



ANDRES FELIPE BERNAL BERNAL

Estudos em Geração Termelétrica Avançada a Partir de Bagaço de Cana Utilizando Gaseificadores de Leito Fluidizado Borbulhante

72/2014

**CAMPINAS
2014**



**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA**

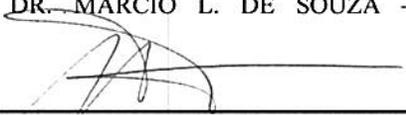
ANDRES FELIPE BERNAL BERNAL

Estudos em Geração Termelétrica Avançada a Partir de Bagaço de Cana Utilizando Gaseificadores de Leito Fluidizado Borbulhante

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas como parte dos requisitos exigidos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica, na Área de concentração de Térmica e fluidos.

Orientador: Prof. Dr. Marcio Luiz de Souza-Santos

ESTE EXEMPLAR CORRESPONDE À VERSÃO FINAL DA DISSERTAÇÃO DEFENDIDA PELO ALUNO ANDRES FELIPE BERNAL E ORIENTADO PELO PROF. DR. MARCIO L. DE SOUZA - SANTOS.



ASSINATURA DO ORIENTADOR

**CAMPINAS
2014**

Ficha catalográfica
Universidade Estadual de Campinas
Biblioteca da Área de Engenharia e Arquitetura
Rose Meire da Silva - CRB 8/5974

B456e Bernal Bernal, Andres Felipe, 1985-
Estudos em geração termelétrica avançada a partir de bagaço de cana utilizando gaseificadores de leito fluidizado borbulhante / Andres Felipe Bernal Bernal. – Campinas, SP : [s.n.], 2014.

Orientador: Marcio Luiz de Souza-Santos.
Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Mecânica.

1. Biomassa. 2. Gaseificação. I. Souza-Santos, Marcio Luiz de, 1949-. II. Universidade Estadual de Campinas. Faculdade de Engenharia Mecânica. III. Título.

Informações para Biblioteca Digital

Título em outro idioma: Studies in advanced thermoelectric generation from sugarcane bagasse using bubbling fluidized bed gasifiers

Palavras-chave em inglês:

Biomass

Gasification

Área de concentração: Térmica e Fluidos

Titulação: Mestre em Engenharia Mecânica

Banca examinadora:

Marcio Luiz de Souza-Santos [Orientador]

Waldyr Luiz Ribeiro Gallo

Silvio de Oliveira Junior

Data de defesa: 31-07-2014

Programa de Pós-Graduação: Engenharia Mecânica

**UNIVERSIDADE ESTADUAL DE CAMPINAS
FACULDADE DE ENGENHARIA MECÂNICA
COMISSÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA
DEPARTAMENTO DE ENERGIA**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO ACADEMICO

**Estudos em Geração Termelétrica Avançada a
Partir de Bagaço de Cana Utilizando
Gaseificadores de Leito Fluidizado Borbulhante**

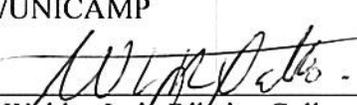
Autor: Andres Felipe Bernal Bernal.

Orientador: Marcio Luiz de Souza-Santos.

A Banca Examinadora composta pelos membros abaixo aprovou esta Dissertação:



Prof. Dr. Marcio Luiz de Souza-Santos, Presidente.
DE/FEM/UNICAMP



Prof. Dr. Waldyr Luiz Ribeiro Gallo
DE/FEM/UNICAMP



Prof. Dr. Silvio de Oliveira Junior
POLI/USP/SP

Campinas, 31 de Julho de 2014.

Dedico este trabalho aos meus pais, Julia Bernal e Carlos Alberto Bernal, e a minha namorada, Nurya Olarte Barona, pois seu apoio na distancia foi fundamental para alcançar cada um dos objetivos estabelecidos em cada uma das etapas desta experiência. Este trabalho é resultado da constância, paciência e determinação, além de outros valores inculcados pela minha família para minha formação como Pessoa e Profissional.

Agradecimentos

A conclusão deste curso de Mestrado não seria possível sem o apoio de algumas pessoas e/ou instituições as quais apresento aqui formalmente meus agradecimentos:

Aos meus pais Julia Bernal e Carlos Alberto Bernal por me apoiarem nesta experiência e me brindar sua ajuda nos momentos difíceis. Sempre estarei orgulhoso de vocês, Obrigado.

A minha família por sua especial atenção e incentivo, além de manter-me presente em todos os momentos.

À minha namorada Nurya Olarte Barona pela sua compreensão, especial apoio e paciência, pois não pude estar presente em diversos momentos importantes da sua vida pessoal e profissional.

Ao professor Dr. Marcio Luiz de Souza-Santos pela oportunidade brindada e pela sua valiosa orientação em cada uma das etapas deste curso de mestrado. Agradeço sua dedicação, profissionalismo, disponibilidade e principalmente por ter acreditado na minha determinação como engenheiro apesar das dificuldades.

A todos os meus colegas do curso de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas. Principalmente, agradeço aos meus amigos Fabio Santiago, André Sato e Edgar Andrés Patiño, bem como ao professor Wilson Beninca, pois sempre mostraram disponibilidade, paciência e empenho quando precisei dos seus conceitos profissionais.

Aos professores do curso de Pós-graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Estadual de Campinas que fizeram parte deste processo.

À CAPES pelo financiamento da bolsa de mestrado.

*Há uma força motriz mais poderosa do que o vapor,
a eletricidade e a energia atômica.
A vontade.*

Albert Einstein.

Resumo

Novos desenvolvimentos da estratégia no conceito *Fuel- Slurry Integrated Gasifier / Gas Turbine* (FSIG / GT) para geração de potência termoelétrica aplicada ao caso de Bagaço de Cana de Açúcar (*Sugar Cane Bagasse - SCB*) são apresentados. O processo FSIG / GT permite a alimentação de combustível para uma unidade de potência baseada na gaseificação utilizando bombas de lama disponíveis no mercado, evitando, assim, os típicos sistemas de silos sequenciais, também conhecidos como sistemas de alimentação em cascata. Adicionalmente, dispensa a necessidade de oxigênio puro, algumas vezes misturado com hidrocarbonetos, para promover a ignição das partículas na suspensão injetada. A suspensão de combustível é preparada com uma alta concentração de sólido na lama e bombeada para um secador, do qual as partículas sólidas são injetadas ao gaseificador. Como ambos os equipamentos operam sob pressões semelhantes, válvulas rotativas simples e parafusos de Arquimedes podem efetuar da alimentação nesta segunda etapa. O gás é submetido a uma operação de limpeza de partículas bem como a uma redução da concentração de compostos alcalinos dentro dos limites aceitáveis para injeções em turbinas a gás convencionais. A atual fase do desenvolvimento para tal processo inclui o fluxo mássico de gás injetado e o diâmetro como variáveis de otimização do secador e gaseificador de leito fluidizado. Estas melhorias permitem uma eficiência global de geração de potência que traspasa o alcançado por outras estratégias, tais como os ciclos Rankine baseados em turbinas convencionais de alta pressão de vapor, processos BIG / GT, ou ciclos combinados usando caldeiras de câmara pressurizada.

Palavras-chave: FSIG / GT; biomassa; gaseificação; geração de potência; Bagaço de Cana; CeSFaMB.

Abstract

Further developments of the strategy of the Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) concept for thermoelectric power generation applied to the case of Sugar Cane Bagasse (SCB) are presented. The FSIG/GT process allows fuel feeding to a power unit based on gasification using commercially available slurry pumps, thus avoiding the usual sequential lock-hoppers, also known as cascade feeding systems. It also dispenses with the need of pure oxygen, sometimes combined with hydrocarbons, to promote ignition of particles in the injected slurry. The fuel slurry is prepared to high dry-solid content and pumped into a dryer, from which the solid particles are fed into the gasifier. Since both equipment operate under similar pressures, simple rotary valves and Archimedes' screws might carry the secondary feeding. The gas is cleaned to bring the particle content and size as well alkaline concentration within the acceptable limits for injections into standard gas turbines. The present phase of development for such process includes the fluidized bed dryer and gasifier mass flow inlet gas and diameter as variables for optimizations. That allowed improvements on the overall power generation efficiency that surpasses the achieved by other strategies such as conventional Rankine based high-pressure steam turbines, BIG/GT process, or combined cycles using pressurized-chamber boilers.

