SEC	0.0	8.2732-04	0.0	0.0	0.0
CUM/SEC	0.0	3.6769-07	0.0	0.0	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP	K	MISSING	423.1500	MISSING	MISSING
PRES	N/SQM	1.0000+05	1.0000+05	1.0000+05	1.0133+05
VFRAC		MISSING	0.0	MISSING	MISSING
LFRAC		MISSING	0.0	MISSING	MISSING
SFRAC		MISSING	1.0000	MISSING	MISSING

MODELO B

ENTHALPY:						
J/KMOL		MISSING	1.3182+06	MISSING	MISSING	MISSING
J/KG		MISSING	1.0975+05	MISSING	MISSING	MISSING
WATT		MISSING	90.7976	MISSING	MISSING	MISSING
ENTROPY:						
J/KMOL-K		MISSING	3650.6351	MISSING	MISSING	MISSING
J/KG-K		MISSING	303.9410	MISSING	MISSING	MISSING
DENSITY:						
KMOL/CUM		MISSING	187.3300	MISSING	MISSING	MISSING
KG/CUM		MISSING	2250.0206	MISSING	MISSING	MISSING
AVG MW		MISSING	12.0110	MISSING	MISSING	MISSING
SUBSTREAM: NC		STRUCTURE: NON CONVENTIONAL				
COMPONENTS: KG/SEC						
BIOMASSA		0.0	0.0	2.0833-03	2.0833-03	2.0833-03
ASH		0.0	1.7147-04	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:						
KG/SEC		0.0	1.7147-04	2.0833-03	2.0833-03	2.0833-03
STATE VARIABLES:						
TEMP	K	MISSING	423.1500	303.1500	423.1500	423.1529
PRES	N/SQM	1.0000+05	1.0000+05	1.0000+05	1.0133+05	1.0133+05
VFRAC		MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC		MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
SFRAC		MISSING	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
ENTHALPY:						
J/KG		MISSING	-7.0302+05	-6.4344+06	-6.2151+06	-6.2151+06
WATT		MISSING	-120.5436	-1.3405+04	-1.2948+04	-1.2948+04
DENSITY:						
KG/CUM		MISSING	3486.8841	1232.5948	1232.5948	1232.5948
AVG MW		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
COMPONENT ATTRIBUTES:						
BIOMASSA PROXANAL						
	MOISTURE	MISSING	MISSING	20.0000	20.0000	20.0000
	FC	MISSING	MISSING	26.2500	26.2500	26.2500
	VM	MISSING	MISSING	48.5100	48.5100	48.5100
	ASH	MISSING	MISSING	5.2500	5.2500	5.2500
ASPEN PLUS	PLAT: WINDOWS	VER: 34.0			08/17/2017	PAGE 17

STREAM SECTION

AR BIO-1 BIOMASS INDRIER S1 (CONTINUED)					STREAM ID	
AR	BIO-1	BIOMASS	INDRIER	S1		
	ULTANAL					
	ASH	MISSING	MISSING	10.0000	10.0000	10.0000
	CARBON	MISSING	MISSING	48.2500	48.2500	48.2500
	HYDROGEN	MISSING	MISSING	7.1500	7.1500	7.1500

MODELO B						
CHLORINE	NITROGEN	MISSING	MISSING	4.5700	4.5700	4.5700
	MISSING	MISSING	0.0	0.0	0.0	
	SULFUR	MISSING	MISSING	0.0	0.0	0.0
OXYGEN	MISSING	MISSING	30.0400	30.0400	30.0400	SULFANAL
	PYRITIC	MISSING	MISSING	0.0	0.0	0.0
	SULFATE	MISSING	MISSING	0.0	0.0	0.0
ORGANIC	MISSING	MISSING	0.0	0.0	0.0	ASH
PROXANAL						
	MOISTURE	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	FC	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	VM	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
ASH	MISSING	100.0000	MISSING	MISSING	MISSING	ULTANAL
	ASH	MISSING	100.0000	MISSING	MISSING	MISSING
	CARBON	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	HYDROGEN	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	NITROGEN	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	CHLORINE	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	SULFUR	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
OXYGEN	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	
SULFANAL						
	PYRITIC	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	SULFATE	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
	ORGANIC	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 18

