

Jornandes Dias da Silva
Lemuel Renan Lopes Ferreira

MODELAGEM NUMÉRICA PARA UM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO CONCORRENTE COM APLICAÇÃO DA TRANSFORMADA DE LAPLACE: UMA ANÁLISE FLUIDODINÂMICA



EDITORA CONHECIMENTO LIVRE

Jornandes Dias da Silva
Lemuel Renan Lopes Ferreira

Modelagem Numérica para um Gaseificador de Leito Fixo Concorrente com Aplicação da
Transformada de Laplace: Uma Análise Fluidodinâmica

1ª ed.

Piracanjuba-GO
Editora Conhecimento Livre
Piracanjuba-GO

1ª ed.

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)

Silva, Jornandes Dias da
S586M Modelagem Numérica para um Gaseificador de Leito Fixo Concorrente com Aplicação
da Transformada de Laplace: Uma Análise Fluidodinâmica
/ Jornandes Dias da Silva. Lemuel Renan Lopes Ferreira. – Piracanjuba-GO

Editora Conhecimento Livre, 2024

62 f.: il

DOI: 10.37423/2024.edcl1039

ISBN: 978-65-5367-565-0

Modo de acesso: World Wide Web

Incluir Bibliografia

1. modelagem-numérica 2. ,-gaseificador 3. ,análise-fluidodinâmica I. Silva, Jornandes Dias da II.
Ferreira, Lemuel Renan Lopes III. Título

CDU: 620

<https://doi.org/10.37423/2024.edcl1039>

O conteúdo dos artigos e sua correção ortográfica são de responsabilidade exclusiva dos seus respectivos autores.

EDITORIA CONHECIMENTO LIVRE

Corpo Editorial

MSc Edson Ribeiro de Britto de Almeida Junior

MSc Humberto Costa

MSc Thays Merçon

MSc Adalberto Zorzo

MSc Taiane Aparecida Ribeiro Nepomoceno

PHD Willian Douglas Guilherme

MSc Andrea Carla Agnes e Silva Pinto

MSc Walmir Fernandes Pereira

MSc Edisio Alves de Aguiar Junior

MSc Rodrigo Sanchotene Silva

MSc Adriano Pereira da Silva

MSc Frederico Celestino Barbosa

MSc Guilherme Fernando Ribeiro

MSc. Plínio Ferreira Pires

MSc Fabricio Vieira Cavalcante

PHD Marcus Fernando da Silva Praxedes

MSc Simone Buchignani Maigret

Dr. Adilson Tadeu Basquerote

Dra. Thays Zigante Furlan

MSc Camila Concato

PHD Miguel Adriano Inácio

MSc Anelisa Mota Gregoleti

PHD Jesus Rodrigues Lemos

MSc Gabriela Cristina Borborema Bozzo

MSc Karine Moreira Gomes Sales

Dr. Saulo Cerqueira de Aguiar Soares

MSc Pedro Panhoca da Silva

MSc Helton Rangel Coutinho Junior

MSc Carlos Augusto Zilli

MSc Euvaldo de Sousa Costa Junior

Dra. Suely Lopes de Azevedo

Dr. Francisco Odecio Sales

MSc Ezequiel Martins Ferreira

MSc Eliane Avelina de Azevedo Sampaio

MSc Carlos Eduardo De Oliveira Gontijo

Dr. Rodrigo Couto Santos

Dra. Milena Gaion Malosso

PHD Marcos Pereira Dos Santos



10.37423/2024.edcl1039



PREFÁCIO

Esta pesquisa apresenta uma modelagem matemática para uma análise fluidodinâmica de gaseificador de leito fixo concorrente. Sendo esta desenvolvida para analisar o comportamento de variáveis como a fração volumétrica da fase gasosa (ε_g), fração volumétrica da fase sólida (ε_s), velocidade da fase gasosa (V_g), velocidade da fase sólida (V_s) e campo de pressão (P_f). Estando formado por um sistema de equações diferenciais parciais (EDPs) para estas variáveis. Através da utilização da transformada de Laplace sobre os termos temporais o sistema de EDPs foi transformado em um sistema de equações diferenciais ordinárias (EDOs). O sistema de EDOs foi discretizado usando o método de diferença finita para formar um sistema de equações algébricas (EAs) para examinar o comportamento das variáveis ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f . A estimação dos perfis destas variáveis permite a quantificação das previsões das variáveis individuais presentes na pesquisa, permitindo obter informações valiosas a respeito do gaseificador do em análise. O modelo desenvolvido tem permitido um estudo aprofundado da velocidade da fase gasosa (V_g). Procedendo de forma mais completa, realizou-se simulações para analisar o comportamento de ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f por várias posições do gaseificador de leito fixo concorrente em diferentes tempos. Realizando em paralelo uma análise de sensibilidade de V_g e V_s variando a velocidade de alimentação ($V_{g,0}$) da fase gasosa.

Lemuel Renan Lopes Ferreira

lrlf@poli.br

Jornandes Dias da Silva

jornandesdias@poli.br

LISTA DE SÍMBOLOS

d_p Diâmetro das partículas, m

F_s Força de interação entre gás e sólidas, $\text{kg s}^{-2} \text{m}^{-2}$

g Aceleração da gravidade, m s^{-2}

$P_{f,0}$ Pressão Inicial, atm

P_f Campo de pressão, atm

t tempo, seg

V_g Velocidade da fase gasosa, m s^{-1}

V_s Velocidade da fase sólida, m s^{-1}

$V_{g,0}$ Velocidade alimentação da fase gasosa, m s^{-1}

$V_{s,0}$ Velocidade inicial da fase sólida, m s^{-1}

V_t Velocidade de término, m s^{-1}

U Velocidade não dimensional

z Coordenada axial, m

LETRAS GREGAS

ϵ_g Fração volumétrica da fase gasosa

ϵ_s Fração volumétrica da fase sólida

$\epsilon_{g,0}$ Fração volumétrica da fase gasosa inicial

$\epsilon_{s,0}$ Fração volumétrica da fase sólida inicial

μ_g Coeficiente de viscosidade da fase do gás, Pa s

ρ_g Densidade na fase do gás, kg m^{-3}

ρ_s Densidade na fase sólida, kg m^{-3}

τ Fator de relaxamento ($0 \leq \tau \leq 1$) para a fase do gás, s

Δ_z Variação axial, m

ÍNDICE DE FIGURAS

Fig. 2.1: Detalhamento das principais zonas do gaseificadores de leito fixo em contracorrente com sua entrada de combustível sólido e ar saída dos gases (GLAUCO SÁNCHEZ, 2001).....	15
Fig. 2.2: Detalhamento das principais zonas do gaseificadores de leito fixo em concorrente com sua entrada de combustível sólido, ar e saída de gás. (GLAUCO SÁNCHEZ, 2001).....	15
Fig. 2.3: Diagrama simplificado dos processos de remoção do alcatrão e da conversão catalítica do alcatrão.....	17
Fig. 3.1: Esquema simplificado de um gaseificador de leito lixo concorrente.....	31
Fig. 3.2: Conjunto de reações formadas nas regiões oxidação e redução a partir de biomassa, depois das etapas de secagem e pirólise.....	33
Fig. 3.3: Esquema simplificado para o processo físico fluidodinâmico para um gaseificador de leito fixo concorrente.....	34
Fig. 4.1: Fluxograma simplificado para processo iterativo do modelo matemático desenvolvido para esta pesquisa (W_i , $i = \varepsilon_g, \varepsilon_s, V_g, V_s$ e P_f).....	46
Fig. 4.2: Evoluções de frações volumétricas da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixo.....	47
Fig. 4.3: Evoluções de frações volumétricas da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixo.....	48
Fig. 4.4: Evoluções da velocidade da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixos.....	49
Fig. 4.5: Evoluções da velocidade da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixos.....	49
Fig. 4.6: Perfis do campo de pressão no gaseificador de leito fixo concorrente versus a coordenada axial do gaseificador de leito fixo em três diferentes tempos.....	50
Fig. 4.7: Evoluções da fração volumétrica da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$	51
Fig. 4.8: Evoluções da fração volumétrica da fase sólido no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$	51

Fig. 4.9: Evoluções da velocidade da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$ 52

Fig. 4.10: Evoluções da velocidade da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$ 53

ÍNDICE DE TABELAS

Tab. 2.3: Valores do poder calorífico de vários combustíveis.....24

Tab. 2.3: Valores do poder calorífico de vários combustíveis (cont.).....25

Tab. 2.4: Características da Cana de Açúcar por Região (Camargo et al., 1990).....27

Tab. 2.5: Características do Combustível Bagaço de Cana (Gabra et al., 2001).....28

Tab. 4.1: Valores de entrada das condições de operações, propriedades das fases gasosa e sólida usados na simulação (Silva, 2012).....45

Sumário

CAPÍTULO 1.....	10
1. INTRODUÇÃO.....	10
CAPÍTULO 2.....	12
2.REVISÃO DA LITERATURA	12
2.2. TIPOS GASEIFICADORES DE LEITO FIXO	14
2.2.1. TRATAMENTO DO ALCATRÃO APÓS O GASEIFICADOR	16
2.3. PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO EM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO	17
4.1 REAÇÕES HETEROGÊNEAS:.....	18
2.3.1. CRAQUEAMENTO TÉRMICO DO ALCATRÃO	18
2.3.2. CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DO ALCATRÃO	18
2.3.3. EQUAÇÕES GERAIS DE BALANÇOS DE MOMENTO, ENERGIA E MASSA PARA O PROJETO DE UM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO	20
2.4. COMBUSTÍVEIS	22
2.4.1. PODER CALORÍFICO DOS COMBUSTÍVEIS	22
2.4.2. BIOMASSA DA CANA DE AÇÚCAR PARA GERAÇÃO DE GÁS COMBUSTÍVEL.....	25
2.4.3. BAGAÇO DE CANA DE AÇÚCAR.....	28
CAPÍTULO 3.....	30
3. MODELAGEM MATEMÁTICA PARA UM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO	30
3.2. GASEIFICADOR DE LEITO FIXO CO-CORRENTE	31
3.2.1. ZONA DE SECAGEM	31
3.2.2. ZONA DE PIRÓLISE	32
3.2.3. ZONA DE OXIDAÇÃO E REDUÇÃO	33
3.3. MODELAGEM MATEMÁTICA DA FLUIDODINÂMICA	34
3.3.1. TRANSFORMADA DE LAPLACE NA MODELAGEM.....	37
3.4. DIFERENÇA FINITA APLICADA AS EQUAÇÕES TRANSFORMADAS	39
3.4.1. APLICAÇÃO DA FATORAÇÃO LU PARA RESOLVER O SISTEMA DE EQUAÇÃO LINEAR APRESENTADO PELA EQUAÇÃO (3. 47)	41
3.4.2. INVERSÃO DA TRANSFORMADA DE LAPLACE	42

CAPÍTULO 4..... 44

4.1 RESULTADOS E DISCUSSÕES..... 44

4.2 RESULTADOS DA MODELAGEM DESENVOLVIDA 46

4.2.1 EVOLUÇÕES DAS FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DAS FASES GASOSA E SÓLIDA, EVOLUÇÕES DAS VELOCIDADES DA FASE GASOSA, SÓLIDA E CAMPO DE PRESSÃO 47

4.1.1 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DA FASE GASOSA E DA FASE SÓLIDA..... 50

4.2.3 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DAS VELOCIDADES DAS FASES GASOSA E SÓLIDA..... 51

CAPÍTULO 5..... 54

5.1. CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS 54

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS 56

CAPÍTULO 1

1. INTRODUÇÃO

A gasificação é uma conversão de qualquer combustível sólido ou líquido em um gás energético através do processo de oxidação parcial devido as temperaturas elevadas. O processo de gaseificação ocorre naturalmente em quatro fases físico-químicas distintas com temperaturas de diferentes reações, como a secagem de biomassa, devolatilização ou pirólise, redução e queima. Cada um desses processos pode ser analisado em diferentes equipamentos, dependendo da sequência determinada pelas características do projeto.

A técnica de gaseificação é, em primeiro lugar, extremamente versátil, mas há muitos problemas para transformar esse potencial teórico em uma tecnologia comercialmente competitiva, apesar de já ser prático e viável. As dificuldades não estão no processo básico de gaseificação, mas no projeto de um dispositivo que transforma o combustível sólido em um gás de qualidade com confiança e segurança adaptada às condições particulares do combustível e da operação. No caso de os gases produzidos serem utilizados para a geração de energia elétrica, os requisitos de limpeza desses gases tornam-se de extrema necessidade devido à sensibilidade das turbinas a gás.

Os gasificadores disponíveis podem ser classificados em dois modelos, como fluxo de contracorrente e fluxo de co-corrente. O gasificador do fluxo de contracorrente é um dispositivo no qual a biomassa pirolizada e o ar entram em diferentes direções, o gás passa pela parte superior. Os alcatrões produzidos durante esta fase são arrastados pelos gases que sai do gasificador. A biomassa é gasificada na zona de redução usando a energia gerada nas reações químicas que ocorrem na zona de queima.

Duas fases podem ser identificadas na seção transversal do leito: (i) a emulsão; (ii) as bolhas. A emulsão contém as partículas sólidas e o gás que se deslocam (processo de filtração do gás) através delas. O fluxo de gás na emulsão é limitado pela velocidade mínima de fluidização. Qualquer quantidade maior de gás passa pelo leito como bolhas. As bolhas estão praticamente isentas de partículas sólidas, mas na sua passagem pelo leito, algumas partículas são arrastadas por elas.

Os modelos matemáticos para os sistemas de gaseificação são ferramentas importantes para projetar tais sistemas a partir de uma escala de laboratório para uma escala industrial, bem como a partir de um sistema existente, extrapolando-os para a condição operacional que alguém deseja usar. Um bom modelo ajudará a identificar a sensibilidade ao desempenho de um dispositivo de gaseificação através da variação de diferentes condições de operação e parâmetros do projeto.

O objetivo deste trabalho é obter os perfis das variáveis de estado, tais como as frações volumétricas das fases gasosas (ε_g) e sólidas (ε_s), a velocidade da fase gasosa (V_g), a velocidade da fase sólida (V_s) e o campo de pressão (P_f) de um gaseificador de cama fixa.

CAPÍTULO 2

2.REVISÃO DA LITERATURA

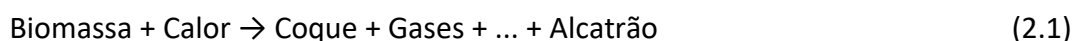
Os gaseificadores são classificados em três importantes tipos: gaseificador de leito fixo, gaseificador de leito fluidizado e gaseificador de leito arrastado. Para analisarmos por completo o processo de gaseificação, segundo (Sant'Anna, 2015), é preciso o entendimento do envolvimento da combustão parcial de combustíveis carbonáceos ou hidrocarbonetos para geração de um gás combustível rico em carbono e hidrogênio. A reação resulta nos produtos CO_2 , H_2O , CO , H_2 , CH_4 e N_2 , como combustão completa e incompleta respectivamente, fora alcatrão caso biomassa. Podendo atingir 60% a até 90% de conversão de energia em gás combustível. Usando fonte externa de calor, processo indireto, ou utilizando ar ou oxigênio para geração de calor através de reações exotérmicas, processo direto.

O processo de combustão da biomassa reúne um complexo conjunto de reações, envolvendo quatro fases distintas:

SECAGEM: Estágio onde ocorre a evaporação da água contida na biomassa, a qual é produzida pela transferência de calor fornecido pela zona de combustão. Esta etapa ocorre na faixa de temperatura de 100 – 200 °C com uma redução no teor de umidade da biomassa de < 5%.

PIRÓLISE: Agentes oxidantes externos decompõem a biomassa através de um processo térmico, liberando então substâncias que a determinadas temperaturas, são evaporadas.

Sendo então a pirólise, o resultado da transformação térmica da biomassa a uma temperatura inferior 600 °C. Sendo então mediante o calor, o combustível é decomposto em uma mistura composta por sólido (carvão ou carbono), líquido (alcatrão, hidrocarbonetos pesados e água) e gás (CO_2 , H_2O , CO , C_2H_2 , C_2H_4 , C_2H_6 , C_6H_6 , etc.). Sendo variável as proporções deste produto. (NOGUERA, 2012)



COMBUSTÃO: O agente de gaseificação é um oxidante (oxigênio ou ar), desencadeando um conjunto de reações de oxidação, homogêneas e heterogêneas exotérmicas, gerando calor necessário para o mantimento do processo, produzindo liberação de energia na forma de calor. Favorecendo então os estágios de secagem, de pirólise e as reações endotérmicas.