Keywords: FSIG/GT; biomass; gasification; power generation; Sugar Cane Bagasse; CeSFaMB

Lista de ilustrações

1.1	Diagrama de fluxo de blocos de uma usina IG/CC com sistema de remoção de compostos alcalinos por condensação.	3
1.2	Esquema do sistema de silos pressurizados e estanques funcionando em sequência	17
1.3	Sistema simplificado de geração de potência operando no princípio de FSIG/GT (B – Bomba, G – Gaseificador, GV – Gerador de vapor, S – Secador, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor).	20
2.1	Sistema simplificado de geração de potência operando com caldeira de leito fluidizado borbulhante pressurizada alimentado por lama de bagaço de cana.	23
2.2	Ciclo combinado com alimentação de lama de bagaço de cana.	25
2.3	Ciclo combinado (B – Bomba, C – Compressor, D – Divisor, M – Misturador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor, V – Válvula).	26
2.4	Configuração inicial do ciclo (B – Bomba, C – Compressor, D – Divisor, M – Misturador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor).	27
2.5	Configuração A da proposta FSIG-GT (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor).	28
2.6	Configuração B da proposta FSIG-GT (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor).	29
2.7	Configuração C da proposta FSIG-GT (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor).	30
3.1	Esquema simplificado do modelo base para o simulador CeSFaMB©.	39
4.1	Dimensões do secador.	45
4.2	Esquema simplificado do distribuidor para injeção de gás para secagem.	48
4.3	Seção longitudinal das paredes do leito e <i>freeboard</i> do secador.	49
4.4	Dimensões do gaseificador.	54
4.5	Esquema simplificado do distribuidor para injeção de vapor e ar no gaseificador.	56
4.6	Seção longitudinal das paredes do leito e <i>freeboard</i> do gaseificador.	57
4.7	Configuração do ciclo termodinâmico (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor).	62
4.8	Configuração do ciclo a gás (BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás).	64
4.9	Geometria do ciclone.	65
4.10	Configuração do ciclo a vapor (B – Bomba, CD – Condensador, T – Trocador de calor, TV – Turbina a vapor).	68

4.11	Configuração do ciclo a vapor com extração parcial (B – Bomba, CD – Condensador, D – Divisor, M – Misturador, T – Trocador de calor, TV – Turbina a vapor).	70
6.1	Eficiência Exergética de um gaseificador de diâmetro 3,5m para diferentes combinações de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor	82
6.2	Eficiência Exergética de um gaseificador de diâmetro 4,0m para diferentes combinações de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor	82
6.3	Eficiência Exergética de um gaseificador de diâmetro 4,5m para diferentes combinações de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor	83
6.4	Gaseificador de diâmetro 3,5m. Eficiência Exergética para avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor	85
6.5	Gaseificador de diâmetro 4,0m. Eficiência Exergética para avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor	85
6.6	Gaseificador de diâmetro 4,5m. Eficiência Exergética para avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor	86
6.7	Gaseificador de diâmetro 3,5m. Eficiência Exergética para as relações ar/ vapor injetadas através do distribuidor	87
6.8	Gaseificador de diâmetro 4,0m. Eficiência Exergética para as relações ar/ vapor injetadas através do distribuidor	88
6.9	Gaseificador de diâmetro 4,5m. Eficiência Exergética para as relações ar/ vapor injetadas através do distribuidor	88
6.10	Gaseificadores com melhores rendimentos segundo o diâmetro interno e a faixa de combinação de vazões de ar e de vapor injetados através do distribuidor	90
6.11	Gaseificador. Perfis de temperaturas do leito T(K)	94
6.12	Gaseificador. Perfis de temperaturas (K) do leito com abscissas em escala logarítmica	94
6.13	Gaseificador. Perfis de temperaturas no freeboard	95
6.14	Perfis de concentração de CO, CO ₂ e O ₂ em leito e freeboard	96
6.15	Perfis de concentração de CO, CO ₂ e O ₂ em leito e freeboard – Abscissa em escala logarítmica	97
6.16	Perfis de concentração de H ₂ O, H ₂ e CH ₄ em leito e freeboard	97
6.17	Perfis de concentração de H ₂ O, H ₂ e CH ₄ em leito e freeboard – Escalas logarítmicas	98
6.18	Concentração de alcatrão/ Oil (entre outros gases) em leito e freeboard	98
6.19	Comportamento da Razão exergética definida pela Equação (5.2) e capacidade de secagem do equipamento conforme a minimização da vazão mássica de gás injetada através do distribuidor	100
6.20	Secador. Perfis de temperaturas do leito T(K)	103
6.21	Secador. Perfis de temperaturas no freeboard	104
6.22	Perfis de concentração de H ₂ O, H ₂ e CH ₄ em leito e freeboard	104
6.23	Volume de controle do processo. (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)	109
6.24	Volumes de controle dos processos separados. (B–Bomba, BL–Bomba para lama, C- Compressor, CB–Combustor, CS–Combustível seco, CD–Condensador, D–Divisor, G– Gaseificador, S–Secador, T–Trocador de calor, TG–Turbina a gás, TV–Turbina a vapor)	111

Lista de Tabelas

1.1. Registro de algumas usinas sucroalcooleiras com planta termelétrica para geração de potência no Brasil	2
1.2. Registro de plantas IG/CC comerciais	13
1.3. Dispositivos típicos de alimentação usados na indústria da biomassa	18
5.1. Vazões de Ar e de Vapor injetadas através do distribuidor no Gaseificador de diâmetro=3,5m.	75
5.2. Vazões de Ar e de Vapor injetadas através do distribuidor no Gaseificador de diâmetro=4,0m.	76
5.3. Vazões de Ar e de Vapor injetadas através do distribuidor no Gaseificador de diâmetro=4,5m.	76
5.4. Vazões de gás injetado através do distribuidor no secador.	78
6.1. Gaseificadores com melhor eficiência exergética – Resultado das simulações no CeSFaMB©	89
6.2. Resumo dos parâmetros principais de operação do gaseificador selecionado	92
6.3. Frações mássicas dos componentes no gás que deixa o gaseificador	99
6.4. Parâmetros de operação do secador selecionado	102
6.5. Frações mássicas dos componentes no gás que deixa o secador	105
6.6. Correntes, variáveis e faixas de iteração adotadas para simulação do ciclo termodinâmico	108
.	
6.7. Resumo das propriedades das correntes do ciclo termodinâmico	109
6.8. Trabalho e potência gerada pelos equipamentos da usina	111
6.9. Resumo dos dados do processo a Gás e ciclos a vapor	112
6.10. Frações mássicas dos componentes no gás combustível. (Correntes 22 e 3)	113
6.11. Frações mássicas do ar atmosférico injetado ao combustor. (Corrente 1)	113
6.12. Frações mássicas do gás produto da combustão. (Correntes 4, 5 e 6)	113

Lista de Abreviaturas e siglas

Letras Latinas

B - bomba

C - compressor

D - divisor

h - entalpia

[kJ/kg ou MJ/kg]

K - condutividade térmica

[W/m K]

M - vazão mássica

[kg/s]

P - potência

[MW]

S – secador

T - trocador de calor

V - velocidade, válvula

[m/s]

Letras Gregas

η Rendimento

[%]

Subscritos

1ºleiusi – primeira lei da usina

b - bomba

c - compressor

exe - exergía

lusi - líquida da usina

mf - mínima fluidização

s - superficial

seca - base seca

v – vapor

Abreviações

a.a – aumento anual

BIG / GT – *Biomass Integrated Gasification / Gas Turbine*

BIG / CC – *Integrated Gasification / Combined Cycles*

CIG/GT – *Carbon Integrated Gasification / Gas Turbine*

CeSFaMB - *Comprehensive Simulator of Fluidized and Moving Bed Equipment*

FSIG / GT – *Fuel Slurry Integrated Gasifier / Gas turbine*

HRSG – *Heat Recovery Steam Generator*

IG / CC – *Integrated Gasification / Combined Cycle*

IG / GT – *Integrated Gasification / Gas turbine*

IPES - *Industrial Process and Equipment Simulator*

PCI - Poder Calorífico Inferior [MJ/kg]

PCS - Poder Calorífico Superior [MJ/kg]

TDH - *Transport Disengaging Height* [m]

TG - Turbina Gás

TV - Turbina Vapor

VC - Volume de Controle

Siglas

DETF - Departamento de Engenharia Térmica e Fluidos

SUMARIO

1 INTRODUÇÃO	1
1.1 Marco global dos processos BIG / GT como ciclos combinados	3
1.1.1 Descrição tecnológica do processo IG/CC	3
1.1.2 Antecedentes do processo CIG/CC e aparição dos processos BIG/CC	12
1.2. O processo FSIG/GT como alternativa na geração termelétrica	15
1.3 Objetivo	19
1.4 Estrutura do trabalho	21
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	23
2.1 Mudanças no processo de conversão de lama de bagaco de cana	24
2.2 Aparição e configurações propostas no conceito de Fuel Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT).	28
3 MODELAGEM E SIMULAÇÃO	32
3.1 Modelagem dos leitos fluidizados para gaseificação e secagem via CeSFaMB©	32
3.2 Modelagem do ciclo termodinâmico para geração de potência via IPES.	42
4 PARÂMETROS DO PROJETO	44
4.1 Secador	44
4.1.1 Geometria do secador	45
4.1.2 Distribuidor do secador	48
4.1.3 Isolamento do secador	49
4.1.4 Propriedades físicas e químicas da lama de Bagaço de cana	50
4.1.5 Alimentação da lama ao Secador	52
4.2 Gaseificador	53
4.2.1 Geometria do gaseificador	53
4.2.2 Distribuidor do gaseificador	56
4.2.3 Isolamento do gaseificador	57
4.2.4 Propriedades físicas e químicas do bagaço de cana	58