STREAM SECTION

S2 SYN-1 SYN-2 SYNGAS

STREAM ID	S2	SYN-1	SYN-2	SYNGAS
FROM :	DRY-FLSH	PYRO	OXIDATIO	REDUCTIO
TO :	----	OXIDATIO	REDUCTIO	----
CLASS:	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
TOTAL STREAM:				
KG/SEC	0.0	2.0833-03	8.5833-03	8.5833-03
WATT	0.0	-1.0818+04	-2.1287+04	-2.1287+04
SUBSTREAM: MIXED				
PHASE:	MISSING	VAPOR	VAPOR	VAPOR
COMPONENTS: KMOL/SEC				
H2O	0.0	2.7592-05	3.6696-05	3.6696-05
O2	0.0	2.2132-32	3.6610-26	2.6471-27
N2	0.0	2.7972-06	1.8078-04	1.8078-04
C	0.0	0.0	0.0	0.0
CO	0.0	1.9598-06	2.6958-05	2.6958-05
CO2	0.0	1.1549-05	4.1811-05	4.1811-05
CH4	0.0	1.4700-05	1.1148-07	1.1148-07
H2	0.0	2.4279-05	4.4353-05	4.4353-05

MODELO B				
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0
CARBONO	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:				
KMOL/SEC	0.0	8.2877-05	3.3071-04	3.3071-04
KG/SEC	0.0	1.4234-03	8.4119-03	8.4119-03
CUM/SEC	0.0	5.3278-03	2.5940-02	2.5940-02
STATE VARIABLES:				
TEMP K	MISSING	773.1500	943.1500	943.1500
PRES N/SQM	MISSING	1.0000+05	1.0000+05	1.0000+05
VFRAC	MISSING	1.0000	1.0000	1.0000
LFRAC	MISSING	0.0	0.0	0.0
SFRAC	MISSING	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:				
J/KMOL	MISSING	-1.3355+08	-6.4269+07	-6.4269+07
J/KG	MISSING	-7.7761+06	-2.5267+06	-2.5267+06
WATT	MISSING	-1.1068+04	-2.1255+04	-2.1255+04
ENTROPY:				
J/KMOL-K	MISSING	2.0807+04	5.1270+04	5.1270+04
J/KG-K	MISSING	1211.5275	2015.6872	2015.6872
DENSITY:				
KMOL/CUM	MISSING	1.5556-02	1.2749-02	1.2749-02
KG/CUM	MISSING	0.2672	0.3243	0.3243
AVG MW	MISSING	17.1745	25.4356	25.4356

SUBSTREAM: CISOLID STRUCTURE: CONVENTIONAL
COMPONENTS: KMOL/SEC

H2O	0.0	0.0	0.0	0.0
O2	0.0	0.0	0.0	0.0
N2	0.0	0.0	0.0	0.0
C	0.0	4.0671-05	0.0	0.0
CO	0.0	0.0	0.0	0.0
CO2	0.0	0.0	0.0	0.0

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 19

STREAM SECTION

S2 SYN-1 SYN-2 SYNGAS (CONTINUED)

STREAM ID	S2	SYN-1	SYN-2	SYNGAS
CH4	0.0	0.0	0.0	0.0
H2	0.0	0.0	0.0	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0
CARBONO	0.0	0.0	0.0	0.0

MODELO B

TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	0.0	4.0671-05	0.0	0.0	0.0
KG/SEC	0.0	4.8850-04	0.0	0.0	0.0
CUM/SEC	0.0	2.1711-07	0.0	0.0	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP K	MISSING	773.1500	MISSING	MISSING	MISSING
PRES N/SQM	1.0133+05	1.0000+05	MISSING	MISSING	MISSING
VFRAC	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
LFRAC	MISSING	0.0	MISSING	MISSING	MISSING
SFRAC	MISSING	1.0000	MISSING	MISSING	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	MISSING	7.7285+06	MISSING	MISSING	MISSING
J/KG	MISSING	6.4345+05	MISSING	MISSING	MISSING
WATT	MISSING	314.3252	MISSING	MISSING	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	MISSING	1.4345+04	MISSING	MISSING	MISSING
J/KG-K	MISSING	1194.3557	MISSING	MISSING	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	MISSING	187.3300	MISSING	MISSING	MISSING
KG/CUM	MISSING	2250.0206	MISSING	MISSING	MISSING
AVG MW	MISSING	12.0110	MISSING	MISSING	MISSING
SUBSTREAM: NC		STRUCTURE: NON CONVENTIONAL			
COMPONENTS: KG/SEC					
BIOMASSA	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ASH	0.0	1.7147-04	1.7147-04	1.7147-04	1.7147-04
TOTAL FLOW:					
KG/SEC	0.0	1.7147-04	1.7147-04	1.7147-04	1.7147-04
STATE VARIABLES:					
TEMP K	MISSING	773.1500	943.1500	943.1500	943.1500
PRES N/SQM	1.0133+05	1.0000+05	1.0000+05	1.0000+05	1.0000+05
VFRAC	MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
SFRAC	MISSING	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
ENTHALPY:					
J/KG	MISSING	-3.7258+05	-1.8617+05	-1.8617+05	-1.8617+05
WATT	MISSING	-63.8842	-31.9216	-31.9216	-31.9216
DENSITY:					
KG/CUM	MISSING	3486.8841	3486.8841	3486.8841	3486.8841
AVG MW	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
COMPONENT ATTRIBUTES:					
BIOMASSA PROXANAL					
ULTANAL					
SULFANAL					
ASH PROXANAL					
MOISTURE	MISSING	0.0	0.0	0.0	0.0
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0					
				08/17/2017	PAGE 20