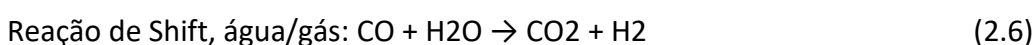
As principais reações da combustão são as seguintes:





Além de gerar calor necessário para todo o processo, uma função importante da zona de combustão é a transformação e oxidação dos produtos condensáveis gerados na zona de pirólise. (NOGUERA, 2012)

GASEIFICAÇÃO: Os resíduos de carbono (char) reagem com o vapor de água, o dióxido de carbono e o hidrogênio para produção de uma mistura que o gás resultante é expresso nas seguintes reações:



Se a gaseificação completa tem lugar, todo o carbono é convertido em monóxido de carbono e hidrogênio. Sendo as reações de carbono com oxigênio e hidrogênio exotérmicas, e as com dióxido de carbono e vapor endotérmicas. (NOGUERA, 2012)

A história da gaseificação segundo (BREAULT, 2010) tem início a mais de 200 anos, com a aplicação do “town gas” que servia como iluminação e aquecimento na industrialização da Europa e Estados Unidos, no início do século XIX. Desde então teve suas variações de importância em termos de aplicabilidades, até quando voltou a ser bastante utilizado durante a segunda guerra mundial na transformação de carvão em combustível para transporte através do processo de Fischer-Tropsch. No âmbito das tecnologias de conversão destinadas à produção térmica, elétrica e na indústria, é largamente utilizada através do processo de Gaseificação Integrada de Ciclo Combinado. Este ainda é visto como um uma grande viabilidade comercial, sendo o carvão representado ainda como meio de conversão de biomassa em diversos países (Araújo, 2008). Sendo numerosas vantagens relacionadas a aplicação da gaseificação, está cada vez mais sendo utilizado e estudado por tudo o mundo. Motivado então pela diminuição da dependência relativamente aos combustíveis fósseis e ao decréscimo da emissão de poluentes ambientais.

O gás de síntese (também identificado como “syngas”) é o resultado da utilização da biomassa ou de outros combustíveis sólidos na gaseificação, e se trata de uma mistura de gases de composição química variada. Na sua maior parte, o syngas é composto por uma mistura de hidrogênio (H₂) e monóxido de carbono (CO) com aplicação em processos industriais de produção de hidrogênio para

células combustíveis, metanol e vários produtos químicos, como a amônia. Então para a geração de gás de síntese através de biomassa, denominasse o resultado de biosyngas. Tendo alguns autores diferenciados como sendo um gás de síntese de menor qualidade e com baixo poder calorífico, sendo possível de ser utilizado em motores de combustão interna (modificados), turbinas a gás ou para a queima direta em fornos e caldeiras. O gás de síntese pode também ser aplicado para processos de síntese além do uso para geração de energia elétrica na mesma planta, através de um processo conhecido como poligeração. (Mendoza, 2009).

Todas as aplicações do gás de síntese estabelecem determinados requerimentos de qualidade do gás no que diz respeito ao seu poder calorífico, concentração dos componentes principais e de impurezas que visam à proteção dos equipamentos, evitando entupimentos, deposições, corrosão e erosão. As principais impurezas, cujo teor está limitado nestas aplicações, são o teor de partículas, alcatrão, sulfeto de hidrogênio e metais alcalinos. Porém, processos de limpeza e condicionamento são necessários antes da utilização do mesmo (Oliveira e Silva, 2012).

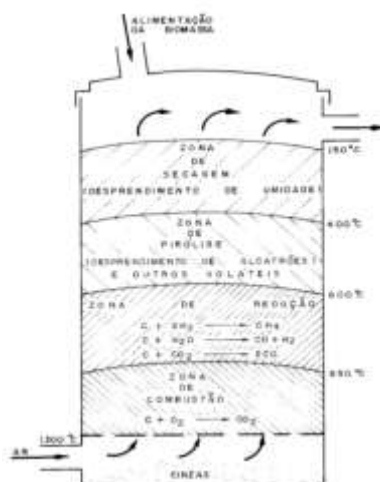
2.2. TIPOS GASEIFICADORES DE LEITO FIXO

Existem alguns fatores que classificam os gaseificadores em geral, que são eles: O poder calorífico, tipo do agente gaseificador, direção do movimento da biomassa / agente de gaseificação pressão do trabalho e tipo da forma da biomassa. Nos gaseificadores de leito fixo, o combustível é processado em camadas de leito, de forma que diferentes zonas de reação estão presentes: secagem, pirólise, redução e oxidação (Belgiorno et al. 2003). O termo leito fixo é utilizado para descrever o gaseificador de leito móvel descendente. Nestes, então, há uma subdivisão entre contracorrente e concorrente. Onde nos gaseificadores em contracorrente, a carga de combustível sólido alimentada e o agente gaseificador estão em sentidos contrários. O combustível sólido é alimentado pela parte superior do reator, enquanto, o agente gaseificador é introduzido pela parte inferior do gaseificador. Temperaturas que chegam a números maiores que na zona de oxidação 1200oC. Em consequência desta configuração, o alcatrão, que é gerado em relativamente grande quantidade na zona de pirólise, é arrastado para a parte superior pelos gases quentes resultantes. Fazendo deste gaseificador desapropriado a utilização direta em motores de combustão interna, com um maior aproveitamento na produção de calor (Cooper e Hallett, 2000). O projeto da grelha é um elemento importante na maioria dos gaseificadores contracorrentes, pois esta suporta diretamente a zona de combustão. A grelha deve ser capaz de deixar as cinzas caírem sem uma perda excessiva de combustível, sendo comuns gaseificadores que utilizam grelhas rotativas e desenvolvidas para operar sob altas

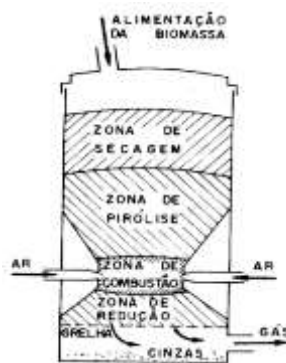
temperaturas (acima de 1300 °C), a fim de fundir as cinzas permitindo que os mesmos passem pela grelha.

Esquemáticamente, a Figura (2.1) mostra o detalhamento de um gaseificador de leito fixo em contracorrente.

Figuras 2.1: Detalhamento das principais zonas do gaseificadores de leito fixo em contracorrente com sua entrada de combustível sólido e ar saída dos gases (GLAUCO SÁNCHEZ, 2001)



Por outro lado, os gaseificadores de leito fixo concorrente, que são os que apresentam mais difusão e utilização na indústria atualmente. Onde os fluxos de combustível sólido e do agente gaseificador estão em mesmo sentido. O combustível sólido é alimento no topo do gaseificador e os fluxos de ar são introduzidos nas laterais acima da grelha, enquanto o gás combustível gerado é retirado na parte inferior do reator. Sua configuração permite que o alcatrão e voláteis formados na zona de pirólise sofram um craqueamento catalítico adequado, por serem direcionados a passar pela zona de combustão. A Figura (2.2) apresenta o detalhamento de um gaseificador de leito fixo em concorrente.



Figuras 2.2: Detalhamento das principais zonas do gaseificadores de leito fixo em concorrente com sua entrada de combustível sólido, ar e saída de gás. (GLAUCO SÁNCHEZ, 2001)

Um dos cuidados a serem tomados com este tipo de gaseificador, é o teor de umidade da biomassa aceitável para o processo, que é por volta de 30%, devido a instabilidade provocada pela zona de combustão, pois não há troca de calor suficiente com as cinzas. Assim, torna-se indispensáveis uma pré-secagem desta biomassa. Para pequenas unidades, esta pré-secagem não configura maiores problemas técnicos ou econômicos, dependendo então de boas instalações e um bom controle de qualidade. Porém, para instalações de grande porte, esta etapa deve ser de significativa importância para o processo de gaseificação (Kersten et al., 2003; Kunii e Levenspiel, 1991; Levenspiel, 2002).

O bom contato entre a biomassa e o ar no gaseificador de leito fixo faz com que os processos de transferência de massa e energia se realizem com facilidade, obtendo-se uma boa distribuição de temperatura ao longo do equipamento. Duas fases podem ser identificadas na seção transversal do leito: (i) a emulsão; (ii) as bolhas. A emulsão contém as partículas sólidas e o gás que percola (processo de filtragem do gás) através delas (Krause, 1990; Kruse et al., 1995; Larson, 1993).

O processo de partida do leito é aquecimento através de um combustível auxiliar, de qualquer natureza, até que se atinja temperatura suficientemente alta para o início do processo de gaseificação. A temperatura de operação é da ordem de 1300°C, resultando em um gás não totalmente limpo. Além de algumas quantidades de alcatrões e voláteis, os gases produzidos no processo de gaseificação tendem a conter carbono não queimado e parte de cinzas contida originalmente no combustível, que devem ser removidos por sistemas de limpeza.

2.2.1. TRATAMENTO DO ALCATRÃO APÓS O GASEIFICADOR

O alcatrão pode ser tratado após o gaseificador através de processos físicos ou químicos. Dentre estes processos estão o craqueamento do alcatrão através de tratamento térmico ou catalítico. Estes processos são bem efetivos no tratamento alcatrões, todavia, os que utilizam água ou correntes de Hidrocarbonetos como fluido de limpeza, método chamado *Scrubber*, cuja emulsão resultante deste processo caracteriza-se por ser de difícil separação entre fase aquosa e oleosa, e descarte. Isto se dá pelo fato de os componentes oxigenados serem solúveis em água e os outros hidrocarbonetos aromáticos serem insolúveis.



Figura 2.3: diagrama simplificado dos processos de remoção do alcatrão e da conversão catalítica do alcatrão (Devi, 2003)

Além destes métodos citados, o alcatrão pode também ter sua limpeza realizada de forma catalítica e através do craqueamento térmico, mais adequada do ponto de vista da sustentabilidade do processo. A Figura (2.3) apresenta um diagrama simplificado dos processos de remoção do alcatrão e da conversão catalítica do alcatrão.(QUITETE; SOUZA, 2014)

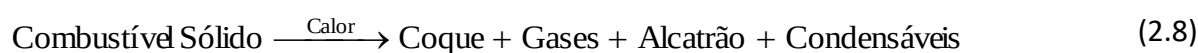
2.3. PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO EM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO

A modelagem simplificada das reações químicas de cada uma das etapas do processo de gaseificação é apresentada mediante as equações de (I) a (X). Os dados da entalpia padrão foram calculados a 1.100°C (Concha, 2007).

1. Secagem;

Eliminação de H₂O

2. Pirólise;



3. Combustão (oxidação do carbono);



4. Gaseificação;

4.1 REAÇÕES HETEROGÊNEAS:

- Reação de Bouduard;



- Reação de gás de água ou reação de carbono-vapor;



- Reação de formação do metano;



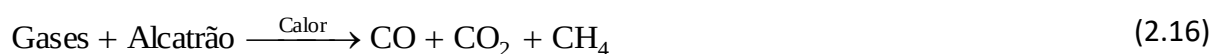
4.1. Reações homogêneas:

- Reações de Shift, água-gás;



2.3.1. CRAQUEAMENTO TÉRMICO DO ALCATRÃO

Os gases produzidos a partir do processo de gaseificação da biomassa são aquecidos a alta temperatura, onde as moléculas de alcatrão podem ser craqueadas para gases leves. A faixa de temperatura adequada ao processo está relacionada com o peso molecular do alcatrão formado nos sistemas de gaseificação, mas varia entre 900 °C e 1300°C.



2.3.2. CRAQUEAMENTO CATALÍTICO DO ALCATRÃO

Os catalisadores para craquear o alcatrão deve ter alta eficiência na remoção de alcatrão. Se o produto desejado for gás de síntese (H_2 e CO) segundo a reação (X), os catalisadores devem ser capazes de reformar o metano e dar um rendimento adequado de biosyngas de acordo com o processo final a ser utilizado. Além disto, estes devem ser resistentes à desativação com relação a deposição do carbono.

Podemos analisar os catalisadores mais utilizados nos processos de reforma de alcatrão:

- Catalisadores de origem natural:

Estes catalisadores oferecem uma vantagem de no seu custo. Porém apresenta uma eficiência de reforma moderada, fáceis erosões e rupturas, e alguns casos com baixa eficiência térmica.

- Catalisadores Álcalis e sais:

Estes apresentam alta eficiência de reforma e resulta em um gás de síntese com maior teor de hidrogênio em sua composição. Tendo como desvantagens o entupimento desativação incrementada de outros catalisadores metálicos a alta temperatura.

- Catalisadores de metais estáveis com suporte de óxidos:

Estes também apresentam uma alta eficiência de reforma e também resulta em um gás de síntese com maior teor de hidrogênio em sua composição. Apresentando como desvantagem os preços dos metais estáveis, além sofrerem envenenamento por H_2S . (Mendoza, 2009)



O processo de secagem de combustível exige uma rigorosa eliminação da umidade do material a ser gaseificado. Constituído de um controle de temperatura, dependendo então da área superficial do combustível, corrente gasosa e capacidade de recirculação dos gases garantindo a expulsão da umidade em forma de vapor d'água.

O processo de pirólise vem após o processo de secagem. As reações de pirólise ocorrem graças radiação e convecção parcial da zona de combustão, chegando à temperatura de $400^\circ C$, resultando na decomposição da biomassa.

A combustão, que é uma oxidação exotérmica do carbono, pode assumir valores de temperatura entre $900^\circ C$ a $1300^\circ C$ é determinada pela posição da entrada de ar, resultado da reação entre o combustível sólido e o oxigênio do ar no gaseificador. Os gases quentes da região de combustão passam em seguida para a região de redução (gaseificação), onde ocorre o conjunto de reações típicas que originam os componentes combustíveis do gás produzido.

Os principais combustíveis do gás formado são monóxido de carbono (CO), o hidrogênio (H_2) e o metano (CH_4), em percentuais que variam com o tipo de gaseificador, com as condições de operação e com a umidade da biomassa utilizada. Estes parâmetros são fatores que determinam também o grau de contaminação do gás com alcatrões e partículas de fuligem (Darlan Júnior, 2012).

2.3.3. EQUAÇÕES GERAIS DE BALANÇOS DE MOMENTO, ENERGIA E MASSA PARA O PROJETO DE UM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO

Para um melhor dimensionamento dos gaseificadores, primeiramente é preciso estudar a aplicabilidade das equações de balanços de momento, energia e massa. Com isto podendo analisar a viabilidade de uma aplicação em escala industrial. Sabendo que o conhecimento destes parâmetros otimizados é também caracterizado em um projeto comercial, analisando uma descrição para os processos fluidodinâmico, termodinâmico e químico com suas respectivas equações gerais.

- **Análise do processo fluidodinâmico**

Para uma melhor análise da fluidodinâmica de um gaseificador de leito fixo, como expresso anteriormente, é preciso ter um estudo aprofundado nas equações de balanço de massa, momento e energia (Sokolov et al., 1995; Nordin et al., 1995; Srinivasan et al., 1998; Syamlal, 1993; Sit e Grace, 1981). Para isto, então, equações de balanço de massa devem ser desenvolvidas para cada fase a partir da equação geral da continuidade, como segue:

$$\rho_i \frac{\partial \varepsilon_i}{\partial t} + \rho_i \vec{v}_i \nabla \varepsilon_i = \sum_{j=1}^n m_{ji} \quad (2.18)$$

Sendo, ε_i a fração de vazio da fase i , ρ_i a massa específica da fase i e m_{ji} caracterizar a transferência de massa a partir de j para a fase i .

Por outro lado, as equações de momentos são desenvolvidas para cada fase a partir da seguinte equação geral:

$$\varepsilon_i \rho_i \frac{\partial \vec{v}_i}{\partial t} + \varepsilon_i \rho_i \vec{v}_i \nabla \vec{v}_i = -\varepsilon_i \nabla p + \nabla \cdot \vec{\tau}_i + \varepsilon_i \rho_i \vec{g} + \sum_{j=1}^n (\vec{R}_{ji} + m_{ji} \vec{v}_{ji}) + \varepsilon_i \rho_i (\vec{F}_i + \vec{F}_{as,i} + \vec{F}_{vm,i}) \quad (2.19)$$

Sendo $\vec{\tau}_i$ é o tensor da fase i , p é a pressão de todas as fases, $\vec{g}$ é a aceleração da gravidade, $\vec{F}_i$ é uma força externa, $\vec{F}_{as,i}$ é uma força ascendente, $\vec{F}_{vm,i}$ é uma força de massa virtual, $\vec{R}_{ji}$ é uma força de interação entre as fases.

- **Análise do processo termodinâmico**

Para uma melhor análise dos potenciais termodinâmicos, devemos observar a energia interna (U), entalpia (H), entropia (S), energia livre de Helmholtz (A) e a energia livre de Gibbs (G) que dependem

principalmente da temperatura da fase fluida. No entanto, a temperatura da fase fluida pode ser quantificada através de uma equação geral definida por:

$$\rho_i \frac{\partial T_i}{\partial t} + \rho_i \vec{v}_i \nabla T_i = k_{\text{eff}} \nabla^2 T_i \pm Q_{\text{gs}} - Q_{\text{gw}} \pm \sum_{i=1}^n S_i \quad (2.20)$$

Onde ρ_i é a massa específica da fase fluida e/ou sólida, T_i é a temperatura da fase fluida e/ou sólida, Q_{gs} é o fluxo de calor gás-sólido, Q_{gw} é o fluxo de calor gás-parede e S_i é o termo de fonte das reações químicas heterogêneas e/ou homogêneas.

- Análise do processo químico

Para uma melhor análise química deste processo, é preciso uma atenção especial para a formação do gás de síntese (H_2 e CO) ou syngas, os quais são formados de uma mistura com composição química variada a partir da gaseificação da biomassa ou de outros combustíveis sólidos. Que pode ser considerado de baixo poder calorífico (com possibilidade de utilização em motores de combustão interna alternativos, turbinas a gás ou para a queima direta em fornos e caldeiras). A poligeração consiste no uso do gás de gaseificação tanto para processos de síntese como para a geração de calor e eletricidade numa única planta (que aumenta a eficiência do processo).