4.2.5 Alimentação do combustível ao gaseificador	59
4.3 Bombas, compressores e turbinas	60
4.4 Trocadores de calor	60
4.5 Configuração do processo termodinâmico	61
4.5.1 Configuração e parâmetros do processo a Gás	64
4.5.2 Configurações e parâmetros do processo a vapor	67
4.5.3 Configuração e parâmetros do processo a vapor com extração	69
5 METODOLOGIA	71
5.1 Análise do gaseificador	72
5.1.1 Diâmetro hidráulico do gaseificador	74
5.1.2 Vazão de vapor e de ar injetado distribuidor	75
5.2 Análise do secador	76
5.2.1 Vazão de gás injetado no distribuidor	77
5.3 Otimização do processo de geração de potência	78
6 RESULTADOS E DISCUSSÕES	80
6.1 Análise do gaseificador	80
6.1.1 Diâmetro hidráulico do gaseificador	81
6.1.2 Vazões de ar e vapor de água no distribuidor	84
6.1.3 Resumo da análise do gaseificador	89
6.1.4 Parâmetros do gaseificador	91
6.2 Análise do secador	99
6.2.1 Vazão mássica de gás no distribuidor	99
6.2.2 Resumo da análise do secador	101
6.2.3 Parâmetros do secador	102
6.3 Otimização do processo de geração de potência	105
6.3.1 Rendimento global da usina	106
6.3.2 Rendimentos dos processos a gás e dos ciclos a vapor	110
6.4 Discussões complementares	113
7 CONCLUSÕES	115
7.1 Sugestões para próximos trabalhos	116

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	117
APÊNDICE A – CÁLCULO DA EXERGIA BAGAÇO DE CANA DE AÇUCAR	125

1 INTRODUÇÃO

O potencial da biomassa como fonte de energia renovável é amplamente reconhecido. Isto é particularmente verdadeiro para os países com clima tropical associado com grandes áreas disponíveis para cultivos, como o Brasil, onde já existe uma tradição no uso de bagaço de cana de açúcar na geração de potência termelétrica. Além disso, estão sendo utilizados resíduos de cultivos como fonte suplementar para a geração de energia elétrica. Segundo o (MME, 2011), prevê-se um aumento nas demandas de energia do setor industrial de 4,4% anual até 2020, enquanto a necessidade total de aumento anual na oferta de energia projetada para o país é de 6,4% entre 2010 e 2020.

Estudos divulgados pelo (MME, 2007) indicam que a capacidade total de geração de energia elétrica no Brasil em 2006, estava em torno de 96 GW, dos quais aproximadamente 21 GW (6,7 GW no Estado de São Paulo) são gerados pelo setor térmico, baseado no aproveitamento da biomassa, gás, petróleo e carvão mineral como recursos energéticos. Especificamente, para o caso das usinas sucroalcooleiras, no mesmo ano representavam uma capacidade instalada de 2,6 GW (1,6 GW no Estado de São Paulo).

Em comparação aos dados acima indicados, para o ano de 2012 a capacidade instalada para geração de energia elétrica no Brasil estava em cerca de 121 GW, onde aproximadamente 33 GW (12,5 GW no estado de São Paulo) são representados pelo setor térmico, dos quais 8 GW (4,2 GW no Estado de São Paulo) concernem às usinas sucroalcooleiras.

Adicionalmente, é válido salientar os recentes dados publicados pela (ANEEL, 2014) que indicam a capacidade nacional total para geração de energia elétrica em 128 GW, dos quais é estimada a produção de 38,7 GW pelo setor térmico e 9,3 GW derivados da indústria sucroalcooleira. Portanto, segundo a informação referenciada, é possível deduzir que da capacidade total instalada para geração de energia elétrica a nível nacional, o potencial energético fornecido pela indústria sucroalcooleira passou de 2,7 % em 2006 até alcançar 7,3% no ano em curso de 2014. Esta potência derivada do setor de açúcar e álcool está distribuída em

378 usinas registradas oficialmente no banco de informações da ANEEL. As de maior e menor capacidade estão listadas na Tabela 1.1 a seguir:

Tabela 1.1: Registro de algumas usinas sucroalcooleiras com planta termelétrica para geração de potência no Brasil.

Fonte: (Agencia Nacional de Energia Elétrica, Banco de Informações de Geração, Abril 14, 2014)

Usina	Potência (MW)	Proprietário	Município
Plantas com maior capacidade instalada			
Barra Bioenergia	136,00	100% para Raízen Energia S.A	Barra Bonita - SP
Santa Luzia I	130,00	32.5% para Agro energia Santa Luzia S.A 67.5% para OER Nova Alvorada Energia S.A	Nova Alvorada do Sul - MS
Caçú I	130,00	33% para Rio Claro Agroindustrial S.A. 67% para OER Caçu Energia S.A	Caçu - GO
Usina Bonfim	111,00	100% para Raízen Energia S.A	Guariba - SP
Conquista do Pontal	110,00	37% para Usina Conquista do Pontal S.A 63% para OER Mirante Energia S.A.	Mirante do Paranapanema - SP
Colombo Ariranha	105,50	100% para Usina Colombo S/A Açúcar e Álcool	Ariranha - SP
Angélica	96,00	100% para Adecoagro Vale do Ivinhema S.A	Angélica - MS
Chapadão Agroenergia	92,00	100% para Revati Geradora de Energia Elétrica Ltda	Brejo Alegre - SP
Plantas com menor capacidade instalada			
Rosa S.A. Indústria e Comércio de Produtos Agrícolas	1,28	100% para Rosa S.A. Indústria e Comércio de Produtos Agrícolas	Boituva - SP
Floraplac	1,25	100% para Floraplac Industrial Ltda.	Paragominas - PA
Santa Hermínia	1,20	100% para Usina Santa Hermínia S/A	Ibirarema - SP
Agroalcohol	1,20	100% para Destilaria Agroalcohol Ltda.	Monte Aprazível - SP
Santo Antônio	1,16	100% para Usina Santo Antônio S/A Açúcar e Álcool	Piracicaba - SP
Bellão & Schiavon	0,65	100% para Destilaria Bellão & Schiavon Ltda.	Santa Cruz das Palmeiras - SP
Córrego Azul	0,52	100% para Destilaria Córrego Azul Ltda	Promissão - SP
Cerba	0,36	100% para Cerba Destilaria de Álcool Ltda	Piracicaba - SP
Santa Clara	0,30	100% para Destilaria Santa Clara Ltda	Jaboticabal - SP

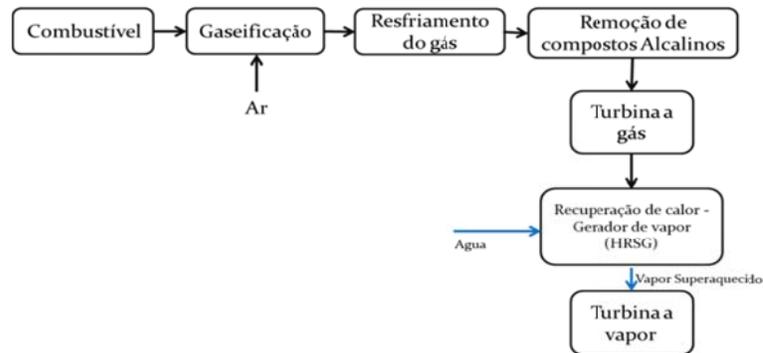
Atualmente, vários trabalhos indicam a viabilidade e mesmo a necessidade ambiental do desenvolvimento da biomassa como fonte de energia por meio de vários processos térmicos. Maioria deles se concentram na alternativa BIG-GT (Biomass Integrated Gasification - Gas Turbine) que segundo pesquisas recentes na otimização de tecnologias de cogeração promete ser capaz de produzir eletricidade a um custo competitivo.

1.1 Marco global dos processos BIG / GT como ciclos combinados

A seguir é apresentada uma breve retrospectiva do desenvolvimento dos processos combinados de geração de potência termelétrica a partir da gaseificação de produtos carbonáceos. O objetivo desses é a utilização do gás combustível gerado dentro do conceito de IG/CC (*Integrated Gasification / Combined Cycle*) ou também conhecido como IG/GT (*Integrated Gasification / Gas turbine*). Cabe notar que o processo FSIG/GT (*Fuel Slurry Integrated Gasifier/ Gas Turbine*) -- estudado no presente trabalho -- é uma variação do IG/GT.

1.1.1 Descrição tecnológica do processo IG/CC

A tecnologia de IG/CC (*Integrated Gasification / Combined Cycle*) é um processo de geração de potência que associa a produção de gás combustível a partir da gaseificação de combustíveis sólidos ou líquidos com oxigênio ou ar, para queima e expansão em turbina ou turbinas a gás, com um ou mais ciclos *Rankine*. Neste processo os gases de escape a alta temperatura da turbina de gás passam para um gerador de vapor de recuperação de calor (HRSG – *Heat Recovery Steam Generator*), onde se produz vapor que aciona uma turbina de um ciclo Rankine. Um diagrama de fluxo de blocos de um sistema IG/CC é mostrado na Figura 1.1.