MODELO B

STREAM SECTION

S2 SYN-1 SYN-2 SYNGAS (CONTINUED)

STREAM ID	S2	SYN-1	SYN-2	SYNGAS
FC	MISSING	0.0	0.0	0.0
VM	MISSING	0.0	0.0	0.0
ASH	MISSING	100.0000	100.0000	100.0000
ULTANAL				
ASH	MISSING	100.0000	100.0000	100.0000
CARBON	MISSING	0.0	0.0	0.0
HYDROGEN	MISSING	0.0	0.0	0.0
NITROGEN	MISSING	0.0	0.0	0.0
CHLORINE	MISSING	0.0	0.0	0.0
SULFUR	MISSING	0.0	0.0	0.0
OXYGEN	MISSING	0.0	0.0	0.0
SULFANAL				
PYRITIC	MISSING	0.0	0.0	0.0
SULFATE	MISSING	0.0	0.0	0.0
ORGANIC	MISSING	0.0	0.0	0.0

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 21

STREAM SECTION

HEAT-1 HEAT-2 HEAT-3 HEAT-4 HEAT-OUT

STREAM ID	HEAT-1	HEAT-2	HEAT-3	HEAT-4	HEAT-OUT
FROM :	DECOMP	PYRO	OXIDATIO	REDUCTIO	BALANCE
TO :	BALANCE	BALANCE	BALANCE	BALANCE	----
CLASS:	HEAT	HEAT	HEAT	HEAT	HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT						
Q	WATT	-8349.4012	6219.0425	1.0500+04	-2.5830-10	8369.4448
TBEG	K	423.1529	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
TEND	K	423.1500	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 22

PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

*Calculations were completed with warnings *

*The following Unit Operation blocks were *

MODELO B

```
completed with warnings: *  
DECOMP *  
*All streams were flashed normally *  
*All Calculator blocks were completed normally *  
* *  
*****
```

RUN CONTROL SECTION

RUN CONTROL INFORMATION

THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO FUNDACAO ESPIRITO SA

TYPE OF RUN: NEW

INPUT FILE NAME: _3546duq.inm

OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: _3546duq
LOCATED IN:

PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:

NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 0
NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 256
PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 256

CALLING PROGRAM NAME: apmain

LOCATED IN: C:\Program Files (x86)\AspenTech\Aspen Plus V8.8\Engine\XeQ

SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

FLOWSHEET SECTION

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
WETBIO	----	B1	AR	----	B1
S4	B1	B3	S12	B1	B3
S11	B3	B2	SINGAS	B2	----

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
B1	AR WETBIO	S4 S12
B3	S4 S12	S11
B2	S11	SINGAS

COMPUTATIONAL SEQUENCE

MODELO C

SEQUENCE USED WAS:
 *B1 B3 *B2
 OVERALL FLOWSHEET BALANCE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***			
IN	OUT	RELATIVE DIFF.	
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/SEC)			
H2O	0.00000	0.274153E-04	-1.00000
O2	0.439866E-04	0.190437E-25	1.00000
N2	0.165473E-03	0.168057E-03	-0.153748E-01
CHAR	0.00000	0.771318E-34	0.00000
CO	0.00000	0.560903E-04	-1.00000
CO2	0.00000	0.242912E-04	-1.00000
CH4	0.00000	0.141647E-04	-1.00000
H2	0.00000	0.283436E-04	-1.00000
CL2	0.00000	0.00000	0.00000
S	0.00000	0.00000	0.00000
H2S	0.00000	0.00000	0.00000
CARBONO	0.00000	0.00000	0.00000
NITROGEN	0.00000	0.00000	0.00000
OXIGENIO	0.00000	0.00000	0.00000
HIDROGEN	0.00000	0.00000	0.00000
C2H2	0.00000	0.00000	0.00000
NO2	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KMOL/SEC)	0.209460E-03	0.318362E-03	-0.342071
(KG/SEC)	0.604300E-02	0.812630E-02	-0.256365
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 3			