O fluxo de Ar alimentado para o gaseificador deve-se ter controle rigoroso para que ocorra a combustão parcial e não a combustão total. Na combustão parcial, uma combinação de reações heterogêneas e homogêneas ocorre conforme as equações químicas a seguir:

- Reações Heterogêneas:



- Reações Homogêneas:



As quantificações dos componentes dessas reações químicas podem ser realizadas através de modelos matemáticos desenvolvidos para cada componentes. Assim, os componentes reagentes e produtos podem ser modelados a partir das seguintes equações gerais.

- Componentes Reagentes:

$$\rho_m \frac{\partial C_{\text{Reag}}}{\partial t} + \rho_{m_i} \vec{v}_i \nabla C_{\text{Reag}} = \rho_m D_{\text{eff}} \nabla^2 C_{\text{Reag}} + k_{gs} S_{gs} (C_{\text{Reag}} - C_s) - \sum_{i=1}^n v_{ij} S_i \quad (2.27)$$

- Componentes Produtos:

$$\rho_m \frac{\partial C_{\text{Prod}}}{\partial t} + \rho_{m_i} \vec{v}_i \nabla C_{\text{Prod}} = \rho_m D_{\text{eff}} \nabla^2 C_{\text{Prod}} + k_{gs} S_{gs} (C_{\text{Prod}} - C_s) + \sum_{i=1}^n v_{ij} S_i \quad (2.28)$$

Onde ρ_m é a massa específica da mistura, C_{Reag} é a concentração dos componentes reagentes, C_{Prod} é a concentração dos componentes produtos, C_s é a concentração de sólidos, v_{ij} é o coeficiente estequiométrico da reação e S_i é a taxa líquida dos reagentes e/ou produtos.

As Equações gerais propostas para os processos fluidodinâmicos, termodinâmicos e químicos para os gaseificadores de leito fixo devem ser desenvolvidas e simplificadas. As equações simplificadas geram modelos simplificados, os quais são compostos por sistemas de EDPs ou EDOs para cada processo (fluidodinâmicos, termodinâmicos e químicos).

2.4. COMBUSTÍVEIS

Combustíveis são todas substâncias que em contato com calor e um agente oxidante formam reações químicas, liberando ou absorvendo energia térmica. Os combustíveis podem ser divididos entre fósseis (não renováveis) e vegetais (renováveis). As reações químicas ocorrem em altas velocidades de reação e com grande conversão de energia química em energia térmica.

2.4.1. PODER CALORÍFICO DOS COMBUSTÍVEIS

O poder calorífico de um combustível é a quantidade de energia liberada durante a combustão completa da unidade de massa (1kg) ou unidade volume (1Nm³) do combustível, podendo ser medida em kJ/kg (Kcal/kg) ou kJ/Nm³ (Kcal/Nm³). Quando se considera o calor latente de vaporização do vapor de água gerado pela reação de combustão durante a queima do combustível com ar seco, refere-se ao poder calorífico superior (PCS) e quando não se considera este calor latente está se referindo ao poder calorífico inferior (PCI). Entretanto, em instalações industriais, geralmente a temperatura dos

gases de saída é maior que a temperatura de condensação, portanto, o calor latente não é possível de ser recuperado. Devido a esta consideração, o PCI é de maior aplicação para os cálculos de rendimentos e viabilidade econômica.

O poder calorífico pode ser determinado, teoricamente, através de cálculos, desde que se tenha a composição elementar do combustível e o calor de combustão dos elementos ou compostos gasosos. Este parâmetro pode ser determinado experimentalmente através de calorímetros. Por outro lado, o poder calorífico também pode ser determinado a partir da fórmula de Dulong, a qual envolve a análise elementar do combustível. Entretanto, o carbono (C) e o hidrogênio (H₂) formam compostos tais como hidrocarbonetos, álcoois e a celulose, que são à base dos combustíveis industriais. Os poderes caloríficos destes compostos não dependem somente da composição elementar do combustível, mas também da natureza de sua constituição molecular. Desta forma, para que um átomo seja queimado é necessário que se despenda inicialmente um certo trabalho de desintegração molecular, o qual influencia no poder calorífico do conjunto. Sendo assim, a quantificação do poder calorífico pela fórmula de Dulong proporciona apenas resultados aproximados.

O cálculo do poder calorífico a partir da fórmula de Dulong está baseado na seguinte condição: o calor de combustão de um composto é igual à soma dos calores desprendidos pela combustão dos elementos que o integram. Além disso, a fórmula de Dulong assume que o oxigênio do combustível está combinado com o hidrogênio formando a água de combustão. Assim, as fórmulas de Dulong para determinar o poder calorífico dos combustíveis sólidos, líquidos e gasosos são expressas por:

- fórmulas de Dulong para os combustíveis sólidos e líquidos;

$$PCS = 8100 C + 34400 \left(H - \frac{O}{8} \right) + 2500 S \quad (2.29)$$

$$PCI = 8100 C + 34400 \left(H - \frac{O}{8} \right) + 2500 S - 600 W \quad (2.30)$$

$$W = 9 H + U \quad (2.31)$$

Onde,

PCS = poder calorífico superior (Kcal/kg), PCI = poder calorífico inferior (Kcal/kg), C = teor de carbono (kg C/kg combustível), H = teor de hidrogênio (kg H/ kg combustível), O = teor de oxigênio (kg O/ kg combustível), S = teor de enxofre (kg S/ kg combustível), W = água formada nos produtos (kg H₂O/ kg combustível) e U = umidade.

- fórmulas de Dulong para os combustíveis gasosos.

$$PCS = 3050 \text{ CO} + 3070 \text{ H}_2 + 9500 \text{ CH}_4 + 13950 \text{ C}_2\text{H}_2 + 15000 \text{ C}_2\text{H}_4 \quad (2.32)$$

$$PCI = 3050 \text{ CO} + 2580 \text{ H}_2 + 8530 \text{ CH}_4 + 13500 \text{ C}_2\text{H}_2 + 14050 \text{ C}_2\text{H}_4 \quad (2.33)$$

Nas quais,

PCS = poder calorífico superior (Kcal/Nm³), PCI = poder calorífico inferior (Kcal/Nm³), CO = teor de monóxido de carbono (Nm³ CO/ Nm³ combustível), H₂ = teor de hidrogênio (Nm³ H₂/ Nm³ combustível), CH₄ = teor de metano (Nm³ CH₄/ Nm³ combustível), C₂H₂ = teor de etino (Nm³ C₂H₂/ Nm³ combustível) e C₂H₄ = teor de eteno (Nm³ C₂H₄/ Nm³ combustível).

Na Tabela (2.4), encontra-se o poder calorífico de vários combustíveis com suas descrições e com seus respectivos valores numéricos.

Tabela 2.3: Valores do poder calorífico de vários combustíveis

Combustíveis Sólidos	
Descrição do Combustível	Poder Caloríf. Combust. (kcal/kg)
Carvão Antracítico	6,65-7,78
Carvão Betuminoso A	6,65-7,78
Carvão Betuminoso C	5,00-6,10
Carvão Mineral (RS) (11% Umidade)	13,20
Carvão Mineral (SC) (4,3% Umidade)	4,20
Carvão Vegetal	7,92
Carvão Coque	6,65-7,78
Lenha (Pinho) (14% Umidade)	7,20
Serragem (Pinho) (40% Umidade)	2,00
Cavaco (Pinho) (25% Umidade)	2,47
Bagaço de Cana (50% Umidade)	2,20
Bagaço de Cana fermentado (15% Umidade)	3,80
Pet	9,37
Casca de Arroz (12% Umidade)	3,30
Palha de Trigo (20% Umidade)	3,20

Combustíveis Líquidos	
Descrição do Combustível	Poder Caloríf. Combust. (kcal/kg)
Petróleo Bruto	10,16-10,83
Gasolina	10,83-11,39
Querosene	11,00
Óleo Diesel	11,08
Óleo Combustível BPF	10,40
Óleo Combustível APF	10,53
Benzeno	10,06
Álcool Metílico	6,44
Álcool Etílico	4,76

Tabela - 2.3: Valores do poder calorífico de diversos combustíveis (Continuação)

Combustíveis Gasosos	
Monóxido de Carbono (CO)	2,86
Hidrogênio (H ₂)	2,80
Metano (CH ₄)	9,00
Etano (C ₂ H ₆)	15,30
Etileno (C ₂ H ₄)	13,00
Gás de Coque	4,40
Propano	20,60
Butano	27,00
GLP (Mistura de Butano e Propano)	23,80

2.4.2. BIOMASSA DA CANA DE AÇÚCAR PARA GERAÇÃO DE GÁS COMBUSTÍVEL

A cana de açúcar em seu estágio de colheita no campo é composta pelo colmo, as folhas e os ponteiros. O colmo é levado para as usinas e dele é extraída a matéria-prima principal da indústria sucroalcooleira, o caldo. Após a extração do caldo, a biomassa constituída das fibras moídas da cana de açúcar, o bagaço de cana, resulta como subproduto do processo de obtenção do caldo.

A biomassa disponibilizada pela cana de açúcar pode ser dividida em duas categorias: (i) o bagaço de cana, disponível na área das usinas após a extração do caldo e já tradicionalmente utilizado como

insumo energético em caldeiras de combustão direta para geração de vapor para acionamento mecânico, energia elétrica e processo; (ii) a palha e ponta da planta, quando estas são colhidas sem queimar, que ficam disponíveis no campo, pode ser valorizada também como insumo energético.

A quantidade de biomassa residual da cultura da cana de açúcar depende da variedade de planta cultivada, idade da cultura, do estágio de corte, da situação climática, do sistema de colheita seja manual ou mecanizado e da altura de corte dos ponteiros. Para as aplicações energéticas, onde se requer a disponibilidade contínua da biomassa, é preciso levar-se em conta que os resíduos se caracterizam por uma disponibilidade sazonal e podem precisar de armazenamento para os períodos fora da safra.

Para a determinação da quantidade de biomassa residual da cana de açúcar utilizaremos as definições apresentadas por Lora et al., (1997):

- Coeficiente de resíduos (CR) - relação entre a quantidade de resíduo total (em base seca) e a massa da colheita com umidade do campo (MC);
- Coeficiente de disponibilidade (CD) - relação entre a quantidade de resíduo disponível (em base seca) e a massa total de resíduos, em %;
- Quantidade total de resíduos (QTR).

$$QTR = (MC)(CR) \quad (2.34)$$

Estes valores variam com as práticas culturais e peculiaridades regionais para a cultura da cana de açúcar, tendo o colmo da cana como produto, encontramos como valor de referência um coeficiente de resíduo entre 0,25 a 0,30 e um coeficiente de disponibilidade de 100%, quando se considera o bagaço como resíduo.

Vale ressaltar, que mesmo quando a cultura apresenta um alto coeficiente de resíduo sua utilização apenas é possível quando existem as tecnologias e a infra-estrutura de processamento e transporte necessário. No caso do bagaço de cana, o parâmetro fundamental é o coeficiente de resíduo, determinado pela variedade da cana de açúcar e suas proporções de fibras, seu coeficiente de disponibilidade é sempre 100%, uma vez que, já se encontra no pátio da usina e a quantidade total de biomassa varia em 125 a 150 kg_{bagaço/ton_cana}, em base seca, ou 250 a 300 kg_{bagaço/ton_cana} com 50% de umidade. A Tabela 2.4 mostra as características da cana de açúcar por região.

Tabela 2.4: Características da Cana de Açúcar por Região (Camargo et al., 1990)

	Norte/Nordeste	Centro/Sul	Brasil
Teor de Fibra Médio (%)	16,6	13,22	13,35

O modelo para quantificar a quantidade de bagaço pode ser apresentado pela seguinte fórmula matemática:

$$M_b = \frac{M_c X_f}{(1 - \alpha)} \quad (2.35)$$

Onde,

M_b - Quantidade total de bagaço disponível (ton);

M_c - Quantidade total de cana moída (ton);

X_f - Teor de fibra da cana (ton_{fibra}/ton_{cana});

α - Teor de umidade do bagaço (ton_{H2O}/ton_{bagaço úmido}).

Quanto ao aproveitamento da palha e pontas da planta é determinado pelo coeficiente de disponibilidade, que varia em função da condição de topologia da área plantada, tipo de colheita, se mecanizada ou manual, sem queima e da disponibilidade de tecnologias e infra-estrutura de processamento e transporte. A respeito destas condições deve-se acrescentar a variabilidade da quantidade de biomassa que se deve ser deixada no campo, para cumprir o papel de adubo ou para proteção das características do solo, devido à multiplicidade de tipos de solo em que a cana de açúcar é plantada.

A relação que existe entre a mecanização do processo de colheita e a disponibilização da palha e pontas influencia na determinação do coeficiente de disponibilidade. Assim, influirá de forma determinante neste coeficiente o percentual de área mecanizável e a tecnologia empregada para viabilizar economicamente a colheita, enfardamento e transporte da palha e pontas até a planta de gaseificação.

2.4.3. BAGAÇO DE CANA DE AÇÚCAR

O bagaço de cana é uma biomassa fibrosa que contém, em base seca, 50 a 60% de celulose, 20 a 25% de hemicelulose e 20 a 25% lignina (Camargo *et al.*, 1990). As características técnicas do bagaço de cana são estáveis e após a extração do caldo este apresenta um teor de umidade entre 45 a 50%. O bagaço de cana apresenta um elevado conteúdo de voláteis, quando comparado a outros tipos de combustíveis, fator a ser considerado durante a sua queima total e gaseificação. Além disso, este também apresenta um teor de carbono fixo.

As características físico-química do combustível bagaço de cana são apresentadas na Tabela (2.5). Nesta Tabela, mostrar-se os teores de substância seca, umidade, carbono fixo, voláteis e cinzas do bagaço, poder calorífico superior (PCS), poder calorífico inferior (PCI), análise elementar do bagaço e composição dos componentes inorgânicos.

Tabela 2.5: Características do Combustível Bagaço de Cana (Gabra *et al.*, 2001)

Descrição	Bagaço
Substância Seca (% massa)	94,10
Umidade (% massa)	5,90
Carbono fixo (% massa)	11,10
Voláteis (% massa)	81,50
Cinzas (% massa, base seca)	7,40
Poder Calorífico Superior (MJ/kg, base seca)	18,20
Poder Calorífico Inferior (MJ/kg, base seca)	17,02
Análise Elementar do Combustível Seco (% massa)	
C	45,20
H	5,40
O	41,80
N	0,20
S	0,02
Cl	0,03
Composição dos Componentes Inorgânicos	
SiO ₂	72,30
Al ₂ O ₃	8,00
CaO	4,20
Fe ₂ O ₃	6,20
K ₂ O	4,50
MgO	2,30
MnO ₂	0,10

Na ₂ O	1,00
P ₂ O ₅	0,90
TiO ₂	0,60

CAPÍTULO 3

3. MODELAGEM MATEMÁTICA PARA UM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO

As modelagens dinâmicas dos sistemas de gaseificação são meios importantes para projetar tais sistemas começando de uma escala de laboratório, bem como começando de um sistema existente extrapolando-os para a condição que se quer usar. Um bom modelo irá ajudar a identificar a sensibilidade de atuação de um aparelho de gaseificação através da variação de diferentes condições de operação e parâmetros do projeto (Start et al., 2016; Liang et al., 2007; Yang et al., 2007; Nemtsov e Zabaniotou, 2008).

A gaseificação é a conversão de qualquer combustível sólido ou líquido em gás energético através do processo de oxidação parcial devido a elevadas temperaturas. O processo de gaseificação ocorre naturalmente em quatro etapas físico-química distintas com temperaturas diferentes de reações, tais como a secagem da biomassa, desvolatilização ou pirólise, oxidação e redução. Cada um desses processos pode ser analisado em equipamento diferente, dependendo da sequencia determinada pelas características do projeto (Abdullah et al., 2007; Arvelakis et al., 2001; Morin et al., 2018; Petersen e Werther, 2005).

A técnica de gaseificação é extremamente versátil, mas existem muitos problemas em transformar este potencial teórico em uma tecnologia comercialmente competitiva apesar de já ser prática e viável. As dificuldades não estão contidas no processo básico de gaseificação, mas no projeto de um aparelho que transforme o combustível sólido em gás de qualidade com segurança e confiança adaptadas às condições específicas do combustível e da operação. No caso dos gases serem usados para a produção de energia elétrica as exigências de limpeza desses gases se tornam de extrema necessidade devido à sensibilidade das turbinas a gás (Levenspiel, 2002; Yang et al., 2005; Blasi, 2000).

Os gaseificadores disponíveis podem ser classificados em dois modelos, tais como fluxo em contracorrente e fluxo concorrente. O gaseificador de fluxo em contracorrente é um equipamento na qual a massa pirolizada e o ar entram em diferentes direções, o gás saindo da parte superior. O alcatrão produzido durante esta fase é arrastado pelos gases que saem do gaseificador. A biomassa é gaseificada na zona de redução usando a energia gerada nas reações químicas que ocorrem na zona de combustão (Gabra et al., 2001a, b, c; Yang et al., 2006; Liu et al., 2017).