Fonte: (HOLT,ALPERT, *Encyclopedia of Physical Science and Technology*,2001)

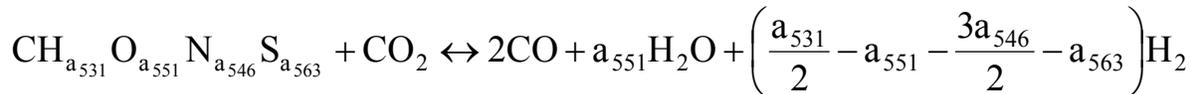
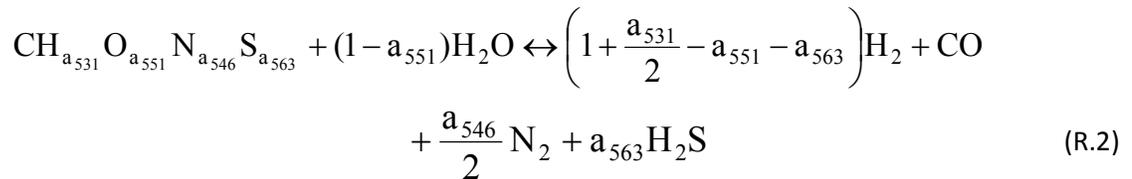
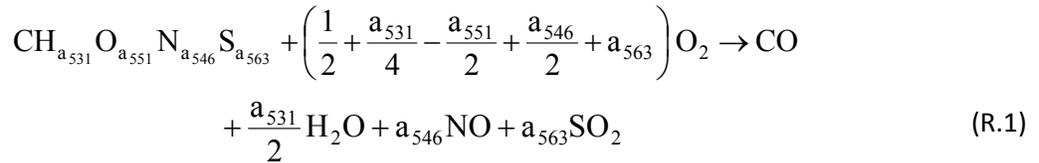
Figura 1.1 Diagrama de fluxo de blocos de uma usina IG/CC com sistema de remoção de compostos alcalinos por condensação

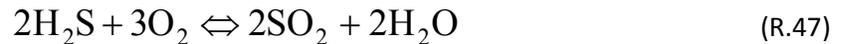
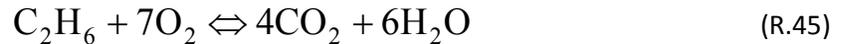
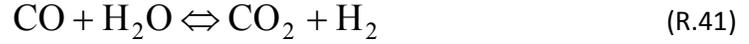
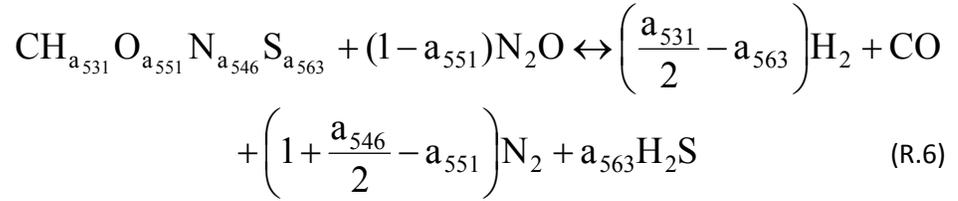
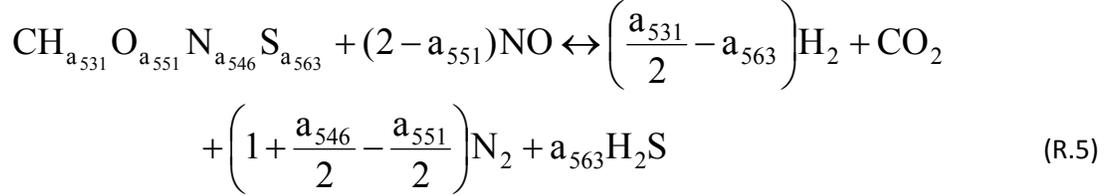
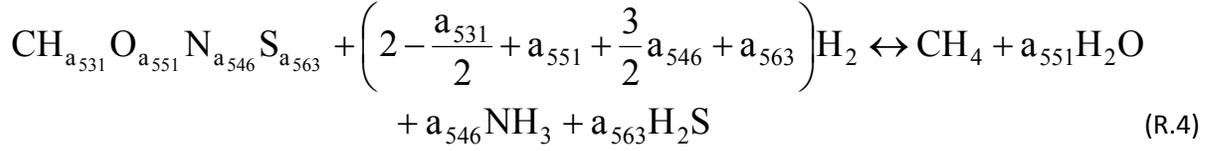
Como acima mostrado, a tecnologia IG/CC apresenta algumas características relevantes, entre as quais:

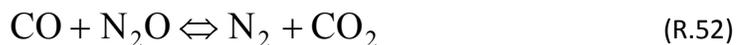
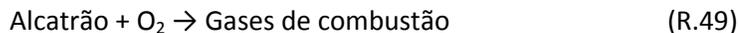
- Gaseificação de combustíveis

Os processos convencionais de conversão termoquímica de combustíveis sólidos, principalmente o carvão, são fontes significativas de emissão de contaminantes do ar como material particulado, dióxido de carbono, óxidos de enxofre e nitrogênio. Portanto, as tecnologias que possam diminuir tais emissões por unidade de potência gerada são de especial relevância, particularmente em países cujo setor energético é baseado no carvão mineral. Tecnologias como a gaseificação têm níveis de emissão significativamente mais baixos do que as tecnologias de combustão direta. (HOWANIEC; SMOLINSKI, 2013)

Como definido na literatura (de SOUZA-SANTOS, 2010), o processo de gaseificação é a transformação completa ou parcial dos componentes dos combustíveis sólidos em gases mediante tratamentos térmicos ou reações químicas, ou uma combinação de ambos. Entre as reações mais importantes de tal processo estão as de redução de componentes tais como CO₂, H₂O, SO₂, NO (ou outros óxidos) obtendo como produtos CO, H₂, H₂S e NH₃ (ou mesmo HCN), aptos para liberar energia por combustão. Especificamente da gaseificação de biomassa podem-se salientar as seguintes reações principais:







O modelo adotado no presente trabalho considera um número aproximado de 90 reações químicas que podem ser levadas a cabo em vários tipos de reatores, tais como de leito movente e fluidizado. Outras reações que descrevem o processo de gaseificação de biomassa podem ser consultadas na literatura especializada. (de SOUZA-SANTOS, 2010).

A geração de potência a partir de combustíveis sólidos via gaseificação têm sido desenvolvida para pequenas plantas com gaseificadores de leito moventes e projetos de larga escala pressurizados para carvão (HOLT; ALPERT, 2011). No caso da biomassa, ainda estão em desenvolvimento sistemas de leito fluidizado tanto atmosféricos como pressurizados. (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012 a, b) (BENINCA, 2012).

- **Produtos contaminantes no gás combustível**

Tanto o carvão como a biomassa contém uma ampla gama de elementos que podem reagir para formar depósitos potencialmente prejudiciais às pás de turbinas a gás. As correntes gasosas que deixam os gaseificadores incluem compostos contaminantes, que devem ser removidos dessa para garantir uma vida útil adequada dos componentes das turbinas, além de níveis aceitáveis de emissões nocivas ao ambiente. A seguir se apresentam os mais importantes:

— Material particulado

A maior parte do material particulado é constituída por compostos inorgânicos contendo compostos alcalinos (Na, K, Ca), óxidos de silício (SiO_2) e óxidos de metais como ferro, alumínio e magnésio, entre outros constituintes em menores concentrações provenientes do carbono fóssil sólido.

Problemas comuns são incrustações, corrosão e erosão nos componentes do sistema de geração, principalmente nas pás das turbinas.

— Alcatrão

Os alcatrões são misturas de moléculas orgânicas e inorgânicas de massa molecular relativamente altas liberadas da matriz sólida na forma de gases e líquidos. Os alcatrões podem ser classificados em primários, secundários e terciários, segundo as condições do processo de formação. (RABOU, L. M.; ZUART, J., et al, 2009) (MAYERHOFER, M.; FENDT, S., et al, 2014)

Problemas comuns são as incrustações e bloqueios tanto nas tubulações dos equipamentos como no sistema em geral.

— Sulfúreos

Segundo estudos anteriores as concentrações de compostos sulfúreos são consideravelmente menores nos gases provenientes de gaseificações de biomassas (entre $0,1 \text{ g/kg}_{\text{Gás}}$ e $0,5 \text{ g/kg}_{\text{Gás}}$) que nos derivados do carvão ($50 \text{ g/kg}_{\text{Gás}}$) (STEVENS, D., 2001). Estes contaminantes aparecem principalmente como sulfeto de hidrogênio (H_2S) com menores quantidades de sulfeto de carbono (COS). Tais componentes atuam como agentes corrosivos ou catalisadores de processos corrosivos nas superfícies metálicas dos componentes dos equipamentos, principalmente nas turbinas. (LOVELL, R. J. et al., 1981).