FLOWSHEET SECTION

OVERALL FLOWSHEET BALANCE (CONTINUED)			
NON-CONVENTIONAL COMPONENTS (KG/SEC)			
BIOMASSA	0.208330E-02	0.00000	1.00000
ASH	0.00000	0.00000	0.00000
TAR	0.00000	0.00000	0.00000
SUBTOTAL(KG/SEC)	0.208330E-02	0.00000	1.00000
TOTAL BALANCE			
MASS(KG/SEC)	0.812630E-02	0.812630E-02	-0.847477E-13
ENTHALPY(WATT)	-13375.8	-13375.8	0.272232E-06

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***			
FEED STREAMS CO2E	0.00000	KG/SEC	
PRODUCT STREAMS CO2E	0.675009E-02	KG/SEC	
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.675009E-02	KG/SEC	
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC	
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.675009E-02	KG/SEC	
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 4			

MODELO C

PHYSICAL PROPERTIES SECTION

COMPONENTS

```

-----
ID      TYPE  ALIAS      NAME
H2O     C      H2O        WATER
O2      C      O2         OXYGEN
N2      C      N2         NITROGEN
BIOMASSA NC      MISSING
CHAR    C      C          CARBON-GRAPHITE
CO      C      CO         CARBON-MONOXIDE
CO2     C      CO2        CARBON-DIOXIDE
ASH     NC      MISSING
CH4     C      CH4        METHANE
H2      C      H2         HYDROGEN
CL2     C      CL2        CHLORINE
S       C      S          SULFUR
H2S     C      H2S        HYDROGEN-SULFIDE
CARBONO C      C          CARBON-GRAPHITE
NITROGEN C     N2         NITROGEN
OXIGENIO C     O2         OXYGEN
HIDROGEN C     H2         HYDROGEN
TAR     NC      MISSING
C2H2    C      C2H2       ACETYLENE
NO2     C      NO2        NITROGEN-DIOXIDE
    
```

```

ID      ATTRIBUTE TYPES
BIOMASSA PROXANAL ULTANAL SULFANAL
ASH      PROXANAL ULTANAL SULFANAL
TAR      PROXANAL ULTANAL SULFANAL
    
```

```

LISTID  SUPERCRITICAL COMPONENT LIST
HC-1    O2 N2 CO CO2 CH4 H2 NO2
    
```

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 5

REACTION SECTION

REACTION: R-1 TYPE: GENERAL

 Unit operations referencing this reaction model:

Reactor Name: B2
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

Block Type: RPLUG

08/17/2017 PAGE 6

U-O-S BLOCK SECTION

MODELO C

BLOCK: B1 MODEL: RYIELD

INLET STREAMS: AR WETBIO
OUTLET STREAM: S4
OUTLET HEAT STREAM: S12
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*
*SPECIFIED YIELDS HAVE BEEN NORMALIZED TO MAINTAIN MASS BALANCE
*

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

Table with 6 columns: IN, OUT, GENERATION, RELATIVE DIFF., and two unlabeled columns. Rows include CONV. COMP. (KMOL/SEC), NONCONV COMP (KG/SEC), TOTAL BALANCE, MASS (KG/SEC), and ENTHALPY (WATT).

06

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

Table with 3 columns: Description, Value, and Unit. Rows include FEED STREAMS CO2E, PRODUCT STREAMS CO2E, NET STREAMS CO2E PRODUCTION, UTILITIES CO2E PRODUCTION, and TOTAL CO2E PRODUCTION.

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 7

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B1 MODEL: RYIELD (CONTINUED)

*** INPUT DATA ***

Table with 3 columns: Description, Value, and Unit. Rows include TWO PHASE TP FLASH, SPECIFIED TEMPERATURE K, SPECIFIED PRESSURE N/SQM, MAXIMUM NO. ITERATIONS, and CONVERGENCE TOLERANCE.

MOLE-YIELD

Table with 6 columns: SUBSTREAM MIXED, Component, Value, Component, Value. Rows include H2O, CHAR, CH4, O2, CO, H2, N2, and CO2.

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 8

MODELO C

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B1 MODEL: RYIELD (CONTINUED)

*** RESULTS ***

OUTLET TEMPERATURE K 1073.2
OUTLET PRESSURE N/SQM 0.10132E+06
HEAT DUTY WATT 11085.
VAPOR FRACTION 1.0000
V-L PHASE EQUILIBRIUM :

COMP	F(I)	X(I)	Y(I)	K(I)
H2O	0.12356	0.14192	0.12356	1055.0
O2	0.15041	0.15417	0.15041	1182.2
N2	0.57883	0.55544	0.57883	1262.8
CO	0.13438E-01	0.12703E-01	0.13438E-01	1281.8
CO2	0.85591E-02	0.82744E-02	0.85591E-02	1253.4
CH4	0.40861E-01	0.39633E-01	0.40861E-01	1249.3
H2	0.84337E-01	0.87853E-01	0.84337E-01	1163.2