3.2. GASEIFICADOR DE LEITO FIXO CO-CORRENTE

Geralmente, os gaseificadores de Leito Fixo concorrente (GLFC) são divididos em quatro zonas principais, segundo a Figura (3.1), (I) Zona de Secagem, (II) Zona de Pirólise, (III) Zona oxidação e (IV) Zona redução. A proposta em estudo tem como finalidade estudar a fluidodinâmica no GLFC.

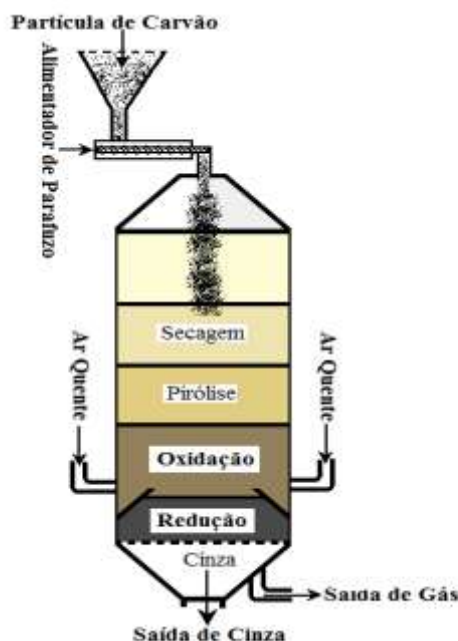


Figura 3.1: Esquema simplificado de um gaseificador de leito lixo concorrente

No processo de secagem, a umidade do combustível é evaporada. O processo de pirólise separa o vapor d'água, produtos orgânicos, gases não-condensáveis do carbono residual e cinzas do combustível. Nas zonas (III e IV) ocorrem a conversão do carbono ou processo de gaseificação (zona de oxidação + zona de redução) que geram os gases combustíveis (Basu, 2006). Nos itens abaixo será feito um detalhamento dessas zonas do GLFC.

3.2.1. ZONA DE SECAGEM

A remoção da umidade absorve calor, de forma que um resíduo com alto teor de umidade deve ter um tempo de residência elevado na zona de secagem para que ocorram as transferências térmicas exigidas. A quantidade de umidade do resíduo processado, que se transfere para os gases, tem influência direta no poder calorífico e na eficiência térmica global do gaseificador. Independente do gaseificador, normalmente, não é possível secar a biomassa até o patamar requerido. Colocando de outra forma, a gaseificação de uma biomassa muito úmida é um tanto complicada. Entretanto, poderia ser melhor se ter um sistema externo de secagem ou se operar com uma quantidade suficiente de

biomassa seca para vários dias de operação. Apesar da sua simplicidade, a secagem de partícula sólida é uma combinação complexa de processos envolvendo três fases: água líquida, vapor e poros da fase sólida por onde o líquido e o vapor migram.

3.2.2. ZONA DE PIRÓLISE

Pirólise ou desvolatilização é um processo bastante complexo, o qual envolve reações, incluindo os processos de transferências de calor e massa resultando na liberação de misturas de gases orgânicos e inorgânicos da partícula para a atmosfera circundante. Geralmente, o termo pirólise é envolvido ao processo de desvolatilização quando uma atmosfera inerte circunda a partícula. Geralmente, divide-se os produtos de pirólise em três grupos:

1. Gases permanentes, também chamados de gases leves, compreendendo CO_2 , CO , CH_4 e quantidades menores de H_2 e hidrocarbonetos C_2 ;
2. Líquido pirolítico (alcatrão) de composição altamente dependente da severidade do tratamento térmico, isto é, temperaturas e tempo de residência dos vapores de alcatrão na região de oxidação e a presença de carbono residual;
3. Carbono residual, isto é, o restante do resíduo sólido.

O processo global de pirólise pode ser dividido em um estágio primário e outro secundário. Assim, os fenômenos que se desencadeiam na pirólise quando a partícula sólida é aquecida em uma atmosfera inerte é destacada pelo seguinte mecanismo:

1. O calor é primeiramente transferido à partícula por condução no interior da partícula sólida, convecção no interior dos poros das partículas e convecção e irradiação da superfície da partícula;
2. A temperatura interna da partícula sólida aumenta, causando remoção da umidade presente na partícula de biomassa, ocorrência de pré-pirólise e reações principais;
3. O calor trocado devido às reações químicas e mudanças de fases contribuem para um gradiente de temperatura como função do tempo;
4. Produtos voláteis e gasosos fluem através dos poros da partícula e participam no processo de transferência de calor;
5. As reações de pirólise prosseguem com uma taxa dependente da temperatura local.

3.2.3. ZONA DE OXIDAÇÃO E REDUÇÃO

Esta zona é caracterizada pela injeção de agentes gaseificantes (Ar e $\text{H}_2\text{O}_{(v)}$). Torna-se difícil se dizer o que exatamente é gaseificado na zona de conversão de um gaseificador. Quando a biomassa original chega esta zona, muito desta pode ter se tornado carbono residual, portanto é correto se assumir que grande parte dos gases de pirólise e uma pequena parte do carbono residual queimam na presença de oxigênio desta zona. Geralmente, os processos que se desenrolam nesta zona são simplificados considerando-se reações de oxidação do carbono residual. Por outro lado, a zona de redução situa-se logo abaixo da zona de oxidação onde ocorre a maioria das reações que conduzem a formação do gás combustível (CO e H_2). Na Figura (3.2), mostra-se às equações químicas distribuídas depois dos passos de secagem e pirólise.

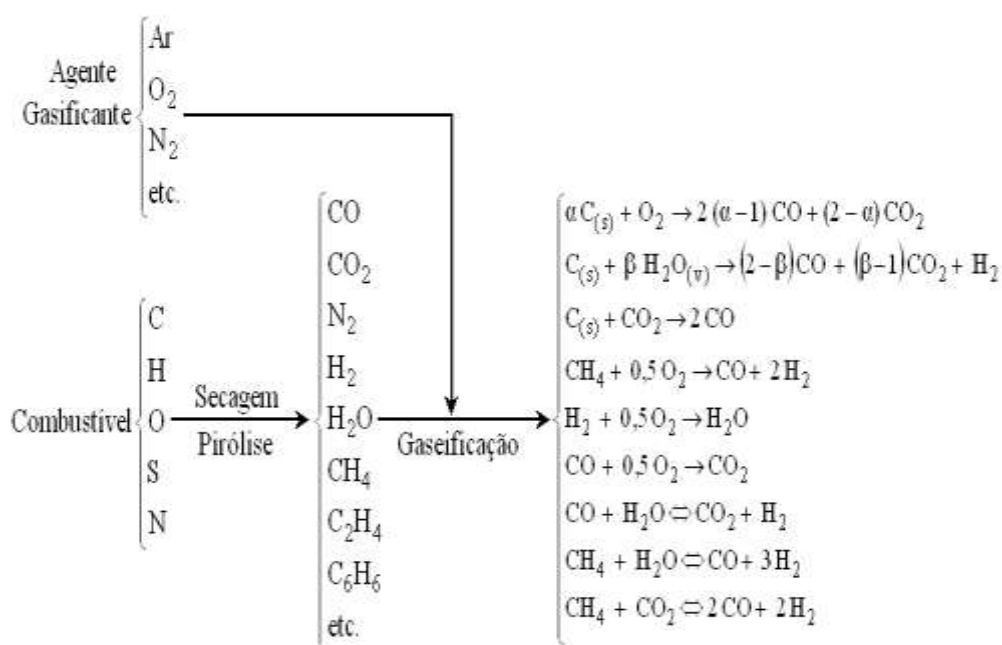


Figura 3.2: Conjunto de reações formadas nas regiões oxidação e redução a partir de biomassa, depois das etapas de secagem e pirólise.

Os fenômenos físicos internos são os processos que transformam dados de entrada em dados de saída usando modelos matemáticos. Para tanto, um modelo fenomenológico tem por objetivo reproduzir estes processos tão fielmente quanto possíveis. Os modelos fenomenológicos são baseados em equações fundamentais (leis termodinâmicas, conservação de massa, energia e momento) e equações constitutivas (correlações empíricas e semi-empíricas). Contudo, estes modelos são válidos dentro do mesmo intervalo de faixas de aplicações das correlações. Neste trabalho, o modelo físico sob

consideração e coordenada é mostrado esquematicamente na Figura (3.3). Nesta Figura, apresentam-se as variáveis de entrada e saída da fluidodinâmica no gaseificador de leito fixo concorrente.

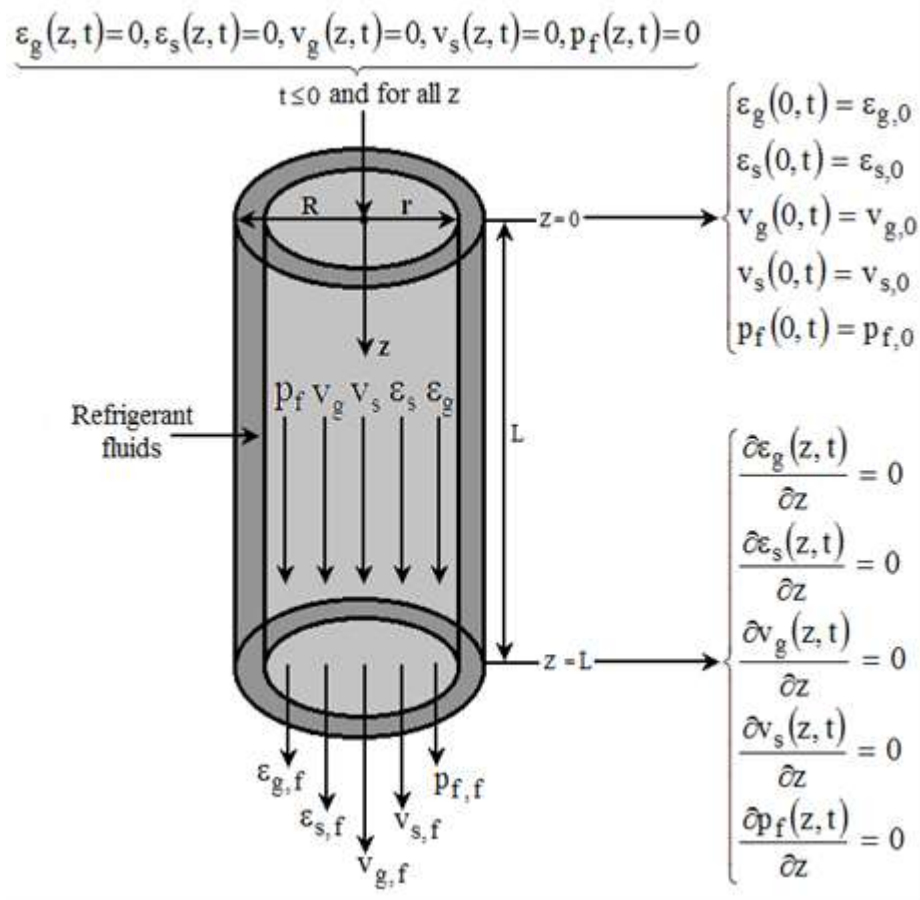


Figura 3.3: Esquema simplificado para o processo físico fluidodinâmico para um gaseificador de leito fixo concorrente

3.3. MODELAGEM MATEMÁTICA DA FLUIDODINÂMICA

O processo fluidodinâmico pode ser modelado usando as equações de balanços de momento, energia e massa. A partir destas equações de balanços é possível obter parâmetros que servem para caracterizar os processos que ocorrem nos gaseificadores. O conhecimento destes parâmetros otimizados torna o projeto do equipamento tecnicamente viável para uma escala industrial. No desenvolvimento do modelo, foram consideradas algumas hipóteses: (i) os fluxos são unidimensionais; (ii) a fase fluida é compressível; (iii) todas as partículas têm a mesma dimensão; (iv) o movimento irregular e a colisão das partículas são ignorados; (v) a fricção sobre a parede é desprezada. Baseado nestas simplificações, um modelo fluidodinâmico tem sido desenvolvido para os balanços de massa e momento conforme o procedimento a seguir.

- Balanço de massa para a fase gasosa;

$$\frac{\partial \varepsilon_g(z, t)}{\partial t} + V_g(z, t) \frac{\partial \varepsilon_g(z, t)}{\partial z} = [1 - \varepsilon_s(z, t)] \frac{g}{V_g(z, t)} \quad (3.1)$$

- A Eq. (3.1) é restrita as seguintes condições inicial e de contornos;

$$\varepsilon_g(z, t) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } t \leq 0 \quad (3.2)$$

$$\varepsilon_g(0, t) = \varepsilon_{g,0}, \text{ para } t > 0 \quad (3.3)$$

$$\frac{\partial \varepsilon_g(z, t)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.4)$$

- Balanço de massa para a fase sólida;

$$\frac{\partial \varepsilon_s(z, t)}{\partial t} + V_s(z, t) \frac{\partial \varepsilon_s(z, t)}{\partial z} = [1 - \varepsilon_g(z, t)] \frac{g}{V_s(z, t)} \quad (3.5)$$

- A Eq. (3.5) é delimitada as seguintes condições inicial e de contornos;

$$\varepsilon_s(z, t) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } t \leq 0 \quad (3.6)$$

$$\varepsilon_s(0, t) = \varepsilon_{s,0}, \text{ para } t > 0 \quad (3.7)$$

$$\frac{\partial \varepsilon_s(z, t)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.8)$$

- Balanço de momento para a fase de gasosa;

$$\rho_g \varepsilon_g(z, t) \frac{\partial V_g(z, t)}{\partial t} = -\rho_g \left\{ V_g(z, t) \frac{\partial \varepsilon_g(z, t)}{\partial t} + [V_g(z, t)]^2 \frac{\partial \varepsilon_g(z, t)}{\partial z} \right\} - 2\rho_g \varepsilon_g(z, t) V_g(z, t) \frac{\partial V_g(z, t)}{\partial z} - [1 - \varepsilon_s(z, t)] \left(\frac{\partial P_f(z, t)}{\partial z} - g \rho_g \varepsilon_g(z, t) - F_s(z, t) \right) \quad (3.9)$$

- A Eq. (3.9) é restrita as seguintes condições inicial e de contornos;

$$V_g(z, t) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } t \leq 0 \quad (3.10)$$

$$V_g(0, t) = V_{g,0}, \text{ para } t > 0 \quad (3.11)$$

$$\frac{\partial V_g(z, t)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.12)$$

- Balanço de momento para a fase de sólida;

$$\rho_s \varepsilon_s(z,t) \frac{\partial V_s(z,t)}{\partial t} = -\rho_s \left\{ V_s(z,t) \frac{\partial \varepsilon_s(z,t)}{\partial t} + [V_g(z,t)]^2 \frac{\partial \varepsilon_s(z,t)}{\partial z} \right\} - 2\rho_s \varepsilon_s(z,t) V_s(z,t) \frac{\partial V_s(z,t)}{\partial z} - [1 - \varepsilon_g(z,t)] \left(\frac{\partial P_f(z,t)}{\partial z} - \rho_s g \varepsilon_s(z,t) - F_s(z,t) \right) \quad (3.13)$$

- A Eq. (3.13) é delimitada as seguintes condições inicial e de contornos;

$$V_s(z,t) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } t \leq 0 \quad (3.14)$$

$$V_s(0,t) = V_{s,0}, \text{ para } t > 0 \quad (3.15)$$

$$\frac{\partial V_s(z,t)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.16)$$

- A soma da equação (3.9) com a equação (3.13) resulta em uma única equação para a pressão, sendo expressa como;

$$\begin{aligned} -\frac{\partial P_f(z,t)}{\partial z} = & \rho_s \left[\varepsilon_s(z,t) \frac{\partial V_s(z,t)}{\partial t} + V_s(z,t) \frac{\partial \varepsilon_s(z,t)}{\partial z} \right] + \rho_s \left\{ \frac{\partial V_s(z,t)}{\partial z} 2 \varepsilon_s(z,t) V_s(z,t) + [V_s(z,t)]^2 \frac{\partial \varepsilon_s(z,t)}{\partial z} \right\} + \\ & + \rho_g \left[\varepsilon_g(z,t) \frac{\partial V_g(z,t)}{\partial t} + V_g(z,t) \frac{\partial \varepsilon_g(z,t)}{\partial z} \right] + \rho_g \left\{ \frac{\partial V_g(z,t)}{\partial z} 2 \varepsilon_g(z,t) V_g(z,t) + [V_g(z,t)]^2 \frac{\partial \varepsilon_g(z,t)}{\partial z} \right\} \\ & + [\rho_g \varepsilon_g(z,t) + \rho_s \varepsilon_s(z,t)] g \end{aligned} \quad (3.17)$$

- A Eq. (3.17) é restrita as seguintes condições inicial e de contornos;

$$P_f(z,t) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } t \leq 0 \quad (3.18)$$

$$P_f(0,t) = P_{f,0}, \text{ para } t > 0 \quad (3.19)$$

$$\frac{\partial P_f(z,t)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.20)$$

Onde $F_s(z,t)$ é definida como:

$$F_s(z,t) = \frac{(\rho_s - \rho_g)}{V_t} [1 - \varepsilon_s(z,t)] [V_g(z,t) - V_s(z,t)] \quad (3.21)$$

$$V_t = \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \right) g \tau \quad (3.22)$$

$$\tau = \frac{d_p^2 \rho_s}{k \mu_g} \quad (3.23)$$

3.3.1. TRANSFORMADA DE LAPLACE NA MODELAGEM

As equações diferenciais parciais de (3.21) a (3.23) e suas condições iniciais e de contornos foram transformadas facilmente usando a transformação de Laplace de acordo com a equação abaixo.

$$\bar{\vartheta}_i(z, s) = \int_0^{\infty} \vartheta_i(z, t) e^{-st} dt; \quad \bar{\vartheta}_i(z, s) = \bar{\varepsilon}_g(z, s), \bar{\varepsilon}_s(z, s), \bar{V}_g(z, s), \bar{V}_s(z, s) \text{ and } \bar{P}_f(z, s) \quad (3.24)$$

Suas equações transformadas são apresentadas através da transformação de Laplace usando a Eq. (24).