— Compostos de nitrogênio

Devido às características físicas e composição do combustível, além de condições particulares do processo, contaminantes de nitrogênio contidos nos gases derivados de gaseificações aparecem principalmente em forma de amônia (NH_3) com pequenas quantidades de cianeto de hidrogênio (HCN). (ESPINAL, J. F. et al., 2007)

Altas quantidades de amônia no gás combustível levam a níveis de concentração excessivos em NO_2 , NO e N_2O nos gases de escape da turbina. Esses são responsáveis da formação de chuva ácida, detrimetos à camada de ozono e fenômenos de efeito estufa na atmosfera. (HANSSON, et al., 2007)

— Compostos alcalinos

As concentrações de alcalinos em biomassas podem variar substancialmente, porém são muito maiores do que em carvões minerais (GLAZER, M. P., et al., 2005). Os alcalinos nos produtos de gaseificação são principalmente derivados de potássio (K) e em menor medida sódio (Na). Os compostos transportados pela corrente gasosas estão presentes principalmente na forma de cloretos (KCl , NaCl), hidróxidos (KOH , NaOH) e sulfatos (K_2SO_4 , Na_2SO_4), que podem causar incrustações e corrosão nas pás de turbinas.

— Compostos de cloro

As quantidades de ácido clorídrico (HCl) e de compostos clorados no gás produzido são geralmente pequenas em comparação aos compostos de enxofre e nitrogênio. No entanto, a remoção destes contaminantes é muito importante em uma planta de geração de potência, pois são responsáveis da corrosão das pás de turbinas e de incrustações nos componentes metálicos do sistema. (DOU, B. L., et al., 2007)

- Requerimentos de turbina

Em todos os sistemas IG/CC, as turbinas a gás estão submetidas a corrosões e erosões que ocorrem a altas temperaturas. Tais processos limitam a vida útil das pás das turbinas e outros componentes metálicos por meio de processos de desgaste e fadiga dos materiais. Portanto, antes de injeções em turbinas, a corrente gasosa deve ser submetida a procedimentos de limpeza para retirar ou diminuir drasticamente as concentrações de elementos contaminantes.

Uma lista de vários estudos realizados especificamente nesta matéria pode ser encontrada na literatura (de SOUZA-SANTOS, 2010). Estes definem faixas de valores toleráveis para o tamanho e concentração das partículas presentes no gás de admissão das turbinas:

- Entre os limites máximos de concentração de partículas podem-se encontrar valores entre 2 a 200 mg/m³, dependendo do tamanho de partícula máximo adotado. (COHN, A., 1985.). Por exemplo, em (WOOLCOCK, et al., 2013) são indicadas como toleráveis dimensões máximas de partículas em aproximadamente 5 µm e concentrações máximas de partículas no gás em torno de 30 mg/m³;
- Segundo Scandrett e Clift (SCANDRETT; CLIFT, 1984) bem como Horner (HORNER, 1985), o limite de concentração de compostos alcalinos está cerca de 200 ppb, enquanto outros estudos propõem valores máximos de 20 ppb (SPACIL; LUTHURA, 1982) (WOOLCOCK, et al., 2013);
- Woolcock (WOOLCOCK, et al., 2013) define limite máximo de concentração de partículas de 20 ppb para compostos sulfúreos, 50 ppb para compostos de nitrogênio e 1 ppb para compostos de cloro;
- Obviamente componentes de alcatrão, especialmente os de cadeias orgânicas de massa molecular relativamente altas, não devem estar presentes, ou ao menos presentes em concentrações desprezíveis. Certamente, nenhuma quantidade ou

concentração mensurável ou significativa de componentes de alcatrões sobrevive aos tratamentos que reduzem particulados, alcalinos e outros compostos acima descritos. Tais tratamentos são descritos a seguir.

- Sistemas e métodos de limpeza de correntes provenientes de gaseificações.

Várias técnicas têm sido desenvolvidas para garantir os requisitos acima citados nas correntes gasosas que deixam os gaseificadores. Tais tecnologias são classificadas de acordo com a temperatura de saída do gás do dispositivo de limpeza: quente ($T > 300\text{ }^{\circ}\text{C}$), frio ($T < \sim 100\text{ }^{\circ}\text{C}$) e intermediárias. As tecnologias de limpeza à quente são baseadas em sistemas de resfriamento e reaquecimento do fluxo de gás. Estes incluem dispositivos tradicionais de remoção de partículas, assim como métodos especiais para a remoção de alcatrão e cloro. A seguir são abordados os equipamentos de limpeza dos gases quentes que estão dentro do escopo do presente trabalho:

— Material particulado

As principais técnicas para limpeza de partículas de correntes de gás quente são baseadas em um ou mais princípios físicos: separação inercial, filtração e interação eletrostática.

Os dispositivos de separação inercial operam utilizando princípios de diferenças de massa e de aceleração para separação de sólidos mais pesados a partir de gases leves. O ciclone é o mais importante, no qual o fluxo de gás entra em um vórtice duplo que separa as partículas dos gases por efeitos de inercia (HOFFMANN; STEIN, 2008). Na seção 4.5.1 são apresentados os parâmetros específicos do ciclone selecionado para o ciclo proposto.

Nos dispositivos de filtração, o fluxo de gás passa através de um sólido poroso que coleta o material por interceptação direta para um tamanho determinado de partícula. Uma descrição mais detalhada neste assunto é descrita na literatura (SEVILLE, 1997).

Nos dispositivos por separação eletrostática, um campo elétrico atua sobre as partículas de baixa granulometria ($< 30\mu\text{m}$) removendo-as do fluxo de gás. Mais detalhes ao respeito podem se consultar na literatura disponível (LLOYD, 1988).

— Alcatrão

As tecnologias de remoção de alcatrão podem ser classificadas segundo o método de aplicação:

a) Métodos primários (tratamentos dentro do gaseificador); O gaseificador é otimizado para produzir um gás combustível com uma concentração mínima de alcatrão através de:

- Seleção adequada de parâmetros operacionais, tais como temperatura, pressão, tipo ou qualidade dos agentes de gaseificação, razão de equivalência ou relação de oxigênio (O_2 no ar injetado/ O_2 faltante para combustão completa), tempo de residência, etc.;
- Uso de aditivos ou catalizadores no leito, tais como dolomita, coque, compostos de Ni, entre outros;
- Projeto do gaseificador, tais como tecnologia adequada, ponto ou região de injeção do combustível sólido, injeções secundárias de ar, estágios adicionais no processo de gaseificação e sistemas de reciclagem do gás e material particulado;

b) Métodos secundários (limpeza após o gaseificador); Tratamentos químicos ou físicos para o gás produzido:

- Rompimento de ligações químicas mediante métodos térmicos ou catalíticos;
- Absorção química;
- Dispositivos tais como ciclones, filtros ou purificadores.

Na literatura disponível podem-se encontrar mais detalhes sobre cada uma destas metodologias acima mencionadas. (DEVI; et al., 2002, de SOUZA-SANTOS, 2010)

— Sulfúreos, compostos de nitrogênio e de cloro

Absorção ou reações químicas como, por exemplo, por óxidos de cálcio ou magnésio que se combinam com o dióxido de enxofre (SO_2) para formar sulfatos estáveis. Existem também processos baseados na adição de catalizadores que produzem o rompimento da cadeia do dióxido de enxofre, sulfeto de hidrogênio (H_2S) e da amônia (NH_3) que podem ser consultados em detalhe na literatura referenciada. (OHTSUKA; et al., 2009). O ácido clorídrico (HCL) é comumente removido mediante processos de absorção (DOU, B. L., et al., 2007).

— Compostos alcalinos

Para temperaturas elevadas do gás combustível a remoção de compostos alcalinos é efetuada mediante processos de absorção em aditivos sólidos. Como alternativa existem processos que levam a temperatura da corrente gasosa a valores inferiores aos dos pontos de orvalho dos compostos alcalinos. Para um processo eficaz de limpeza é necessário resfriar os gases até uma temperatura entre 770 K e 920 K. No presente estudo é definido um valor mínimo de 800K. (de SOUZA-SANTOS, 2010) (WOOLCOCK, et al., 2013). Este método é o adotado para o ciclo termodinâmico proposto no presente trabalho.

1.1.2 Antecedentes do processo CIG/CC e aparição dos processos BIG/CC

Segundo informação registrada em (HOLT; ALPERT, 2003) o pioneiro dos processos IG/CC, em particular CIG/CC (*Coal Integrated Gasification/Combined Cycle*), foi a “*Cool Water*” com uma planta de geração de 100 MW de potência, operada na Califórnia durante 1984-1989 e que demonstrou suas características essenciais com baixas emissões e controle estável do processo de gaseificação em um ciclo combinado para produção de energia elétrica.

Plantas adicionais consumindo carvão e de tamanho comercial foram construídas na década de 1990 nos Estados Unidos e na Europa. A crescente preocupação com emissões de

poluente a partir de unidades de potência termelétrica, incluindo os seus efeitos potenciais sobre o clima global, bem como possibilidades de aumento de eficiência, proporcionaram muitas oportunidades de mercado para essa tecnologia.