BLOCK: B2 MODEL: RPLUG

INLET STREAM: S11
OUTLET STREAM: SINGAS
PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE

*
*REACTION RATE IS SET TO ZERO FOR SOME REACTIONS
*

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

IN OUT GENERATION RELATIVE DIFF.
CONV. COMP.(KMOL/SEC) 0.344496E-03 0.318362E-03 -0.261341E-04 -0.157360E-15
(KG/SEC) 0.812630E-02 0.812630E-02 -0.858150E-13
NONCONV COMP(KG/SEC) 0.00000 0.00000 0.00000
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 9

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B2 MODEL: RPLUG (CONTINUED)
TOTAL BALANCE

MODELO C

13 MASS(KG/SEC) 0.812630E-02 0.812630E-02 -0.858150E-

15 ENTHALPY(WATT) -13375.8 -13375.8 -0.815947E-

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.150929E-02	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.675009E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	0.524080E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	0.524080E-02	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

REACTOR TYPE:

ADIABATIC

VAPOR FLUID PHASE

VARIABLE DIAMETER

REACTOR TUBE LENGTH	METER	0.15240
REACTOR RISE	METER	0.0000
NUMBER OF REACTOR TUBES		1
PRESSURE DROP OPTION:		SPECIFIED
HOLDUP OPTION:		NO-SLIP
ERROR TOLERANCE		0.10000E-03
INTEGRATION METHOD		GEAR
CORRECTOR METHOD		NEWTON
INITIAL STEP SIZE FACTOR		0.10000E-01
CORRECTOR TOLERANCE FACTOR		0.10000
MAXIMUM NUMBER OF STEPS		1000

REACTOR DIAMETER PROFILE:

RELATIVE LOCATION	REACTOR DIAMETER
0.10000E-02	0.76200E-01 METER
0.76200E-01 0.12700	METER
0.15240	0.19050 METER

REACTION PARAGRAPH	ID: R-1	TYPE: GENERAL
GLOBAL BASES:		
KBASIS		MOLE-GAMMA
CBASIS		MOLARITY
SBASIS		GLOBAL

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 10

U-O-S BLOCK SECTION

MODELO C

BLOCK: B2 MODEL: RPLUG (CONTINUED)
 STOICHIOMETRY:

	REACTION NUMBER:		1			
	SUBSTREAM:	MIXED				
	CHAR	-1.0000	CO	2.0000	CO2	-1.0000
	REACTION NUMBER:		2			
	SUBSTREAM:	MIXED				
H2	H2O	-1.0000	CHAR	-1.0000	CO	1.0000
		1.0000				
	REACTION NUMBER:		3			
	SUBSTREAM:	MIXED				
	CHAR	-1.0000	CH4	1.0000	H2	-2.0000
	REACTION NUMBER:		4			
	SUBSTREAM:	MIXED				
H2	H2O	-1.0000	CO	1.0000	CH4	-1.0000
		3.0000				

REAC-DATA ENTRIES:

	REACTION NO	TYPE	PHASE	DELT K	BASIS
1	KINETIC	V	0.0000	MOLEFRAC	
2	KINETIC	V	0.0000	MOLEFRAC	
3	KINETIC	V	0.0000	MOLEFRAC	
4	KINETIC	V	0.0000	MOLEFRAC	

	REACTION NO	SOLID BASIS	LIQ. PHASE BASIS	SOL. PHASE BASIS
1	GLOBAL		L	S
2	GLOBAL		L	S
3	GLOBAL		L	S
4	GLOBAL		L	S

*** RESULTS ***

REACTOR DUTY	WATT	0.72760E-11
RESIDENCE TIME	SEC	0.12612
REACTOR MINIMUM TEMPERATURE	K	970.26
REACTOR MAXIMUM TEMPERATURE	K	1216.7
ASPEN PLUS	PLAT: WINDOWS VER: 34.0	08/17/2017 PAGE 11

U-O-S BLOCK SECTION

MODELO C

BLOCK: B2 MODEL: RPLUG (CONTINUED)

*** RESULTS PROFILE (PROCESS SUBSTREAM MIXED) ***

LENGTH METER	PRESSURE N/SQM	TEMPERATURE K	VAPOR FRAC	RES-TIME SEC
0.0000	0.10132E+06	970.26	1.0000	0.0000
0.15240E-01	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.47018E-02
0.30480E-01	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.16762E-01
0.45720E-01	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.30454E-01
0.60960E-01	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.44133E-01
0.76200E-01	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.57793E-01
0.91440E-01	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.71471E-01
0.10668	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.85128E-01
0.12192	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.98787E-01
0.13716	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.11245
0.15240	0.10132E+06	1216.6	1.0000	0.12612