- Balanço de massa para a fase de gasosa no domínio de Laplace;

$$\frac{d\bar{\varepsilon}_g(z, s)}{dz} = [1 - \bar{\varepsilon}_g(z, s)] \frac{g}{[\bar{V}_g(z, s)]^2} - \frac{s \bar{\varepsilon}_g(z, s)}{\bar{V}_g(z, s)} \quad (3.25)$$

A equação (3.25) está restrita as seguintes condições inicial e de contornos no domínio de Laplace.

$$\bar{\varepsilon}_g(z, s) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } s \leq 0 \quad (3.26)$$

$$\bar{\varepsilon}_g(0, s) = \frac{\varepsilon_{g,0}}{s}, \text{ para } s > 0 \quad (3.27)$$

$$\frac{\partial \bar{\varepsilon}_g(z, s)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.28)$$

- Balanço de massa para a fase de sólida no domínio de Laplace;

$$\frac{d\bar{\varepsilon}_s(z, s)}{dz} = [1 - \bar{\varepsilon}_g(z, s)] \frac{g}{[\bar{V}_s(z, s)]^2} - \frac{s \bar{\varepsilon}_s(z, s)}{\bar{V}_s(z, s)} \quad (3.29)$$

A equação (3.29) está delimitada as seguintes condições inicial e de contornos no domínio de Laplace.

$$\bar{\varepsilon}_s(z, s) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } s \leq 0 \quad (3.30)$$

$$\bar{\varepsilon}_s(0, s) = \frac{\varepsilon_{s,0}}{s}, \text{ para } s > 0 \quad (3.31)$$

$$\frac{\partial \bar{\varepsilon}_s(z, s)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.32)$$

- Balanço de momento para a fase gasosa no domínio de Laplace;

$$\frac{d\bar{V}_g(z,s)}{dz} = -\frac{\bar{V}_g(z,s)}{2\bar{\varepsilon}_g(z,s)} \frac{d\bar{\varepsilon}_g(z,s)}{dz} - \frac{[1-\bar{\varepsilon}_g(z,s)]}{2\rho_g \bar{\varepsilon}_g(z,s)\bar{V}_g(z,s)} \frac{d\bar{P}_f(z,s)}{dz} - \frac{\bar{F}_s(z,s)}{2\rho_g \bar{\varepsilon}_g(z,s)\bar{V}_g(z,s)} - \frac{g}{2\bar{V}_g(z,s)} - s \quad (3.33)$$

A equação (3.33) está delimitada as seguintes condições inicial e de contornos no domínio de Laplace;

$$\bar{V}_g(z,s) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } s \leq 0 \quad (3.34)$$

$$\bar{V}_g(0,s) = \frac{V_{g,0}}{s}, \text{ para } s > 0 \quad (3.35)$$

$$\frac{\partial \bar{V}_g(z,s)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.36)$$

- Balanço de momento para a fase sólida no domínio de Laplace;

$$\frac{d\bar{V}_s(z,s)}{dz} = -\frac{\bar{V}_s(z,s)}{2\bar{\varepsilon}_s(z,s)} \frac{d\bar{\varepsilon}_s(z,s)}{dz} - \frac{[1-\bar{\varepsilon}_g(z,s)]}{2\rho_g \bar{\varepsilon}_g(z,s)\bar{V}_g(z,s)} \frac{d\bar{P}_f(z,s)}{dz} - \frac{\bar{F}_s(z,s)}{2\rho_s \bar{\varepsilon}_s(z,s)\bar{V}_s(z,s)} - \frac{g}{2\bar{V}_s(z,s)} - s \quad (3.37)$$

A equação (3.37) está delimitada as seguintes condições inicial e de contornos no domínio de Laplace;

$$\bar{V}_s(z,s) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } s \leq 0 \quad (3.38)$$

$$\bar{V}_s(0,s) = \frac{V_{s,0}}{s}, \text{ para } s > 0 \quad (3.39)$$

$$\frac{\partial \bar{V}_s(z,s)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.40)$$

- Equação para a queda de pressão no domínio de Laplace;

$$\begin{aligned} -\frac{d\bar{P}_f(z,s)}{dz} = & s[\rho_s \bar{\varepsilon}_s(z,s)\bar{V}_s(z,s) + \rho_g \bar{\varepsilon}_g(z,s)\bar{V}_g(z,s)] + [1 + \bar{V}_s(z,s)]\rho_s \bar{V}_s(z,s) \frac{d\bar{\varepsilon}_s(z,s)}{dz} + \\ & + [1 + \bar{V}_g(z,s)]\rho_g \bar{V}_g(z,s) \frac{d\bar{\varepsilon}_g(z,s)}{dz} + 2\left[\rho_s \bar{\varepsilon}_s(z,s)\bar{V}_s(z,s) \frac{d\bar{V}_s(z,s)}{dz} + \rho_g \bar{\varepsilon}_g(z,s) \right. \\ & \left. \bar{V}_g(z,s) \frac{d\bar{V}_g(z,s)}{dz} \right] + g[\rho_g \bar{\varepsilon}_g(z,s) + \rho_s \bar{\varepsilon}_s(z,s)] \end{aligned} \quad (3.41)$$

A equação (3.41) está delimitada as seguintes condições inicial e de contornos no domínio de Laplace;

$$\bar{P}_f(z,s) = 0, \text{ para todo } z \text{ e } s \leq 0 \quad (3.42)$$

$$\bar{P}_f(0,s) = \frac{P_{f,0}}{s}, \text{ para } s > 0 \quad (3.43)$$

$$\frac{\partial \bar{P}_f(z,s)}{\partial z} = 0, \text{ para } z = L \quad (3.44)$$

Onde $\bar{F}_s(z,s)$ é definida no domínio de Laplace como:

$$\bar{F}_s(z,s) = \frac{(\rho_s - \rho_g)}{V_t} [1 - \bar{\varepsilon}_s(z,s)] [\bar{V}_g(z,s) - \bar{V}_g(z,s)] \quad (3.45)$$

Na qual,

$$V_t = \left[1 - \frac{\rho_g}{\rho_s} \right] g \tau; \tau = \frac{d_p^2 \rho_s}{k \mu_g} \quad (3.46)$$

3.4. DIFERENÇA FINITA APLICADA AS EQUAÇÕES TRANSFORMADAS

O método da diferença finita foi empregado para discretizar a distância axial das equações diferenciais ordinárias (EDOs) de (3.25) a (3.45) para formar um sistema de diferença finita (Darlan Junior, 2012). Este método foi desenvolvido por Mordis e Reddell (1991) para resolver equações diferenciais parciais de fluxo transiente em meio poroso e é superior aos esquemas numéricos convencionais. As soluções para tempos diferentes são independentes umas das outras sem exigência para avaliar as soluções em um valor de intervenção do tempo.

Assim, o sistema de diferença finita para as variáveis de estado transformadas ($\bar{\varepsilon}_g, \bar{\varepsilon}_s, \bar{V}_g, \bar{V}_s$ and $\bar{P}_f$) é obtido a seguir (Moutinho Junior e Silva, 2012; Bryden e Ragland, 1996).

$$\bar{J}_j(s_k) \bar{S}_j(s_k) = \bar{F}_j(s_k) \quad (3.47)$$

Onde $\bar{J}_j(s_k)$ é a matriz Jacobiana, $\bar{S}_j(s)$ é as variáveis de estado e $\bar{F}_j(s)$ é vetor independente. Os elementos da matriz Jacobiana ($L_{ij}; i, j = 1, 2, 3, 4$ e 5) são definidos como:

$$L_{11,j}(s_k) = -s_k \bar{V}_{g,j}(s_k); L_{12,j}(s_k) = -g; L_{13,j}(s_k) = -s \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k); L_{14,j}(s_k) = 0; L_{15,j}(s_k) = 0 \quad (3.48)$$

$$L_{21,j}(s_k) = -g; L_{22,j}(s_k) = -s \bar{V}_{s,j}(s_k); L_{23,j}(s_k) = 0; L_{24,j}(s_k) = -s \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k); L_{25,j}(s_k) = 0 \quad (3.49)$$

$$L_{31,j}(s_k) = -\rho_g \Delta z [1 - 2s \bar{V}_{g,j}(s_k)] + \alpha \rho_g \Delta z \bar{V}_{g,j}(s_k) [\bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) - 1] + \alpha \rho_g \Delta z \bar{V}_{s,j}(s_k)^{(s)} [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] \quad (3.50)$$

$$L_{32,j}(s_k) = 2 [P_{f,0} - \bar{P}_{f,j}(s_k)] + \alpha \rho_g \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) [\bar{V}_{g,j}(s_k) - \bar{V}_{s,j}(s_k)] \quad (3.51)$$

$$L_{33,j}(s_k) = -2s\rho_g \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) - \alpha \rho_g \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] \quad (3.52)$$

$$L_{34,j}(s_k) = \alpha \rho_g \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)]; L_{35,j}(s_k) = 2[1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] \quad (3.53)$$

$$L_{41,j}(s_k) = -2\bar{P}_{f,j}(s_k) + \alpha \rho_s \Delta z [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] [\bar{V}_{s,j}(s_k) - \bar{V}_{g,j}(s_k)] \quad (3.54)$$

$$L_{42,j}(s_k) = 2\frac{P_{f,0}}{s} - \rho_s g \Delta z - 2s\rho_s \Delta z \bar{V}_{s,j}(s_k) + \alpha \rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) [\bar{V}_{g,j}(s_k) - \bar{V}_{s,j}(s_k)] \quad (3.55)$$

$$L_{43,j}(s_k) = \alpha \Delta z \rho_s \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) [\bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) - 1] \quad (3.56)$$

$$L_{44,j}(s_k) = -2s\rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) + \alpha \rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] \quad (3.57)$$

$$L_{45,j}(s_k) = 2[1 - \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k)]; L_{51,j}(s_k) = -\rho_g \Delta z [g + s\bar{V}_{g,j}(s_k)] \quad (3.58)$$

$$L_{52,j}(s_k) = -\rho_s \Delta z [g + s\bar{V}_{s,j}(s_k)]; L_{53,j}(s_k) = -s\rho_g \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) \quad (3.59)$$

$$L_{54,j}(s_k) = -s\rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k); L_{55,j}(s_k) = 2 \quad (3.60)$$

Por outro lado, as variáveis de estado do vetor transformado são definidas como:

$$\bar{S}_j(s) = [\bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k), \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k), \bar{V}_{g,j}(s_k), \bar{V}_{s,j}(s_k), \bar{P}_{f,j}(s_k)]^t \quad (3.61)$$

O vetor independente $\bar{F}_j(s)$ é dado por:

$$\bar{F}_j(s) = [\bar{P}_{i,j}(s_k), i = 1, 2, 3, 4 \text{ and } 5] \quad (3.62)$$

Os elementos da matriz vetor dados pela Eq. (3.62) podem ser expressos da seguinte forma:

$$\bar{P}_{1,j}(s_k) = g [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] - s\bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) \bar{V}_{g,j}(s_k) \quad (3.63)$$

$$\bar{P}_{2,j}(s_k) = g [1 - \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k)] - s\bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) \bar{V}_{s,j}(s_k) \quad (3.64)$$

$$\bar{P}_{3,j}(s_k) = 2\frac{P_{f,0}}{s} \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) + 2\bar{P}_{f,j}(s_k) [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] - g\rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) - (2s + \alpha)\rho_g \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) \quad (3.65)$$

$$\bar{V}_{g,j}(s_k) + \alpha \rho_g \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) \{ \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) [\bar{V}_{g,j}(s_k) - \bar{V}_{s,j}(s_k)] + \bar{V}_{s,j}(s_k) \} - 2\frac{P_{f,0}}{s}$$

$$\bar{P}_{4,j}(s_k) = 2\frac{P_{f,0}}{s} \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) + 2\bar{P}_{f,j}(s_k) [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] - g\rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) - 2s\rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) \quad (3.66)$$

$$\bar{V}_{s,j}(s_k) - \alpha \rho_s \Delta z \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) [\bar{V}_{g,j}(s_k) - \bar{V}_{s,j}(s_k)] [1 - \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k)] - 2\frac{P_{f,0}}{s}$$

$$\bar{P}_{5,j}(s_k) = 2\bar{P}_{f,j}(s_k) - s\Delta z \left[\rho_s \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) \bar{V}_{s,j}(s_k) + \rho_g \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) \bar{V}_{g,j}(s_k) \right] - g\Delta z \left[\rho_g (\bar{\varepsilon}_g)_j^{(s)} + \rho_s (\bar{\varepsilon}_s)_j^{(s)} \right] - 2 \frac{P_{f,0}}{s} \quad (3.67)$$

3.4.1. APLICAÇÃO DA FATORAÇÃO LU PARA RESOLVER O SISTEMA DE EQUAÇÃO LINEAR APRESENTADO PELA EQUAÇÃO (3. 47)

A fatoração $\bar{L}_j(s_k) \bar{U}_j(s_k)$ (ou decomposição) de uma matriz $\bar{J}_j(s_k)$ consiste em escrever aquela matriz como uma matriz produto, $\bar{J}_j(s_k) = \bar{L}_j(s_k) \bar{U}_j(s_k)$, onde $\bar{L}_j(s_k)$ é o triangular inferior e $\bar{U}_j(s_k)$ o triangular superior. Contudo, nós seguimos a metodologia anteriormente empregada no contexto acima de acordo com o seguinte procedimento abaixo.

$$i-) \bar{L}_j(s_k) \bar{Y}_{i,j}(s_k) = \bar{P}_{i,j}(s_k); \quad i = 1, 2, 3, 4 \text{ and } 5 \quad (3.68)$$

Onde,

$$\bar{L}_j(s_k) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ LM_{21,j}^{(1)}(s_k) & 1 & 0 & 0 & 0 \\ LM_{31,j}^{(1)}(s_k) & LM_{32,j}^{(2)}(s_k) & 1 & 0 & 0 \\ LM_{41,j}^{(1)}(s_k) & LM_{42,j}^{(2)}(s_k) & LM_{43,j}^{(3)}(s_k) & 1 & 0 \\ LM_{51,j}^{(1)}(s_k) & LM_{52,j}^{(2)}(s_k) & LM_{53,j}^{(3)}(s_k) & LM_{54,j}^{(4)}(s_k) & 1 \end{bmatrix}; \quad \bar{Y}_{i,j}(s_k) = \begin{bmatrix} \bar{Y}_{1,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{2,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{3,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{4,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{5,j}(s_k) \end{bmatrix}; \quad \bar{P}_{i,j}(s_k) = \begin{bmatrix} \bar{P}_{1,j}(s_k) \\ \bar{P}_{2,j}(s_k) \\ \bar{P}_{3,j}(s_k) \\ \bar{P}_{4,j}(s_k) \\ \bar{P}_{5,j}(s_k) \end{bmatrix} \quad (3.69)$$

O sistema triangular inferior, Equação (3.68), foi resolvido por substituição direta para obter os vetores do $\bar{Y}_{i,j}(s_k)$ no domínio de Laplace. A seguir, os vetores do $\bar{Y}_{i,j}(s_k)$ são dados através das seguintes Equações abaixo.

$$\bar{Y}_{1,j}(s_k) = \bar{P}_{1,j}(s_k) \quad (3.70)$$

$$\bar{Y}_{2,j}(s_k) = \bar{P}_{2,j}(s_k) - \left[LM_{21,j}^{(1)}(s_k) \bar{Y}_{1,j}(s_k) \right] \quad (3.71)$$

$$\bar{Y}_{3,j}(s_k) = \bar{P}_{3,j}(s_k) - \left[LM_{31,j}^{(1)}(s_k) \bar{Y}_{1,j}(s_k) + LM_{32,j}^{(2)}(s_k) \bar{Y}_{2,j}(s_k) \right] \quad (3.72)$$

$$\bar{Y}_{4,j}(s_k) = \bar{P}_{4,j}(s_k) - \left[LM_{41,j}^{(1)}(s_k) \bar{Y}_{1,j}(s_k) + LM_{42,j}^{(2)}(s_k) \bar{Y}_{2,j}(s_k) + LM_{43,j}^{(3)}(s_k) \bar{Y}_{3,j}(s_k) \right] \quad (3.73)$$

$$\bar{Y}_{5,j}(s_k) = \bar{P}_{5,j}(s_k) - \left[LM_{51,j}^{(1)}(s_k) \bar{Y}_{1,j}(s_k) + LM_{52,j}^{(2)}(s_k) \bar{Y}_{2,j}(s_k) + LM_{53,j}^{(3)}(s_k) \bar{Y}_{3,j}(s_k) + LM_{54,j}^{(4)}(s_k) \bar{Y}_{4,j}(s_k) \right] \quad (3.74)$$

$$ii-) \bar{U}_j(s_k) \bar{S}_j(s_k) = \bar{Y}_{i,j}(s_k); i = 1, 2, 3, 4 \text{ and } 5 \quad (3.75)$$