Tabela 1.2: Registro de plantas IG/CC comerciais
 Fonte: (*Encyclopedia of Physical Science and Technology-Third Edition, 2003*)

Owner	Location	Gasification technology	(MW _e) Output	Startup year	Feed
Demkolec BV	Buggenum, Netherlands	Shell (coal)	250	1994	Coal
Global Energy/Public Service of Indiana (PSI)	Indiana	E-GAS™ (formerly Destec)	260	1995	Coal and petroleum coke
Tampa Electric Co.	Florida	Texaco	250	1996	Coal and petroleum coke
ELCOGAS SA	Puertollano, Spain	Prenflo	300	1998	Coal and petroleum coke
Sierra Pacific	Nevada	KRW	100		Coal
SUV/EGT	Vresova, Czech Republic	Lurgi dry Ash	400	1996	Lignite
SVZ	Schwarze Pumpe, Germany	Lurgi dry Ash, GSP, BGL, MPG	60	1996	Lignite, wastes, and RDF
Global Energy	Kentucky	BGL	500	2004	Coal, RDF
Shell	Pernis, Netherlands	Shell (oil)	127	1997	Visbreaker bottoms
ISAB/Mission Energy	Sicily, Italy	Texaco	512	1999	Deasphalter bottoms
Sarlux SARAS/Enron	Sardinia, Italy	Texaco	545	2000	Visbreaker residue
API/ABB/Texaco	Falconara, Italy	Texaco	280	2000	Visbreaker residue
Repsol/Iberdrola	Bilbao, Spain	Texaco	800	2004	Vacuum residue
Total/EdF/Texaco	Gonfreville, France	Texaco	400	2004	Residual oils
Motiva	Delaware	Texaco	240	2000	Petroleum coke
TECO PS/Texaco	Louisiana	Texaco	650	2005	Petroleum coke
Esso Singapore	Singapore	Texaco	180	2001	Steam cracker tar
NPRC	Japan	Texaco	343	2004	Residual oils

Embora conforme a Tabela 1.2, o carvão e os resíduos do petróleo sejam ainda os combustíveis mais utilizados em plantas comerciais com tecnologia de gaseificação para sistemas combinados de geração de potência, o uso convencional de biomassas têm se tornado cada vez mais importante. Isto se deve principalmente às preocupações climáticas globais sobre o uso continuado de combustíveis fósseis. Devido à natureza da biomassa, a economia e logísticas da sua escolha e fornecimento de combustível, tais projetos são geralmente considerados na faixa de 10 a 60 MW de geração de potência, em contraste com níveis entre 250 a 330 MW (ou maiores) nas plantas CIG/CC.

Segundo informação registrada em (HOLT; ALPERT, 2003) o primeiro processo BIG/CC (*Biomass Integrated Gasification / Combined Cycles*) (também conhecido como BIG/GT – Biomass Integrated Gasification/Gas Turbine) foi desenvolvido em Varnamo - Suécia de 6 MWe

(9 MWth), onde se realizou um programa de testes entre 1993 e 1999. Este acumulou ao redor de 9000 horas de operação no gaseificador e 4000 horas de experiência operacional do BIG/CC. O projeto utilizou um gaseificador de leito fluidizado pressurizado fornecido pela empresa “*Foster Wheeler*” e uma turbina a gás do tipo “*Typhoon*” produzido pela empresa “*Alstom*”. O gaseificador funcionou a uma pressão de 20 bar e partículas foram retiradas do gás por filtragem antes da injeção na turbina a gás. Os testes foram realizados com palha, salgueiro, casca, serragem e combustível derivado de resíduos com gaseificação satisfatória, porquanto apesar de obter um gás combustível de baixo poder calorífico inferior (4 a 6 MJ/m³_N) a combustão apresentada foi estável e com níveis aceitáveis de emissões do ponto de vista ambiental, além de ter sido a primeira planta no mundo que conseguiu operar inteiramente integrada a um sistema de geração com eficiência de 32%. (STAHL; et al., 1998) (LUNDQVIST, 1993).

Outro projeto BIG/CC reconhecido na Europa foi o projetado pela empresa “*Thermie Energy Farm*” perto de Pisa, na Itália. Esta planta com potência líquida de 12 MWe, inclui um gaseificador atmosférico de leito fluidizado circulante produzido pela empresa “*Lurgi Energy*”, integrado com uma turbina a gás de 10,9 MWe e um sistema HRSG (*Heat Recovery and Steam Generation*) para fornecer vapor a uma turbina de 5 MW. A eficiência térmica da planta obtida ficou em 31,7 %. (DE LANGE; et al., 1998).

Entre as fontes de biomassa, o bagaço de cana de açúcar parece ser a mais interessante para a geração de energia, pois para a indústria sucroalcooleira se tem como prioridade a instalação de sistemas geradores maiores e mais eficientes capazes de consumir todo bagaço de cana produzido pela indústria, gerando um excedente de produção elétrica. Para essa tarefa, os processos BIG/CC têm sido amplamente descrito como uma excelente opção (ODGEN JM; WILLIAMS RH, 1990).

1.2 O processo FSIG/GT como alternativa na geração termelétrica

Segundo indicado anteriormente, alguns estudos e plantas piloto foram feitos tendo em vista melhorar a eficiência de geração de potência baseados na tecnologia BIG/CC, principalmente no caso do aproveitamento do bagaço de cana de açúcar como o combustível renovável.

Por outro lado, vários obstáculos são impostos quando gaseificação pressurizada deve ser aplicada aos combustíveis fibrosos, como o bagaço de cana de açúcar. Deve-se notar que esses possuem a tendência de entrelaçamento entre fibras de partículas vizinhas (efeito vassoura).

Embora a alimentação de biomassa tenha se desenvolvido e vários novos sistemas tenham sido patenteados, a maioria dos alimentadores de combustíveis fibrosos são incapazes de garantir alimentação confiável, eficiente e econômica, especialmente no caso de operação em leitos pressurizados. É importante que a injeção de combustível sólido no reator se faça sem interrupções, pois caso contrário os processos de conversão da biomassa sofrerão descontinuidade de operações além de custosas paradas no processo de geração.

Os principais fatores que levam a problemas no processo de alimentação estão as propriedades físicas e químicas do bagaço, condições de operação e parâmetros de projeto do equipamento selecionado. Com base em pesquisas especificamente desenvolvidas no assunto (DAI J.; GRACE J. R., 2012), pode-se apresentar a seguinte síntese dos principais métodos de alimentação existentes, mesmo como os problemas característicos na sua operação:

- Sistemas de silos mantidos sob atmosfera inerte

Tais sistemas são compostos por um ou vários silos. O fluxo de sólidos se dá por gravidade, mas muitas vezes meios mecânicos, como agitadores são empregados. Por outro lado, tais operações podem dar lugar aos seguintes problemas:

- Abaulamento ou *Bridging*: o material forma um arco ou ponte apenas acima da seção de saída do silo que bloqueia o escoamento do material;
- Buraco de rato ou *Rathole*: Formação de um canal de descarga central no material sólido que evita o esvaziamento completo de materiais altamente coesivos do silo;
- Segregação: Devido a vibrações alongadas e irregulares ocorrem estratificações do material segundo tamanho ou densidades de partículas diferentes. Isto também dificulta ou interrompe a descarga do material;
- Esvaziamento incompleto: Uma parte do material permanece ao longo das paredes na seção convergente do silo devido à aderência entre as superfícies da parede e as partículas finas de biomassa. Tais efeitos são causados seja por maior umidade do material particulado ou por cargas eletrostáticas entre superfícies e partículas.

Como se sabe, é impossível alimentar um sólido particulado a um vaso pressurizado em uma única etapa, pois a compressão das partículas leva a compactações tais que o material adensa até o ponto de bloquear o movimento seja da rosca alimentadora ou dos pistões. Assim, o processo de alimentação ao reator é feito por etapas em um sistema de silos pressurizados e estanques e funcionando em sequência. Ver Figura 1.2. Desde a pressão ambiente, cada silo recebe a biomassa a uma pressão. Após pressurização adequada, a biomassa é descarregada por ação da gravidade para o silo inferior que se encontra a pressão ligeiramente acima da reinante no silo superior. Uma válvula rotativa de bloqueio garante o diferencial de pressão e evita fluxos reversos entre silos consecutivos. Assim, a pressão é aumentada ao longo da sequência de silos até atingir a condição de injeção no reator. Mesmo sem evitar os problemas mencionados acima, tal método de alimentação exige elaborados sistemas de silos mantidos sob atmosfera inerte, usualmente de nitrogênio. Isto implica em altos custos de operação e manutenção, assim como dificuldades na operação contínua dos silos.

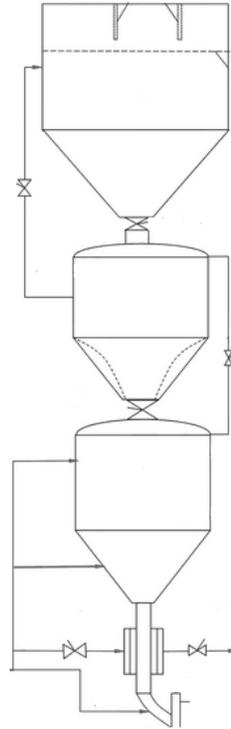


Figura 1.2 Esquema do sistema de silos pressurizados e estanques funcionando em sequência

- Dispositivos típicos de alimentação usados na indústria da biomassa

Além do sistema acima exposto é possível mencionar outros dispositivos mais tradicionais e comerciais de alimentação de combustível sólido em reatores pressurizados, porém com limitações e desvantagens no seu funcionamento que fazem sua escolha inadequada para usinas de alta exigência operacional. Na Tabela 1.3 é apresentada uma menção destes dispositivos, assim como das suas principais características e problemas associados.