LENGTH METER	DUTY WATT	LIQUID HOLDUP
0.0000	0.0000	0.0000
0.15240E-01	0.0000	0.0000
0.30480E-01	0.0000	0.0000
0.45720E-01	0.0000	0.0000
0.60960E-01	0.0000	0.0000
0.76200E-01	0.0000	0.0000
0.91440E-01	0.0000	0.0000
0.10668	0.0000	0.0000
0.12192	0.0000	0.0000
0.13716	0.0000	0.0000
0.15240	0.0000	0.0000

*** TOTAL MOLE FRACTION PROFILE (PROCESS SUBSTREAM MIXED) ***

LENGTH METER	H2O	N2	CO	CO2
0.0000	0.41650E-01	0.48783	0.20075	0.70512E-01
0.15240E-01	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.30480E-01	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.45720E-01	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.60960E-01	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.76200E-01	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.91440E-01	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.10668	0.86115E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.12192	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.13716	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01
0.15240	0.86114E-01	0.52788	0.17618	0.76300E-01

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B2 MODEL: RPLUG (CONTINUED)

*** TOTAL MOLE FRACTION PROFILE (PROCESS SUBSTREAM MIXED) ***

LENGTH METER	CH4	H2
0.0000	0.31863E-02	0.19607
0.15240E-01	0.44493E-01	0.89029E-01
0.30480E-01	0.44493E-01	0.89029E-01
0.45720E-01	0.44493E-01	0.89029E-01
0.60960E-01	0.44493E-01	0.89029E-01
0.76200E-01	0.44493E-01	0.89029E-01
0.91440E-01	0.44493E-01	0.89029E-01
0.10668	0.44493E-01	0.89027E-01
0.12192	0.44492E-01	0.89030E-01
0.13716	0.44493E-01	0.89029E-01
0.15240	0.44493E-01	0.89029E-01

*** TOTAL MASS FRACTION PROFILE (PROCESS SUBSTREAM MIXED) ***

LENGTH METER	H2O	N2	CO	CO2
0.0000	0.31809E-01	0.57934	0.23838	0.13155
0.15240E-01	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.30480E-01	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.45720E-01	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.60960E-01	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.76200E-01	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.91440E-01	0.60778E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.10668	0.60778E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.12192	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.13716	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155
0.15240	0.60777E-01	0.57934	0.19334	0.13155

LENGTH METER	CH4	H2
0.0000	0.21670E-02	0.16756E-01
0.15240E-01	0.27964E-01	0.70311E-02
0.30480E-01	0.27964E-01	0.70311E-02
0.45720E-01	0.27964E-01	0.70311E-02
0.60960E-01	0.27964E-01	0.70311E-02

MODELO C

0.76200E-01 0.27964E-01 0.70311E-02
 0.91440E-01 0.27964E-01 0.70311E-02
 0.10668 0.27964E-01 0.70310E-02
 0.12192 0.27964E-01 0.70312E-02
 0.13716 0.27964E-01 0.70311E-02
 0.15240 0.27964E-01 0.70312E-02
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 13

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B2 MODEL: RPLUG (CONTINUED)

*** RESULTS PROFILE (PROCESS SUBSTREAM CISOLID) ***

LENGTH METER	PRESSURE N/SQM	TEMPERATURE K	RES-TIME SEC
0.0000	0.10132E+06	970.26	0.0000
0.15240E-01	0.10132E+06	1216.6	0.47018E-02
01 0.10132E+06	1216.6	0.16762E-01	0.30480E-01
0.10132E+06	1216.6	0.30454E-01	0.60960E-01
0.10132E+06	1216.6	0.44133E-01	
0.76200E-01	0.10132E+06	1216.6	0.57793E-01
0.91440E-01	0.10132E+06	1216.6	0.71471E-01
0.10668	0.10132E+06	1216.6	0.85128E-01
0.12192	0.10132E+06	1216.6	0.98787E-01
0.13716	0.10132E+06	1216.6	0.11245
0.15240	0.10132E+06	1216.6	0.12612

*** RESULTS PROFILE (PROCESS SUBSTREAM NC) ***

LENGTH METER	PRESSURE N/SQM	TEMPERATURE K	RES-TIME SEC
0.0000	0.10132E+06	970.26	0.0000
0.15240E-01	0.10132E+06	1216.6	0.47018E-02
0.30480E-01	0.10132E+06	1216.6	0.16762E-01
0.45720E-01	0.10132E+06	1216.6	0.30454E-01
0.60960E-01	0.10132E+06	1216.6	0.44133E-01
0.76200E-01	0.10132E+06	1216.6	0.57793E-01
0.91440E-01	0.10132E+06	1216.6	0.71471E-01
0.10668	0.10132E+06	1216.6	0.85128E-01
0.12192	0.10132E+06	1216.6	0.98787E-01
0.13716	0.10132E+06	1216.6	0.11245
0.15240	0.10132E+06	1216.6	0.12612