Onde,

$$\bar{U}_j(s_k) = \begin{Bmatrix} L_{11,j}^{(0)}(s_k) & L_{12,j}^{(0)}(s_k) & L_{13,j}^{(0)}(s_k) & L_{14,j}^{(0)}(s_k) & L_{15,j}^{(0)}(s_k) \\ 0 & L_{22,j}^{(1)}(s_k) & L_{23,j}^{(1)}(s_k) & L_{24,j}^{(1)}(s_k) & L_{25,j}^{(1)}(s_k) \\ 0 & 0 & L_{33,j}^{(2)}(s_k) & L_{34,j}^{(2)}(s_k) & L_{35,j}^{(2)}(s_k) \\ 0 & 0 & 0 & L_{44,j}^{(3)}(s_k) & L_{45,j}^{(3)}(s_k) \\ 0 & 0 & 0 & 0 & L_{55,j}^{(4)}(s_k) \end{Bmatrix}; \bar{S}_j(s_k) = \begin{Bmatrix} \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) \\ \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) \\ \bar{V}_{g,j}(s_k) \\ \bar{V}_{s,j}(s_k) \\ \bar{P}_{f,j}(s_k) \end{Bmatrix}; \bar{Y}_{i,j}(s_k) = \begin{Bmatrix} \bar{Y}_{1,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{2,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{3,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{4,j}(s_k) \\ \bar{Y}_{5,j}(s_k) \end{Bmatrix} \quad (3.76)$$

O sistema triangular superior, Equação (3.76), tem sido resolvido para encontrar as variáveis de estado

$\bar{\varepsilon}_g, \bar{\varepsilon}_s, \bar{V}_g, \bar{V}_s$ e $\bar{P}_f$ no domínio de Laplace como segue.

$$\bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k) = \frac{1}{L_{11,j}^{(0)}(s_k)} \left\{ \bar{Y}_{1,j}(s_k) - \left[L_{12,j}^{(0)}(s_k) \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) + L_{13,j}^{(0)}(s_k) \bar{V}_{g,j}(s_k) + L_{14,j}^{(0)}(s_k) \bar{V}_{s,j}(s_k) + L_{15,j}^{(0)}(s_k) \bar{P}_{f,j}(s_k) \right] \right\} \quad (3.77)$$

$$\bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k) = \frac{1}{L_{22,j}^{(1)}(s_k)} \left\{ \bar{Y}_{2,j}(s_k) - \left[L_{23,j}^{(1)}(s_k) \bar{V}_{g,j}(s_k) + L_{24,j}^{(1)}(s_k) \bar{V}_{s,j}(s_k) + L_{25,j}^{(1)}(s_k) \bar{P}_{f,j}(s_k) \right] \right\} \quad (3.78)$$

$$\bar{V}_{g,j}(s_k) = \frac{1}{L_{33,j}^{(2)}(s_k)} \left\{ \bar{Y}_{3,j}(s_k) - \left[L_{34,j}^{(2)}(s_k) \bar{V}_{s,j}(s_k) + L_{35,j}^{(2)}(s_k) \bar{P}_{f,j}(s_k) \right] \right\} \quad (3.79)$$

$$\bar{V}_{s,j}(s_k) = \frac{1}{L_{44,j}^{(3)}(s_k)} \left\{ \bar{Y}_{4,j}(s_k) - \left[L_{45,j}^{(3)}(s_k) \bar{P}_{f,j}(s_k) \right] \right\} \quad (3.80)$$

$$\bar{P}_{f,j}(s_k) = \frac{\bar{Y}_{5,j}(s_k)}{L_{55,j}^{(4)}(s_k)} \quad (3.81)$$

3.4.2. INVERSÃO DA TRANSFORMADA DE LAPLACE

Para obter as evoluções das variáveis dependentes ($\bar{\varepsilon}_g, \bar{\varepsilon}_s, \bar{V}_g, \bar{V}_s$ e $\bar{P}_f$), aplicamos a inversão numérica da transformada de Laplace. No processo inverso da transformada de Laplace, usamos as

aproximações de $\bar{S}(z_j, s)$ obtidas do sistema linear (3.47) com um valor específico “s”. Para cada j , $1 \leq j \leq N-1$, a aproximação inversa para $\bar{S}(z_j, s)$ é dada como se segue.

$$S(z_j, t) = \frac{1}{2\pi i} \int_{\gamma-i\infty}^{\gamma+i\infty} \bar{S}(z_j, s_k) e^{st} ds \quad (3.82)$$

Onde γ é escolhido de tal forma que o contorno da integração a ser localizado no lado direito de $\bar{S}(z_j, s)$, Equação (3.82), seja realizado usando manipulações algébricas segundo o procedimento abaixo.

$$S(z_j, t) = \frac{e^{\gamma t}}{\pi} \int_0^\infty \text{Re}[\bar{S}(z_j, s) \exp(i\omega t)] d\omega \quad (3.83)$$

Aplicando a regra trapezoidal com o tamanho do passo π/T à integral apresentada na Equação (3.83), obtemos a seguinte aproximação para $S(z_j, t)$, isto é., para $0 < t < 2T$.

$$S(z_j, t) \cong \frac{e^{\gamma t}}{T} \left\{ \frac{\bar{S}(z_j, s_0)}{2} + \sum_{k=1}^{\infty} \text{Re} \left[\bar{S} \left(z_j, \gamma + \frac{ik\pi}{T} \right) \exp \left(\frac{ik\pi t}{T} \right) \right] \right\} - E_1^{(l)} \quad (3.84)$$

Onde $E_1^{(l)}$ é o erro da discretização da Equação (3.84), $s_k = \gamma + \frac{ik\pi}{T}$, $k = 0, 1, 2, 3, \dots$. É assumido como a variável de Laplace e $E_1^{(l)}$ tende a valores suficientemente pequeno, nestas condições, tem-se a seguinte Equação:

$$S(z_j, t) \cong \frac{e^{\gamma t}}{T} \left\{ \frac{\bar{S}(z_j, s_0)}{2} + \sum_{k=1}^{\infty} \text{Re} \left[\bar{S}(z_j, s_k) \exp \left(\frac{ik\pi t}{T} \right) \right] \right\} \quad (3.85)$$

Reescrevendo a Equação (3.85) conforme o sistema linear (3.47), obtemos a seguinte aproximação.

$$S(z_j, t) \cong \frac{e^{\gamma t}}{T} \left\{ \frac{\bar{S}_j(s_0)}{2} + \sum_{k=1}^{\infty} \text{Re} \left[\bar{S}_j(s_k) \exp \left(\frac{ik\pi t}{T} \right) \right] \right\} \quad (3.86)$$

Onde $S(z_j, t)$ e $\bar{S}_j(s_k)$ são dados por:

$$S(z_j, t) \cong \varepsilon_g(z_j, t), \varepsilon_s(z_j, t), V_g(z_j, t), V_s(z_j, t) \text{ e } P_f(z_j, t) \quad (3.87)$$

$$\bar{S}_j(s_k) \cong \bar{\varepsilon}_{g,j}(s_k), \bar{\varepsilon}_{s,j}(s_k), \bar{V}_{g,j}(s_k), \bar{V}_{s,j}(s_k) \text{ e } \bar{P}_{f,j}(s_k) \quad (3.88)$$

CAPÍTULO 4

4.1 RESULTADOS E DISCUSSÕES

A modelagem matemática (Equações 3.1 a 3.23) desenvolvida para um gaseificador de leito fixo concorrente conduziu a resultados do comportamento das variáveis do processo fluidodinâmico. A modelagem foi desenvolvida para checar os perfis das variáveis de estado tais como as frações volumétricas das fases gasosa (ε_g) e sólida (ε_s), velocidade da fase gasosa (V_g), velocidade da fase sólida (V_s) e o campo de pressão (P_f) do gaseificador de leito fixo proposto nesta pesquisa. A modelagem proposta deste trabalho serviu para estudar a evolução das frações volumétricas das fases gasosa (ε_g) e sólida (ε_s), velocidades das fases gasosa (V_g) e sólida (V_s) e o campo de pressão (P_f) em relação ao tempo em diferentes posições do gaseificador bem como uma análise de sensibilidade variando as frações volumétricas das fases gasosa ($\varepsilon_{g,0}$) e sólida ($\varepsilon_{s,0}$) de entrada e a velocidade das fase gasosa ($V_{g,0}$) de entrada

Um programa de computador foi escrito na plataforma *Fortran 90* com a finalidade de se obter as evoluções das variáveis (ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f) que representam o comportamento do processo gás-sólido em um gaseificador de leito fixo concorrente. Os resultados das variáveis obtidos da simulação são representados de forma gráfica usando a plataforma do Software *Origin 6.0*.

Na simulação das variáveis do processo em estudo, o programa de computador foi alimentado com os parâmetros apresentados na Tabela 4.1. Nesta Tabela, mostram-se os parâmetros operacionais gaseificador de leito fixo concorrente, alguns têm sido admitidos como valores fixos e outros foram calculados a partir de correlações.

Nas Figuras de (4.2) a (4.9), o comportamento evolutivo das variáveis ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f representa o quantitativo destas variáveis no gaseificador de leito fixo concorrente.

Uma análise de sensibilidade foi realizada para as evoluções das frações volumétricas das fases gasosa (ε_g) e sólida (ε_s), velocidades das fases gasosa (V_g) e sólida (V_s). Os resultados obtidos são fundamentais para avaliar estas variáveis um projeto de um gaseificador de leito fixo concorrente.

Tabela - 4.1: Valores de entrada das condições de operações, propriedades das fases gasosa e sólida usados na simulação (Silva, 2012)

Categorias	Propriedades	Valores Numéricos
Condições de Operações	Temperatura de alimentação da fase gasosa	550
	$(T_{g,0})$, °C	370
	Temperatura de alimentação da fase sólida	1,00
	$(T_{s,0})$, °C	0,21
	Pressão total do gaseificador (P), atm	0,17
	Fração volumétrica da fase gasosa ($\varepsilon_{g,0}$), (-)	0,35
	Fração volumétrica da fase gasosa ($\varepsilon_{s,0}$), (-)	0,13
	Velocidade de alimentação da fase gasosa	1,00
	$(V_{g,0})$, m s ⁻¹	0,10
	Velocidade de alimentação da fase sólida	9,81
	$(V_{s,0})$, m s ⁻¹	0,01
	Pressão inicial ($P_{f,0}$), atm	
	Diâmetro gaseificador de leito fixo (d_c), m	
	Aceleração da gravidade (g), m s ⁻²	
	Variação espacial (Δz), m	
Propriedades das Fases Gasosa e Sólida	Densidade na fase da gasosa (ρ_g), kg m ⁻³	1150
	Viscosidade da fase gasosa (μ_g), Pa s	1,80x10 ⁻⁵
	Fator de relaxamento ($0 \leq \tau \leq 1$) da fase gasosa	1,50
	(τ), s	1,21
	Densidade na fase sólida (ρ_s), kg m ⁻³	500
	Diâmetro da partícula (d_p), μm	0,80
	Constante da Equação 3.23 (k), (-)	

A Figura (4.1) mostra o procedimento iterativo empregado neste trabalho para obter as soluções convergentes das variáveis (ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f) do processo físico modeladas via o modelo matemático desenvolvido para esta pesquisa. A primeira caixa desta Figura contém as variáveis de alimentação do código computacional em $j = 0$ e $k = 0$. Estas variáveis servem para iniciar o processo computacional para a convergência das ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f com j e $k + 1$ referentes à coordenada espacial e a variável temporal. As variáveis ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f são calculadas simultaneamente usando o algoritmo da

fatoração LU desenvolvido no capítulo 3. O ciclo computacional é repetido até satisfazer a sua tolerância especificada. No presente trabalho, as simulações das variáveis de processo foram realizadas na ordem 10^{-6} , respectivamente. Assim, os resultados obtidos para ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f foram fundamentais para analisar o comportamento de cada uma destas variáveis como será mostrado a seguir.

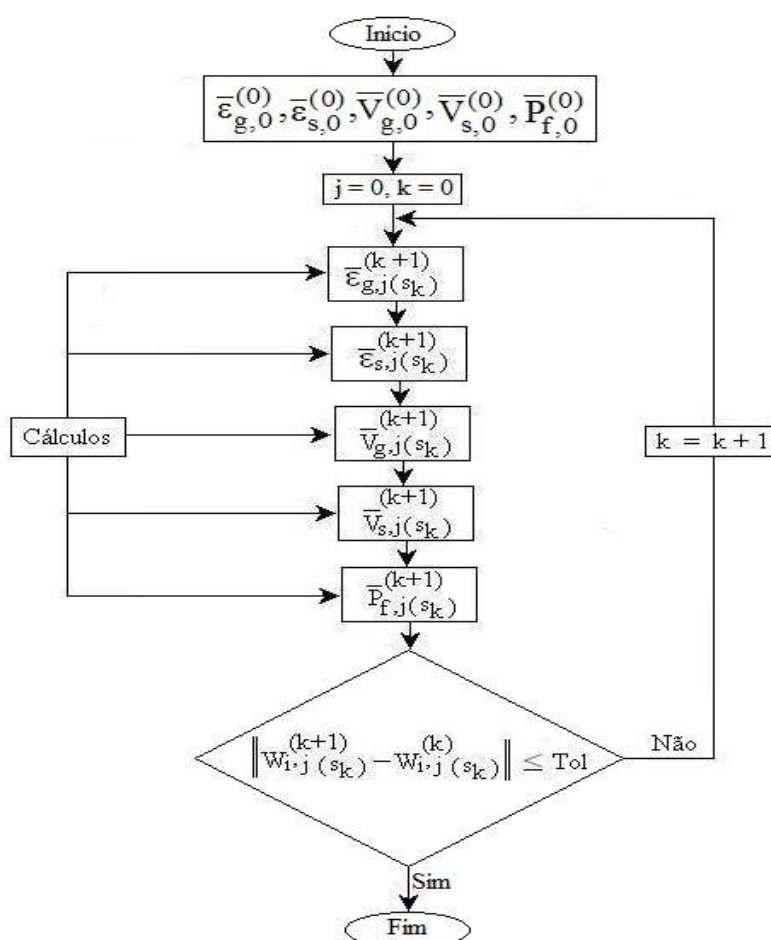


Figura 4.1: Fluxograma simplificado para processo iterativo do modelo matemático desenvolvido para esta pesquisa (W_i , $i = \varepsilon_g, \varepsilon_s, V_g, V_s$ e P_f).

4.2 RESULTADOS DA MODELAGEM DESENVOLVIDA

O resultado da modelagem desenvolvida mostra o comportamento da fração volumétrica da fase gasosa (ε_g), fração volumétrica da fase sólida (ε_s), velocidade da fase de gasosa (V_g), velocidade da fase sólida (V_s) e campo de pressão (P_f) versus o tempo em varias axiais do gaseificador de leito fixo.

4.2.1 EVOLUÇÕES DAS FRAÇÕES VOLUMÉTRICAS DAS FASES GASOSA E SÓLIDA, EVOLUÇÕES DAS VELOCIDADES DA FASE GASOSA, SÓLIDA E CAMPO DE PRESSÃO

As Figuras (4.2) e (4.3) mostram a evolução das frações volumétricas da fase gasosa e da sólida em diferentes posições do gaseificador com os parâmetros físicos constantes. As frações volumétricas destas figuras estão inicialmente aumentando até um valor máximo e em seguida entra em estado estacionário. A Figura (4.2) entra em estado estacionário em torno de 36 seg para as cinco posições com uma velocidade média da fase de 0,0467 m/s bem como uma fração volumétrica média da fase gasosa de 0,35. Por outro lado, na Figura (4.3) apenas a evolução modelada na posição 0,04 m entra em estado estacionário em torno de 42 seg, enquanto as demais evoluções levariam mais tempo para alcançar os níveis estacionários. Neste caso, a fase sólida tem um tempo de residência maior do que a fase gasosa conforme os resultados das Figuras (4.2) e (4.3).