Tabela 1.3: Dispositivos típicos de alimentação usados na indústria da biomassa.

Fonte: (DAI, J.; CUI, H.; GRACE, J. R., 2012)

Tipo de dispositivo	Faixa de pressão	Principais requerimentos do combustível	Principais Vantagens	Principais problemas
Parafuso helicoidal	<1,5MPa	Tamanho: menor do que a saída (tipicamente <1/5) ou 2/3 do espaçamento mínimo, geralmente <50 mm; Umidade: <60%.	Alimentação volumétrica; adequado para coesão e adesão, especialmente para multi-parafusos; disposição flexível; baixo consumo de energia e de baixo custo.	Furos em parafusos, eixos e superfícies de revestimento; bloqueio; falha do selo de pressão; desgaste mecânico; partículas de atrito; curta distância (geralmente <6 m); tolerâncias pequenas de fabricação;
Válvula rotatória	<1,5MPa	Tamanho: dependendo da configuração da válvula e dimensão; Umidade: <60%.	Deslocamento positivo; apropriado para combustíveis coesivos e adesivos; baixo consumo de energia e de baixo custo.	Furos em superfícies de revestimento; desgaste mecânico; partículas de atrito; falha do selo de pressão; tolerâncias pequenas de fabricação; erros de instalação.
Pistão	<15MPa	Tamanho: grande variedade; Umidade: ampla gama	Deslocamento positivo; apropriado para combustíveis coesivos e adesivos.	Vazamento de gás; alimentação intermitente; desgaste mecânico; alto consumo de energia; tolerâncias pequenas de fabricação; erros de instalação
Bomba	<35MPa	<i>Slurry</i>	Pode alimentar combustíveis para reservatório de alta pressão.	Desgaste mecânico; vazamento; corrosão.

Como se pode apreciar, existem múltiplas alternativas para levar a cabo o ingresso do combustível sólido particulado em leitos pressurizados, porém nenhuma supera as vantagens funcionais que oferece a escolha da bomba como dispositivo de alimentação do particulado na forma de lama. (DE SOUZA SANTOS; CERIBELLI, 2013) (DE SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014). Esta consiste em misturar o combustível particulado com água para formar uma lama (“*Slurry*” em inglês) que posteriormente é injetada por bombas apropriadas a um sistema de secador combinado com gaseificador, simplificando assim o processo de alimentação. Tais equipamentos fazem parte de um processo de geração de potência chamado Fuel Slurry Integrated Gasifier / Gas Turbine (FSIG/GT), objeto de estudo neste trabalho.

Por outro lado, a alimentação de combustível é pouco viável em processos de gaseificação dado que quase a totalidade da energia obtida pela combustão parcial da biomassa seria utilizada para vaporizar sua umidade original bem como a água adicionada para constituir a lama. Desse modo, as eficiências do processo de gaseificação com alimentação direta da lama seriam muito baixas. Isto foi mostrado por simulações preliminares ao presente trabalho.

Portanto, não é coincidência que este processo tem sido adotado apenas para combustíveis com poder calorífico relativamente alto (MICCIO et al., 1989) bem como requerendo a utilização seja de oxigênio puro e pré-aquecido ou ar altamente pré-aquecido e misturado com hidrocarbonetos para permitir a ignição do combustível na lama (BREAUT, 2010).

O FSIG/GT (*Fuel Slurry Integrated Gasifier/ Gas Turbine*) é adotado para estudo neste trabalho como uma proposta que evita os problemas acima mencionados. Este consiste em secar o combustível bombeado como lama em leito fluidizado pressurizado e posteriormente alimentar o combustível seco ao gaseificador de leito fluidizado por meio de válvulas rotativas simples e “Parafusos de Arquimedes”. Tal alimentação simples é possível, pois o secador opera a pressões ligeiramente acima da pressão média do gaseificador. A partir da gaseificação do combustível seco, o ciclo pode ser abordado no conceito de BIG/CC. Em algumas situações, uma extração parcial do vapor da turbina e injeção no gaseificador pode levar a aumentos nas eficiências da gaseificação. Detalhes do processo FSIG/GT são descritos à frente.

1.3 Objetivo

O presente trabalho tem como objetivo básico dar continuidade aos estudos já realizados para montar um quadro mais completo de alternativas de geração de potência termelétrica utilizando o processo FSIG/GT quando aplicado ao caso de bagaço de cana (DE SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

A Figura 1.2 mostra o esquema básico do processo a ser analisado. Nesse, a corrente gasosa que deixa o gaseificador é dirigida para o ciclo *Brayton* e, a partir da recuperação do potencial exergético nos gases de exaustão da turbina a gás é operado um ciclo *Rankine*.

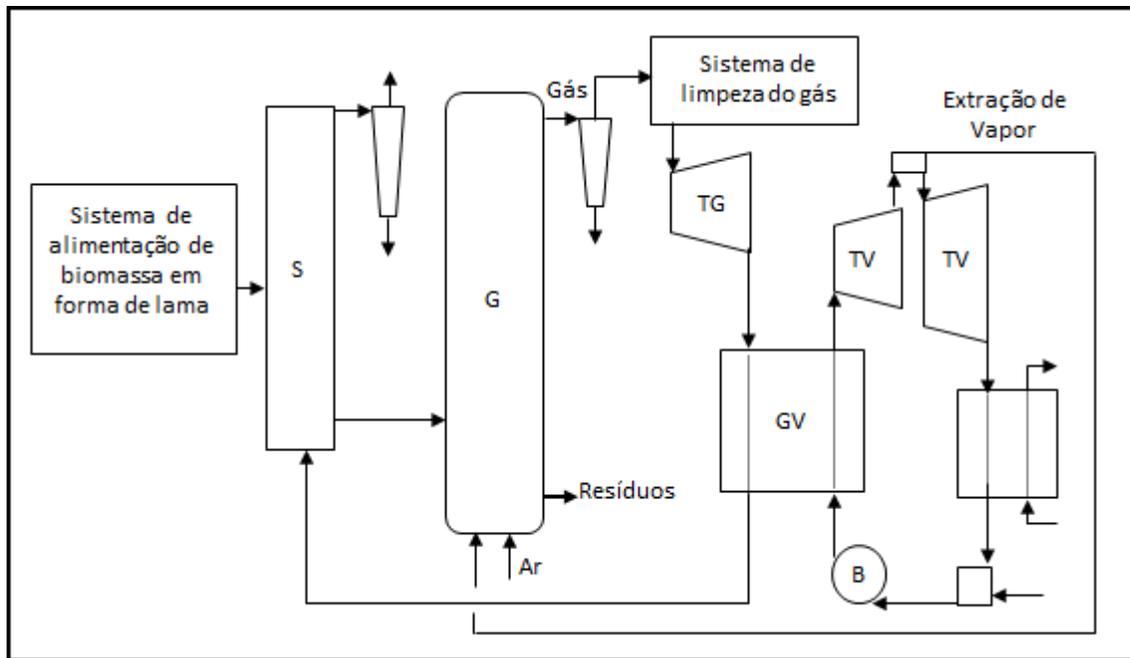


Figura 1.3 Sistema simplificado de geração de potência operando no princípio de FSIG/GT. (B – Bomba, G – Gaseificador, GV – Gerador de vapor, S – Secador, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

Em pesquisas desenvolvidas para a aplicação deste processo ao caso de lixo urbano (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) e ao de bagaço de cana (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014) como fontes de energia, as seguintes condições são adotadas:

- 1) Bagaço de cana que deixa a moenda com 50% de umidade original é alimentado a uma taxa de 36 kg/s para o interior do secador na forma da lama com concentração de 40% em sólido seco. A lama é formada por combustível sólido particulado e água. Cabe notar que são encontrados trabalhos visando utilizar resíduos líquidos industriais para constituir a lama alimentada a outros processos (SVOBODA et al., 2009);
- 2) A pressão interna média do gaseificador é fixada em 2,0 MPa e a pressão do secador a um valor ligeiramente mais elevado para garantir que o sólido seco seja capaz de ser alimentado para o gaseificador;
- 3) Condições limites que permitam a limpeza dos gases conforme apresentado em (WOOLCOCK, et al., 2013);
- 4) Eficiências isentrópicas assumidas de 80% para Turbinas a vapor e 87% para compressores e turbinas a gás;

- 5) Bombas com eficiências isentrópicas assumida de 90%;
- 6) Diferença mínima de temperatura entre correntes paralelas que entram ou saem dos trocadores de calor é assumida de 10 K;
- 7) Temperatura máxima de injeção em turbinas é assumida de 1700 K.