REACTOR DIAMETER PROFILE

MODELO C

LENGTH METER	REACTOR DIAMETER METER
0.0000	0.76200E-01
0.15240E-01	0.14683
0.30480E-01	0.19050
0.45720E-01	0.19050
0.60960E-01	0.19050
0.76200E-01	0.19050
0.91440E-01	0.19050
0.10668	0.19050
0.12192	0.19050
0.13716	0.19050
0.15240	0.19050

BLOCK: B3 MODEL: RGIBBS

 INLET STREAM: S4
 INLET HEAT STREAM: S12
 OUTLET STREAM: S11
 PROPERTY OPTION SET: PENG-ROB STANDARD PR EQUATION OF STATE
 ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 14

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B3 MODEL: RGIBBS (CONTINUED)

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
 IN OUT GENERATION RELATIVE DIFF.
 CONV. COMP.(KMOL/SEC) 0.366635E-03 0.344496E-03 -0.221389E-04 -0.147858E-15
 (KG/SEC) 0.812630E-02 0.812630E-02 0.106735E-14
 NONCONV COMP(KG/SEC) 0.00000 0.00000 0.00000
 TOTAL BALANCE
 MASS(KG/SEC) 0.812630E-02 0.812630E-02 0.106735E-14
 ENTHALPY(WATT) -13375.8 -13375.8 -0.320718E-06

*** CO2 EQUIVALENT SUMMARY ***

FEED STREAMS CO2E	0.486745E-02	KG/SEC
PRODUCT STREAMS CO2E	0.150929E-02	KG/SEC
NET STREAMS CO2E PRODUCTION	-0.335816E-02	KG/SEC
UTILITIES CO2E PRODUCTION	0.00000	KG/SEC
TOTAL CO2E PRODUCTION	-0.335816E-02	KG/SEC

*** INPUT DATA ***

EQUILIBRIUM SPECIFICATIONS:

ONLY CHEMICAL EQUILIBRIUM IS CONSIDERED, THE FLUID PHASE IS VAPOR
 CALCULATED TEMPERATURE K 970.26

MODELO C

TEMPERATURE FOR FREE ENERGY EVALUATION	K	970.26
SYSTEM PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
DUTY FROM INLET HEAT STREAM(S)	WATT	-11085.

FLUID PHASE SPECIES IN PRODUCT LIST:
H2O O2 N2 CHAR CO CO2 CH4 H2

ATOM MATRIX:

ELEMENT	H	C	N	O	S	CL
H2O	2.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00
O2	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00
N2	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00	0.00
CHAR	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	1.00	0.00	1.00	0.00	0.00
CO2	0.00	1.00	0.00	2.00	0.00	0.00
CH4	4.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H2	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CL2	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	2.00
S	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
H2S	2.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
CARBONO	0.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NITROGEN	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00	0.00
OXIGENIO	0.00	0.00	0.00	2.00	0.00	0.00
HIDROGEN	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C2H2	2.00	2.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NO2	0.00	0.00	1.00	2.00	0.00	0.00

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 15

U-O-S BLOCK SECTION

BLOCK: B3 MODEL: RGIBBS (CONTINUED)
 *** RESULTS ***

TEMPERATURE	K	970.26
PRESSURE	N/SQM	0.10132E+06
VAPOR FRACTION		1.0000
NUMBER OF FLUID PHASES		1

FLUID PHASE MOLE FRACTIONS:

PHASE	VAPOR
OF TYPE	VAPOR
PHASE FRACTION	1.000000
PLACED IN STREAM	S11
H2O	0.4164998E-01
O2	0.5527978E-22
N2	0.4878342
CO	0.2007492
CO2	0.7051208E-01