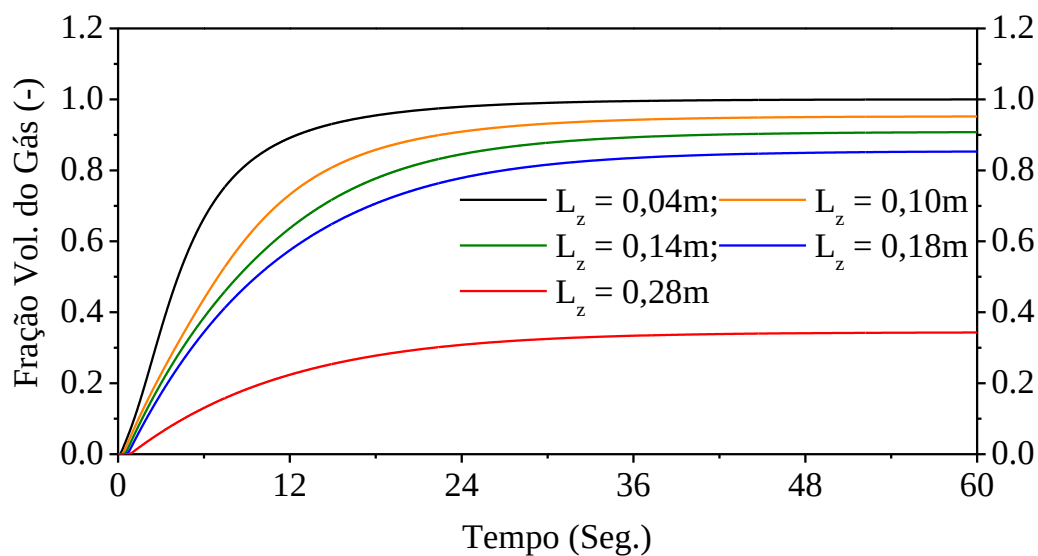


Figura 4.2: Evoluções de frações volumétricas da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixo

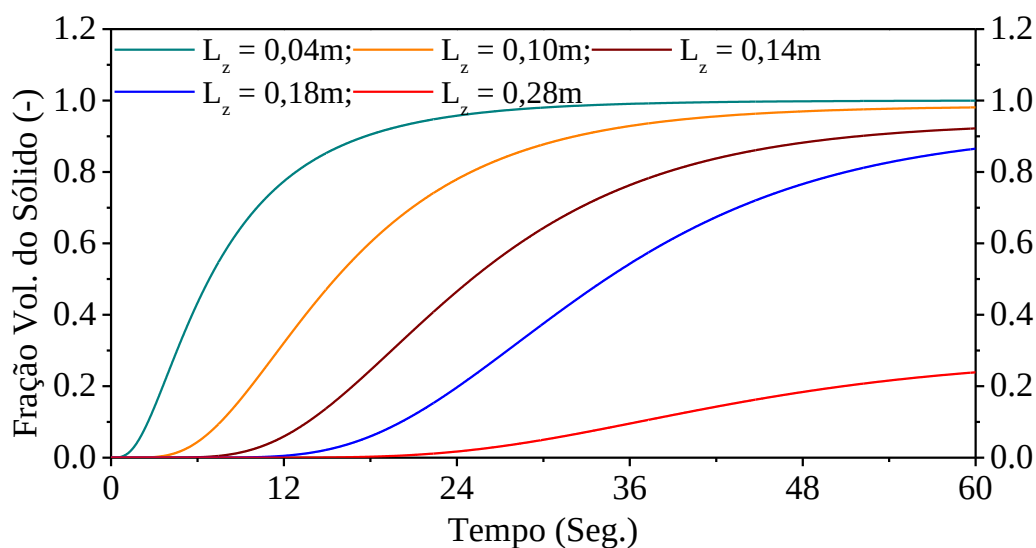


Figura 4.3: Evoluções de frações volumétricas da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixo

As Figuras (4.4) e (4.5) relatam a variação das velocidades da fase gasosa e da sólida em diferentes posições com as propriedades físicas constantes. Tal como no caso das frações volumétricas, as velocidades da fase gasosa e da sólida, nas Figuras (4.4) e (4.5), estão inicialmente aumentando até um valor máximo e em seguida entra em estado estacionário.

Na Figura (4.4), a evolução da velocidade da fase gasosa calculada na posição 0,04 m entra em estado estacionário em torno de 18 seg, a evolução da velocidade da fase gasosa calculada na posição 0,10 m entra em estado estacionário em torno de 36 seg, a evolução da velocidade da fase gasosa calculada na posição 0,14 m entra em estado estacionário em torno de 42 seg, a evolução da velocidade da fase gasosa calculada na posição 0,18 m entra em estado estacionário em torno de 48 seg, a evolução da velocidade da fase gasosa calculada na posição 0,28 m entra em estado estacionário em torno de 54 seg, respectivamente.

Na Figura (4.5), a evolução da velocidade da fase sólida determinada na posição 0,04 m entra em estado estacionário em torno de 24 seg, a evolução da velocidade da fase sólida determinada na posição 0,10 m entra em estado estacionário em torno de 36 seg, a evolução da velocidade da fase sólida determinada na posição 0,14 m entra em estado estacionário em torno de 45 seg, a evolução da velocidade da fase sólida determinada na posição 0,18 m entra em estado estacionário em torno de 52 seg, a evolução da velocidade da fase sólida determinada na posição 0,28 m entra em estado estacionário em torno de 56 seg, respectivamente. Quantitativamente, a fase sólida é mais lenta do

que a fase gasosa devido o araste da fase sólida como mostrado nas Figuras (4.4) e (4.5). Todos os resultados foram obtidos com uma velocidade média da fase de 0,0467 m/s bem como uma fração volumétrica média da fase gasosa de 0,35.

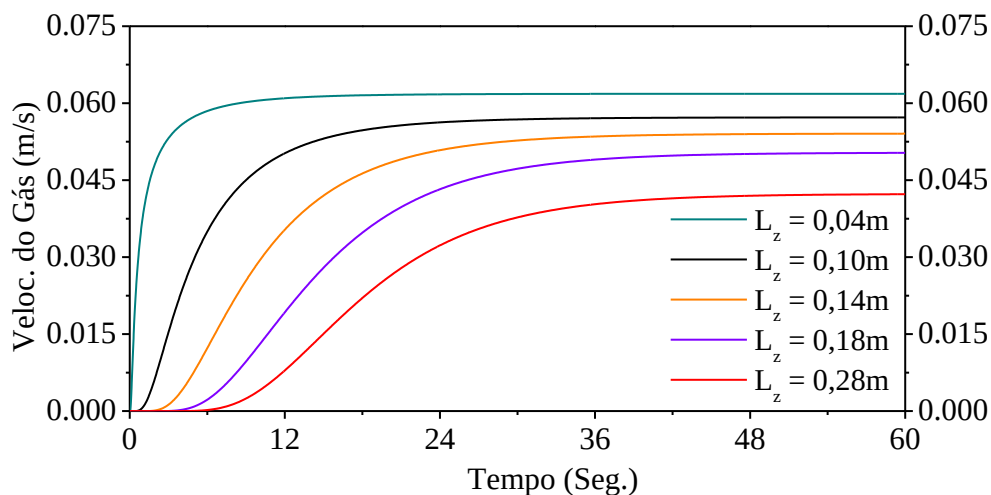


Figura 4.4: Evoluções da velocidade da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixo s

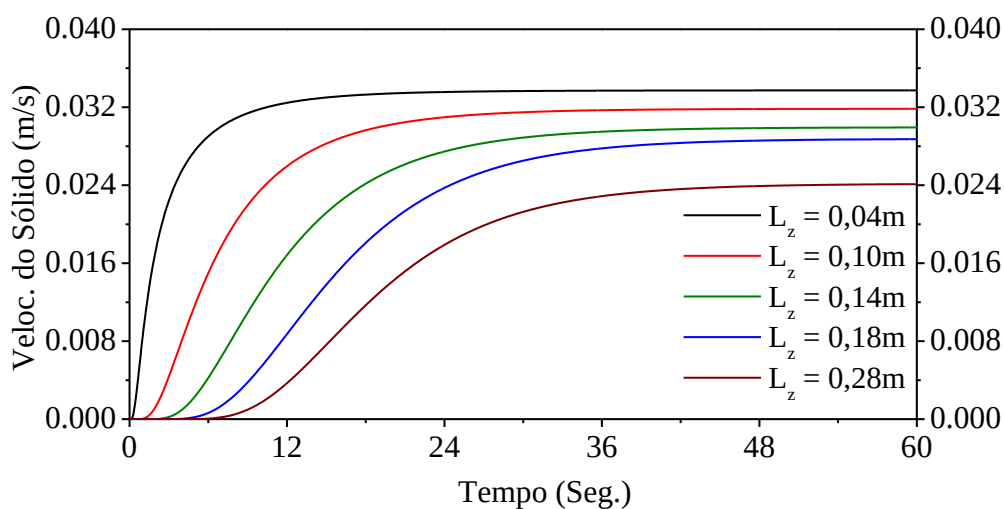


Figura 4.5: Evoluções da velocidade da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em cinco posições do gaseificador de leito fixo s

A Figura (4.6) mostra a variação do campo de pressão ao longo da distância axial do gaseificador de leito fixo com as propriedades físicas constantes. Esta figura descreve uma comparação entre curvas de três perfis para três tempos diferentes, e como pode ser visto o campo de pressão ao longo de z está aumentando com relação ao tempo. Como resultados, o campo de pressão em 45 seg alcança o

nível estável em torno de $z/L = 0,4$, o campo de pressão em 30 seg alcança o nível estável em torno de $z/L = 0,58$, o campo de pressão em 15 seg alcança o nível estável em torno de $z/L = 0,62$, respectivamente.

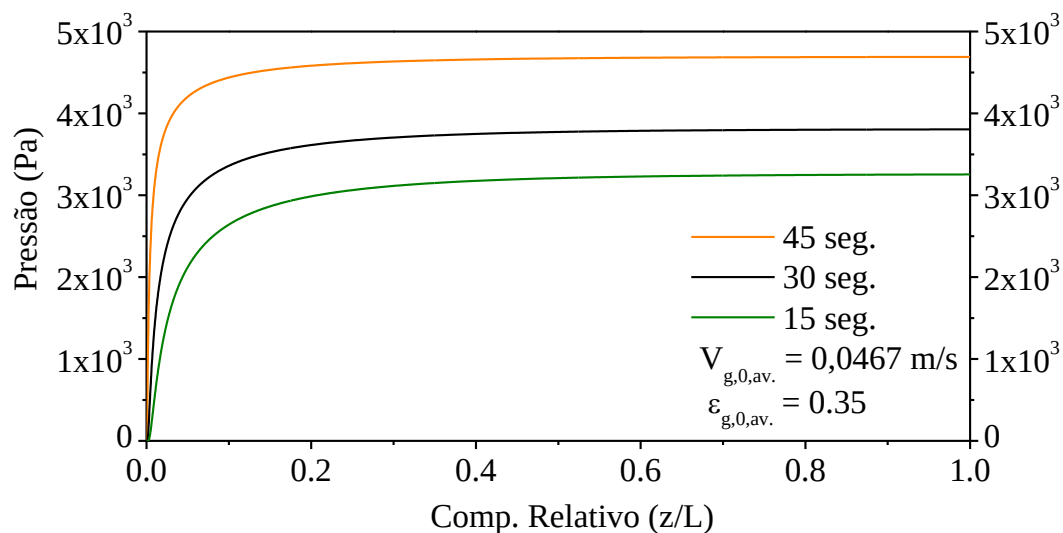


Figura 4.6. Perfis do campo de pressão no gaseificador de leito fixo concorrente versus a coordenada axial do gaseificador de leito fixo em três diferentes tempos

4.1.1 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DA FRAÇÃO VOLUMÉTRICA DA FASE GASOSA E DA FASE SÓLIDA

Um estudo de sensibilidade com aplicação da variação da fração volumétrica de alimentação ($\varepsilon_{g,0}$) da fase gasosa introduzida no gaseificador de leito fixo concorrente tem sido feito para analisar o comportamento de ε_g e ε_s usando diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$ segundo as Figuras (4.7) e (4.8). Nestas figuras, analisou as evoluções das frações volumétricas (ε_g e ε_s) em diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$.

A Figura (4.7) apresenta uma evolução da fração volumétrica da fase gasosa como uma função do tempo em diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$. Nesta evolução, pode ser observado que à medida que $\varepsilon_{g,0}$ decresce a fração volumétrica da fase gasosa aumenta. As três curvas alcançam o estado estacionário em torno de 45 seg. Como resultados, a curva realizada com $\varepsilon_{g,0} = 0,25$ alcançou o máximo em torno de 98%, a curva formada com $\varepsilon_{g,0} = 0,35$ alcançou o máximo em torno de 95%, a curva construída com $\varepsilon_{g,0} = 0,45$ alcançou o máximo em torno de 88%, respectivamente.

A Figura (4.8) apresenta uma evolução da fração volumétrica da fase sólida como uma função do tempo em diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$. Para esta evolução, observa-se que à medida que $\varepsilon_{g,0}$ decresce a fração volumétrica da fase aumenta. Em termos de comparação, as curvas da fração volumétrica da fase sólida é mais lenta do que as curvas da fração volumétrica da fase gasosa. Como resultados, a

curva realizada com $\varepsilon_{g,0} = 0,25$ atingiu o máximo em torno de 88%, a curva formada com $\varepsilon_{g,0} = 0,35$ atingiu o máximo em torno de 83%, a curva construída com $\varepsilon_{g,0} = 0,45$ atingiu o máximo em torno de 78%, respectivamente.

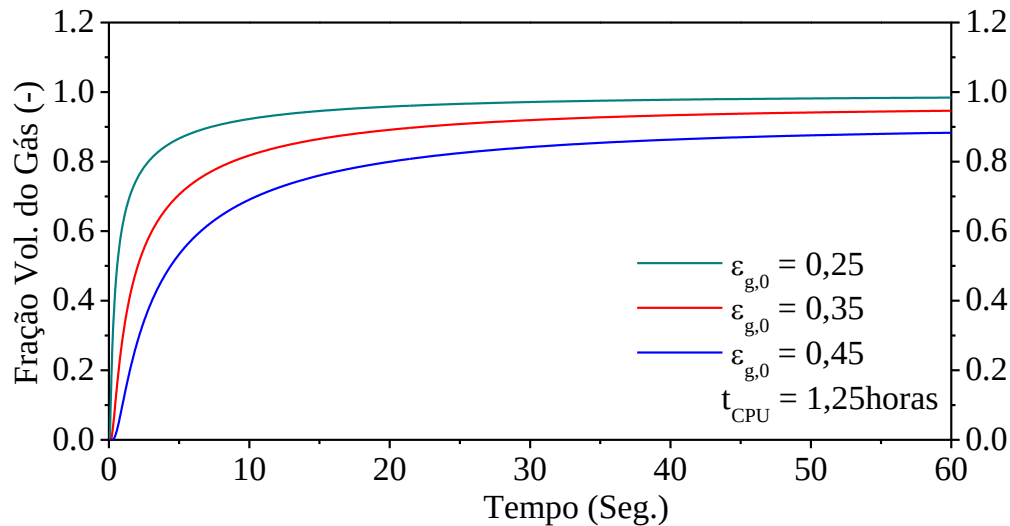


Figura 4.7: Evoluções da fração volumétrica da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$.

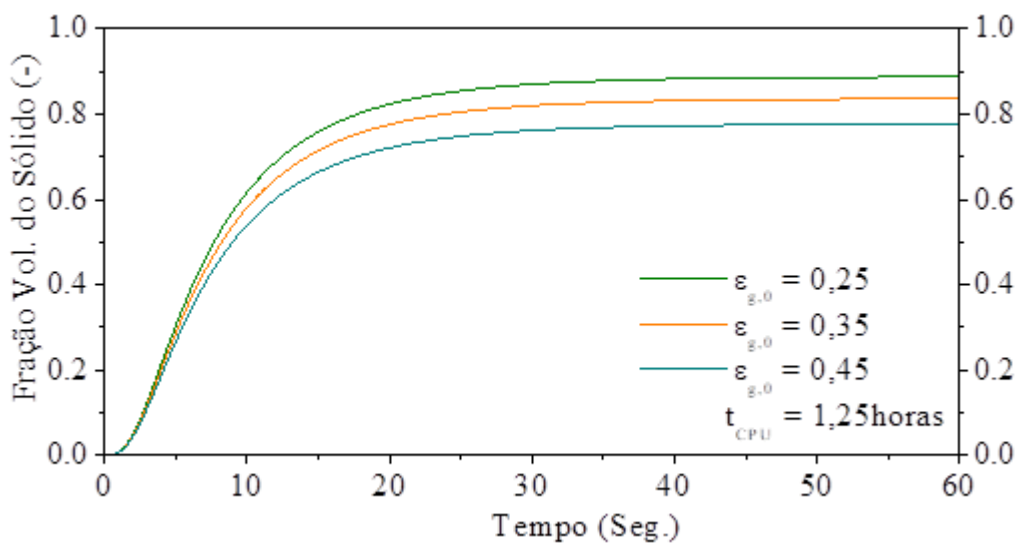


Figura 4.8: Evoluções da fração volumétrica da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$.

4.2.3 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE DAS VELOCIDADES DAS FASES GASOSA E SÓLIDA

Um estudo de sensibilidade com aplicação da variação da velocidade de alimentação ($V_{g,0}$) da fase gasosa introduzida no gaseificador de leito fixo concorrente tem sido feito para analisar o

comportamento de V_g e V_s usando diferentes valores de $V_{g,0}$ segundo as Figuras (4.9) e (4.10). Nestas figuras, analisou as evoluções das velocidades (V_g e V_s) em diferentes valores de $V_{g,0}$.

A Figura (4.9) apresenta uma evolução da velocidade da fase gasosa como uma função do tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$. Nesta figura, pode ser observado que à medida que $V_{g,0}$ cresce a velocidade da fase gasosa aumenta. As três curvas alcançam o estado estacionário em torno de 30 seg. Como resultados, a curva realizada com $V_{g,0} = 0,075$ m/s alcançou o máximo em torno de 9,8%, a curva formada com $V_{g,0} = 0,045$ m/s alcançou o máximo em torno de 9,2%, a curva construída com $V_{g,0} = 0,020$ m/s alcançou o máximo em torno de 7,9%, respectivamente.

A Figura (4.10) mostra uma evolução da velocidade da fase sólida como uma função do tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$. Nesta figura, observa-se que à medida que $V_{g,0}$ cresce a velocidade da fase sólida aumenta. As três curvas alcançam o estado estacionário em torno de 45 seg. Como resultados, a curva realizada com $V_{g,0} = 0,075$ m/s alcançou o máximo em torno de 2,45%, a curva formada com $V_{g,0} = 0,045$ m/s alcançou o máximo em torno de 2,27%, a curva construída com $V_{g,0} = 0,020$ m/s alcançou o máximo em torno de 1,95%, respectivamente.

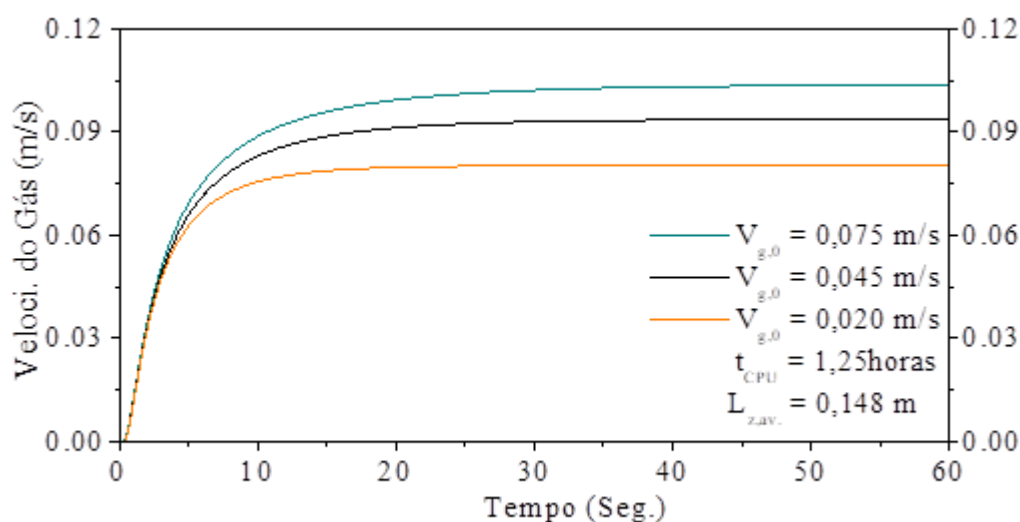


Figura 4.9: Evoluções da velocidade da fase gasosa no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$.

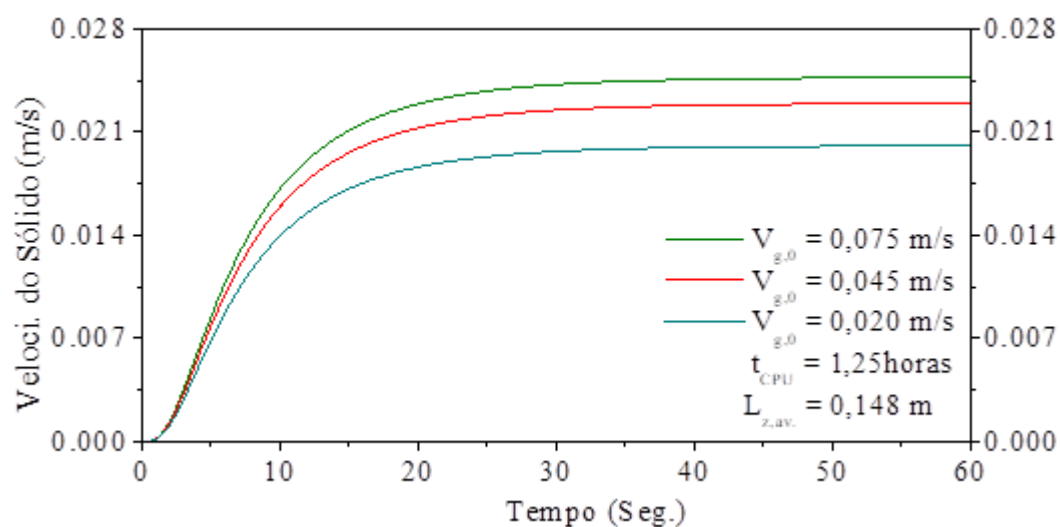


Figura 4.10: Evoluções da velocidade da fase sólida no gaseificador de leito fixo concorrente versus o tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$.

CAPÍTULO 5

5.1. CONCLUSÕES E PERSPECTIVAS

A simulação do modelo matemático desenvolvido para um gaseificador de leito fixo foi apresentada neste trabalho. Nesta pesquisa, recorreu-se à transformada de Laplace e em seguida aplicou-se a metodologia numérica (método das diferenças finitas) no sentido de analisar o processo fluidodinâmico de um gaseificador de leito fixo concorrente, em operação dinâmica, tendo em vista a análise do comportamento das variáveis ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f .

No sentido de obter condições adequadas das variáveis de processo do modelo matemático dinâmico envolvendo os balanços de massa para as fases gasosa e sólida e os balanços de momentos para a fase gasosa e a fase sólida de um gaseificador de leito fixo concorrente, aplicou-se a transformada de Laplace as equações diferenciais parciais (EDPs) para transformar as EDPs em equações diferenciais ordinárias (EDOs). Nas condições adotadas para esta pesquisa, as EDOs foram resolvidas numericamente usando o método das diferenças finitas para prever as variáveis do processo (ε_g , ε_s , V_g , V_s e P_f) em análise.

A elaboração de um simulador computacional para processar e analisar as variáveis em estudo desta pesquisa permitiu as seguintes conclusões:

- A comparação entre ε_g e ε_s permitiu prever a evolução das frações volumétricas da fase gasosa e da sólida em diferentes posições velocidades da fase gasosa e da sólida em diferentes posições com as propriedades físicas constantes com os parâmetros físicos constantes. A fase gasosa alcançar o estado estacionário mais rápido do que a fase sólida devido à fase gasosa ter um tempo de residência menor;
- As velocidades da fase gasosa e da sólida foram analisadas em diferentes posições do gaseificador de leito fixo concorrente com as propriedades físicas constantes. Inicialmente, estas velocidades alcançaram um valor máximo e em seguida atingiram o estado estacionário;
- Os perfis do campo de pressão ao longo da distância axial do gaseificador de leito fixo sofreram variação com o tempo, à medida que aumenta o tempo também aumenta o campo de pressão;
- Um estudo de sensibilidade com aplicação da variação da fração volumétrica de alimentação ($\varepsilon_{g,0}$) da fase gasosa introduzida. Para este estudo, foi feito a evolução da fração volumétrica da fase gasosa e da fração volumétrica da fase sólida como uma função do tempo em três diferentes valores de $\varepsilon_{g,0}$. Nesta evolução, pode ser analisada que à medida que $\varepsilon_{g,0}$ decresce a fração volumétrica da fase gasosa aumenta. As três curvas alcançaram o estado estacionário em torno de 45 seg. Como um resultado, a curva realizada com $\varepsilon_{g,0} = 0,25$ alcançou o valor máximo em torno de 98%. Por outro lado, Em termos de comparação, as curvas da fração volumétrica da fase sólida são mais lentas do que as curvas da fração volumétrica da fase

gasosa. Como um resultados, a curva realizada com $\varphi_{g,0} = 0,25$ atingiu o valor máximo em torno de 88%.

- Um estudo de sensibilidade com aplicação da variação da velocidade de alimentação ($V_{g,0}$) da fase gasosa foi realizada. Neste estudo, foi feito a evolução da velocidade da fase gasosa e da velocidade da fase sólida como uma função do tempo em três diferentes valores de $V_{g,0}$. A velocidade da fase gasosa alcançou o estado estacionário em menor tempo (30seg.), mas alcança o valor máximo em maior velocidade da fase gasosa de entrada. Por outro lado, a velocidade da fase sólida atingiu o estado estacionário em maior tempo (45seg.) em comparação com a velocidade da fase gasosa. Além disso, a velocidade da fase sólida atingiu menor em comparação com a velocidade da fase gasosa usando a mesma velocidade da fase gasosa de entrada.

Uma perspectiva futura para continuação deste trabalho seria uma análise detalhada do gaseificador de leito fixo concorrente considerando os balanços de energia para as fases gasosa e sólida bem como os balanços das espécies químicas envolvendo as reações homogêneas e heterogêneas dos processos de pirólise, gasificação e combustão.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Abdullah M Z, Husam Z, Yin Pong, S L. Analysis of coal flow fluidization test results for various biomass fuels. *Biomass & Bioenergy*; v.24, pp. 494 - 487, 2003.

Araujo, D. S. S. Co-Combustão de Biomassa e Carvão em Leito Fluidizado: Impactes nas emissões atmosféricas de NOx, SO2, CO, Dioxinas e Furanos e Material Particulado. Dissertação de Mestrado, Universidade Nova de Lisboa - Faculdade de Ciências e Tecnologia, 2008.

Arvelakis P, Vourliotis E, Kakaras E, Koukios G. Effect of leaching on the ash behavior of wheat straw and olive residue during fluidized bed combustion. *Biomass & Bioenergy*; v.26, pp. 470 - 459, 2001.

Andrade, R. V. Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental. Universidade Federal de Itajubá, Tese de Doutorado, 2007.

Belgiorno, V., De Feo, G., Della Rocca, C., Napoli, R. M. A. Energy from Gasification of Solid Wastes", *Waste Management*, v. 23, pp. 1-15, 2003.

Cooper J, Hallett W L H. A numerical model for packed-bed combustion of char particles. *Chemical Engineering Science*; v.55: pp.4460 – 4451, 2000.

Copersucar 03, "Economia de vapor em usinas de açúcar; qualidade da palha; enfardamento da palha; recuperação e transporte dos fardos". In: Geração de Energia por Biomassa - Bagaço da Cana-de-açúcar e Resíduos, Informativo do Centro de Tecnologia Copersucar, Projeto BRA/96/G31, Piracicaba, São Paulo, Brasil, (1998).

Darlan Júnior, D. A. A. Modelagem Dinâmica da Região de Gaseificação de um Gaseificador de Leito Fluidizado Borbulhante. Dissertação de Mestrado, pela Escola Politécnica de Pernambuco - Universidade de Pernambuco, 2012.

Blasi C D. Dynamic behaviour of stratified downdraft gasifiers. *Chemical Engineering Science*; v. 55, pp. 2944 - 2931, 2000.

Bryden K M, Ragland K W. Numerical modeling of a deep, fixed bed combustor. *Energy & Fuels*; v.10, pp. 275 - 269, 1996.

Gabra M, Pettersson E, Backman R, Kjellstrom B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue-Part I: gasification of bagasse. *Biomass & Bioenergy*; v.21, pp. 369 – 351, 2001a.

Gabra M, Pettersson E, Backman R, Kjellstrom B. Evaluation of cyclone gasifier performance for gasification of sugar cane residue-Part II: gasification of cane trash. *Biomass & Bioenergy*; v.21, pp. 380 – 371, 2001b.

Gabra M, Nordin A, Ohman M, Kjellstrom B. Alkali retention/separation during bagasse gasification: a comparison between a fluidized bed and a cyclone gasifier. *Biomass & Bioenergy*; v.21, pp. 476 – 461, 2001c.

Levenspiel O. Modeling in chemical engineering. *Chemical Engineering Science*; v.57, pp. 4696 – 4691, 2002.

Kersten, S.R.A.; Prins, W.; van der Drift, B.; Van Swaaij, W.P.M., "Principles of a novel multistage circulating fluidized bed reactor for biomass gasification", Chem. Eng. Sci. v.58, pp.725–731, 2003.

Krause, G. G., Avaliação da Tecnologia de Sistemas Integrados Gaseificação -Ciclo Combinado para Geração Termelétrica no Brasil. Dissertação de Mestrado., COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, RJ, Brasil, 1990.

Kruse, M.; Schoenfelder, H.; Werther, J., "A two-dimensional model for gas mixing in the upper dilute zone of a circulating fluidized bed", Can. J. Chem. Eng., v. 73. pp. 620-634, (1995).

Kunii, D.; Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", second ed., Butterworth- Heinemann, Boston, (1991).

Larson, E. D., "Technology for electricity and fuels from biomass", Revisit Energy Environmet, v. 18, pp. 567-630, 1993.

Liang Y, Jing L, Xiangping Z, Suojang Z. Numerical simulation of the bubbling fluidized bed coal gasification by the kinetic theory of granular flow (KTGF). Fuel; v. 86, pp. 734 – 722, 2007.

Liu H., Cattolica R. J., Seiser R. Operating parameter effects on the solids circulation rate in the CFD simulation of a dual fluidized-bed gasification system. Chemical Engineering Science; v. 169, pp. 235–245, 2017.

Lora, E. S.; Happ, J. F.; Cortez, L. A. B., 1997, "Caracterização e Disponibilidade da Biomassa". In: Universidade do Amazonas, AM, Tecnologias de Conversão Energética da Biomassa, 1ed., capítulo I, Manaus, Amazonas, Brasil, 1997.

Mendoza, M. A. G. Projeto e Avaliação Computacional do Desempenho de um Gaseificador de Leito Fluidizado Circulante para Obtenção de Gás de Síntese a partir de Bagaço de Cana de Açúcar. Dissertação de Mestrado, Universidade Federal de Itajubá, 2009.

Morin M., Pécate S., Hémati M. Kinetic study of biomass char combustion in a low temperature fluidized bed reactor. Chemical Engineering Journal; v. 331, pp. 265 - 277, 2018.

Mordis G J, Reddell D L. The Laplace transform finite difference method for simulation of flow through porous media. Water Resources Research; v.27, pp. 1884 - 1873, 1991.

Moutinho Junior D A, Silva J D. Dynamic analysis of the thermal and mass effects of the fluidized bed gasifier gasification region. 21st Brazilian Congress of Mechanical Engineering, Natal RN Brazil: October 24-28; 2011, p.1-8.

Nemtsov D A, Zabaniotou A. Mathematical modelling and simulation approaches of agricultural residues air gasification in a bubbling fluidized bed reactor. Chemical Engineering Journal; v. 143, pp. 31 - 10, 2008.

Nordin, A.; Eriksson L.; Oehman, M., "NO reduction in a fluidized bed combustor with primary measures and selective non-catalytic reduction-a screening study using statistical experimental designs", Fuel, v. 74, pp. 128-135, 1995.

Oliveira, C. C. e Silva, J. D., Dynamic Modelling of the Gasification Region of a Bubbling Fluidized Bed Gasifier, Chemical Engineering Transactions, v. 29, pp. 1-6, (2012).

Silva, J. D., Numerical Modelling of the Fluidynamics in a Bubbling Fluidized Bed Biomass Gasifier. Journal of Petroleum and Gas Engineering, 3, 35-40. (2012). <http://dx.doi.org/10.5897/JPGE11.020>

Stark A. K., Altantzis C., Bates R. B., Ghoniem A. F. Towards an advanced reactor network modeling framework for fluidized bed biomass gasification: Incorporating information from detailed CFD simulations, Chemical Engineering Journal; v. 303, pp. 409 - 424, 2016.

Sit, S. P. and Grace, R., "Effect of bubble interaction on interphase mass transfer in gas fluidized beds", Chem. Eng. Sci, v. 36, pp. 327-335, 1981.

Srinivasan J, Angirasa D. Numerical study of double-diffusive free convection from a vertical surface. Int. J. Heat and Mass Transfer; v.31, pp. 2038 - 2033, 1988.

Srinivasan, R.A.; Siramulu, S.; Kulasekaran, S.; Agarwal, P.K., Mathematical modeling of fluidized bed combustion-2 combustion of gases, Fuel, v.77, pp.1033-1049, 1998.

Sokolov, K.Y.; Tumanovskiy, A.G.; Gutnik, M.N.; Sudarev, A.V.; Zakharov, Y.I., Winogradov, E.D., "Mathematical modeling of an annular gas turbine", ASME J. Eng. Gas Turbine Power, v.117, pp. 94-112, (1995).

Syamlal, M.; Rogers, W.; O'brien, T. J., MFIx Documentation: Theory Guide, U. S. Department of Energy, Morgantown, West Virginia, 1993.

Yang, Y B, Phan A N, Ryu C, Sharifi V, Swithenbank J. Mathematical modelling of slow pyrolysis of segregated solid wastes in a packed-bed pyrolyser. Fuel; v.86, pp. 180 - 169, 2007.

Yang Y B, Lim C N, Goodfellow J, Sharifi V N, Swithenbank J. A diffusion model for particle mixing in a packed bed of burning solids. Fuel; v.84, pp. 225 - 213, 2005.

Yang W, Ponzio A, Lucas C, Blasiak W. Performance analysis of a fixed-bed biomass gasifier using high-temperature air. Fuel Processing Technology; v.87, pp. 245 - 235, 2006.

Jornandes Dias da Silva
Lemuel Renan Lopes Ferreira



conhecimentolivre.org/home



contato@conhecimentolivre.org



[editoraconhecimentolivre](https://www.instagram.com/editoraconhecimentolivre)

MODELAGEM NUMÉRICA PARA UM GASEIFICADOR DE LEITO FIXO CONCORRENTE COM APLICAÇÃO DA TRANSFORMADA DE LAPLACE: UMA ANÁLISE FLUIDODINÂMICA



EDITORA CONHECIMENTO LIVRE