MODELO C

CH4 0.3186295E-02
H2 0.1960683
CHAR 0.2238973E-30

KMOL/SEC 0.3444964E-03
ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0

08/17/2017 PAGE 16

STREAM SECTION

AR S11 S4 SINGAS WETBIO

STREAM ID	AR	S11	S4	SINGAS	WETBIO
FROM :	----	B3	B1	B2	----
TO :	B1	B2	B3	----	B1
CLASS:	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC	MIXCINC
TOTAL STREAM:					
KG/SEC	6.0430-03	8.1263-03	8.1263-03	8.1263-03	2.0833-03
WATT	28.9063	-1.3376+04	-2291.1471	-1.3376+04	-1.3405+04
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	VAPOR	VAPOR	MIXED	VAPOR	MISSING
COMPONENTS: KMOL/SEC					
H2O	0.0	1.4348-05	3.5875-05	2.7415-05	0.0
O2	4.3987-05	1.9044-26	4.3671-05	1.9044-26	0.0
N2	1.6547-04	1.6806-04	1.6806-04	1.6806-04	0.0
CHAR	0.0	7.7132-35	7.6296-05	7.7132-35	0.0
CO	0.0	6.9157-05	3.9015-06	5.6090-05	0.0
CO2	0.0	2.4291-05	2.4850-06	2.4291-05	0.0
CH4	0.0	1.0977-06	1.1863-05	1.4165-05	0.0
H2	0.0	6.7545-05	2.4486-05	2.8344-05	0.0
CL2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2S	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CARBONO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
NITROGEN	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OXIGENIO	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HIDROGEN	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
C2H2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
NO2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/SEC	2.0946-04	3.4450-04	3.6664-04	3.1836-04	0.0
KG/SEC	6.0430-03	8.1263-03	8.1263-03	8.1263-03	0.0
CUM/SEC	5.2078-03	2.7435-02	2.5573-02	3.1789-02	0.0
STATE VARIABLES:					
TEMP K	303.1500	970.2617	1073.1500	1216.5831	MISSING
PRES N/SQM	1.0133+05	1.0133+05	1.0133+05	1.0133+05	1.0000+05
VFRAC	1.0000	1.0000	0.7919	1.0000	MISSING

MODELO C

LFrac	0.0	0.0	0.0	0.0	MISSING
SFRac	0.0	0.0	0.2081	0.0	MISSING
ENTHALPY:					
J/KMOL	1.3800+05	-3.8827+07	-6.2491+06	-4.2014+07	MISSING
J/KG	4783.4432	-1.6460+06	-2.8194+05	-1.6460+06	MISSING
WATT	28.9063	-1.3376+04	-2291.1471	-1.3376+04	MISSING
ENTROPY:					
J/KMOL-K	4736.5252	6.4186+04	4.0278+04	6.7296+04	MISSING
J/KG-K	164.1754	2721.0223	1817.2485	2636.4380	MISSING
DENSITY:					
KMOL/CUM	4.0220-02	1.2557-02	1.4337-02	1.0015-02	MISSING
KG/CUM	1.1604	0.2962	0.3178	0.2556	MISSING
AVG MW	28.8504	23.5889	22.1645	25.5253	MISSING
SUBSTREAM: NC		STRUCTURE: NON CONVENTIONAL			
COMPONENTS: KG/SEC					
BIOMASSA	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0833-03
ASPEN PLUS	PLAT: WINDOWS	VER: 34.0			08/17/2017 PAGE 17

STREAM SECTION

AR S11 S4 SINGAS WETBIO (CONTINUED)

STREAM ID	AR	S11	S4	SINGAS	WETBIO
ASH	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TAR	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KG/SEC	0.0	0.0	0.0	0.0	2.0833-03
STATE VARIABLES:					
TEMP K	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	303.1500
PRES N/SQM	1.0133+05	MISSING	1.0133+05	1.0133+05	1.0000+05
VFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
LFrac	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
SFRac	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	1.0000
ENTHALPY:					
J/KG	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	-6.4344+06
WATT	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	-1.3405+04
DENSITY:					
KG/CUM	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	1232.5948
AVG MW	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
COMPONENT ATTRIBUTES:					
BIOMASSA PROXANAL					
MOISTURE	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	20.0000
FC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	26.2500
VM	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	48.5100
ASH	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	5.2500
ULTANAL					

MODELO C						
	ASH	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	10.0000
	CARBON	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	48.2500
	HYDROGEN	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	7.1500
	NITROGEN	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	4.5700
	CHLORINE	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
	SULFUR	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
OXYGEN	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	30.0400
SULFANAL						
	PYRITIC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
	SULFATE	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
	ORGANIC	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING	0.0
ASH	PROXANAL					
	ULTANAL					
	SULFANAL					
TAR	PROXANAL					
	ULTANAL					
	SULFANAL					

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 18

STREAM SECTION

S12 -
--

STREAM ID S12
FROM : B1
TO : B3
CLASS: HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT
Q WATT -1.1085+04
TBEG K 303.1478
TEND K 1073.1500

ASPEN PLUS PLAT: WINDOWS VER: 34.0 08/17/2017 PAGE 19

PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

```

*****
*Calculations were completed with warnings *
*The following Unit Operation blocks were *
completed with warnings: *
B1 B2 *
*All streams were flashed normally *
*****

```