Partindo dessas condições específicas e utilizando ferramentas computacionais de simulação, a pesquisa tem os seguintes objetivos:

- 1) Otimizar a operação de secagem tendo geometria do secador e vazão de gás quente injetado e garantindo a menor vazão possível de gás quente para que a secagem total ou praticamente total da lama de combustível alimentado seja completada;
- 2) Analisar o processo de gaseificação a partir da sua otimização com a eficiência exergética como função objetivo para diferentes vazões mássicas de ar, vazões mássicas de vapor e diâmetros hidráulicos do gaseificador;
- 3) Otimizar cada uma das alternativas estabelecidas maximizando a eficiência global do ciclo combinado de geração de potência FSIG/GT;
- 4) Comparar os resultados de rendimentos obtidos com outras atualmente empregadas em usinas sucro-alcooleiras, BIG-GT analisando sua viabilidade.

1.4 Estrutura do trabalho

No Capítulo 2 é mostrada a revisão da literatura apresentando os estudos e avanços no FSIG/GT como uma alternativa viável na geração termelétrica baseadas na utilização de lama de bagaço de cana como combustível. Em uma segunda etapa é feito o levantamento bibliográfico para se determinar as condições mínimas necessárias para que a injeção de lama seja factível.

No Capítulo 3 são apresentados os princípios básicos dos modelos matemáticos aplicados pelos softwares CeSFaMB[©] (www.csfmb.com) e IPES. Esses foram utilizados no estudo e

otimização dos leitos fluidizados em processos de secagem e gaseificação do bagaço e na otimização do ciclo termodinâmico FSIG/GT.

No Capítulo 4 são apresentados os parâmetros de projeto do secador e gaseificador de leito fluidizado borbulhante, as propriedades físico-químicas do bagaço, a configuração proposta para os processos a vapor e gás bem como a eficiências dos equipamentos envolvidos em tais processos.

No Capítulo 5 é apresentado o esquema utilizado para otimização da usina de geração de potência termelétrica. Nesses estudos as seguintes premissas foram adotadas:

- 1) O secador opera pressurizado em regime de leito fluidizado borbulhante. Será variada a vazão mássica do gás de processo que entra ao equipamento proveniente da turbina a gás;
- 2) O gaseificador opera pressurizado em regime de leito fluidizado borbulhante. Serão variados: vazões mássicas de ar, vazões mássicas de vapor e diâmetros hidráulicos do equipamento;
- 3) A partir dos resultados obtidos nos itens anteriores, é simulado o processo global de geração termelétrica. Também se analisa separadamente cada sistema que compõe a usina afim de se encontrar pontos para melhoria do rendimento do ciclo termodinâmico FSIG/GT proposto neste estudo;

No Capítulo 6 são apresentados e justificados os resultados obtidos seguindo os procedimentos de otimização descritos no capítulo anterior. Os argumentos utilizados são baseados nos princípios básicos termodinâmicos e visam elucidar os comportamentos apresentados pelos leitos fluidizados borbulhantes dos processos de secagem e gaseificação e pelos ciclos ou processos envolvidos.

As conclusões do presente trabalho são listadas no Capítulo 7.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Desde a década de 80, pesquisas e testes industriais demonstraram a viabilidade de operações de caldeiras de leitos altamente pressurizados aos quais são alimentados combustíveis na forma de lama (TAVOULAREAS, 1991). Tais desenvolvimentos continuam com apreciável número de unidades já comercializadas utilizando carvões minerais. Porém, só recentemente a aplicação de este conceito para casos de bagaço de cana tem sido objeto da literatura para seu desenvolvimento. Um grupo inicial de propostas tratou da utilização de caldeiras (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012 a, b, c, BENINCA, 2012) e outro de gaseificadores (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014). Um esquema da primeira opção é mostrada na Figura 2.1. A segunda opção será discutida mais à frente.

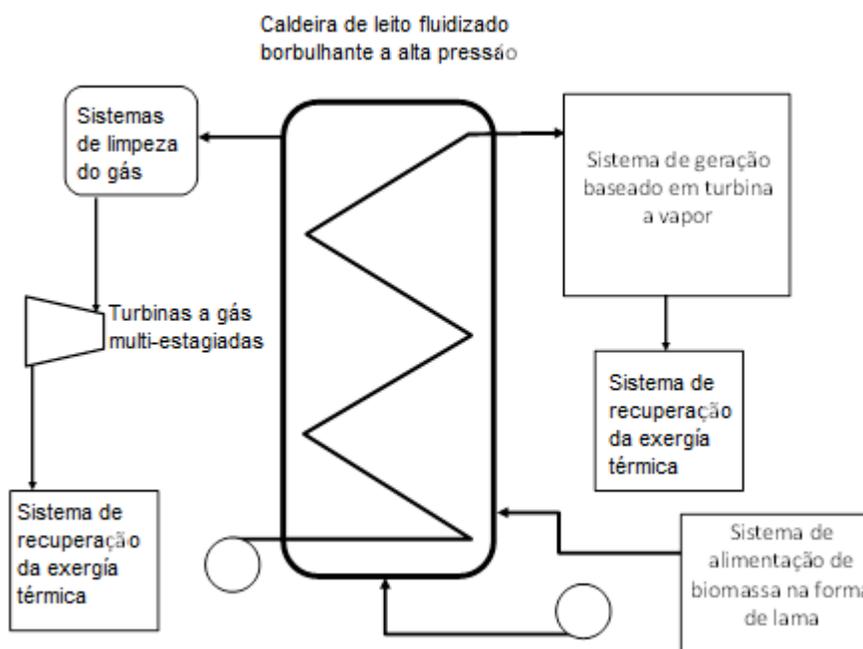


Figura 2.1 Sistema simplificado de geração de potência operando com caldeira de leito fluidizado borbulhante pressurizada alimentado por lama de bagaço de cana

No específico assunto de geração de potência a partir de caldeiras de leito fluidizado pressurizado e alimentação de bagaço de cana na forma de lama, não se encontrou na literatura outros trabalhos anteriores além dos acima citados. Porém, a partir deste estudo surgiram novas

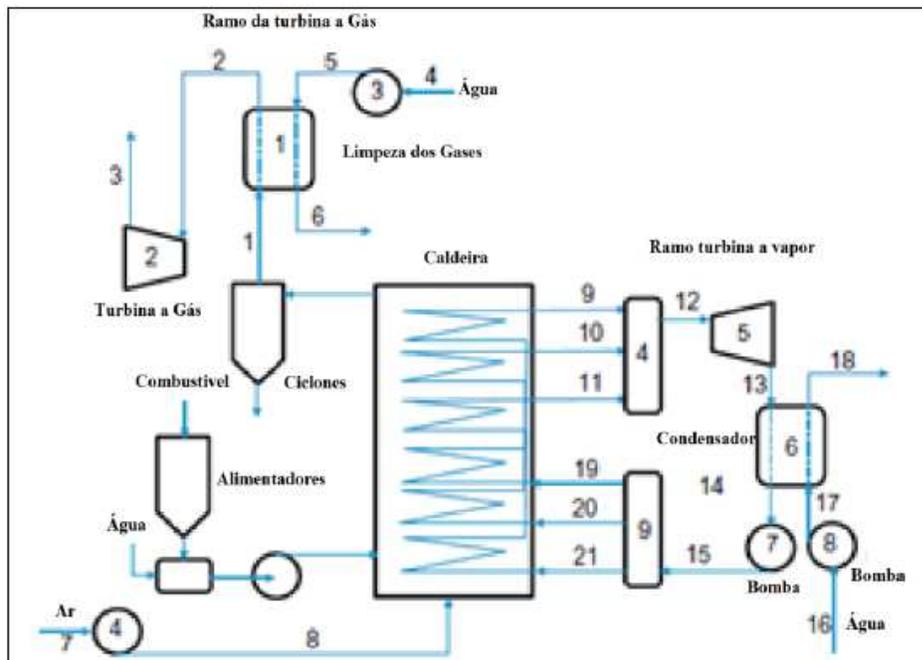
perspectivas para eliminar os custosos sistemas complexos de alimentação do bagaço baseados no uso de gás auxiliar (N₂, CO₂, etc.).

A seguir é apresentada uma breve retrospectiva dos estudos mais representativos que conduziram à otimização dos processos de geração de potência baseada na lama de bagaço de cana como combustível que utilizaram FSIG-GT como uma alternativa termodinamicamente viável a ser desenvolvida.

2.1 Mudanças no processo de conversão de lama de bagaço de cana

Os trabalhos de (DE SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012 a, b, c) apresentaram modelos de processos de geração de potência nos quais lama de bagaço de cana é alimentada ao interior do leito. O objetivo geral foi otimizar a conversão da exergia química do bagaço em exergia para processos de geração de vapor e gás a alta temperatura. Tais correntes acionam processos e ciclos termodinâmicos para geração de potência. Essas pesquisas descrevem as seguintes configurações e inovações:

- 1) Geração baseada no ciclo combinado usando uma caldeira operando com o leito sob alta pressão (2 MPa) e gerando vapor sob pressão de 10 MPa. O vapor é utilizado diretamente para o acionamento de turbinas a vapor e o efluente da combustão passa por um processo de limpeza e é expandido através de uma turbina a gás (Figura 2.2);



Fonte: (de SOUZA – SANTOS; CHÁVEZ, 2012, a)

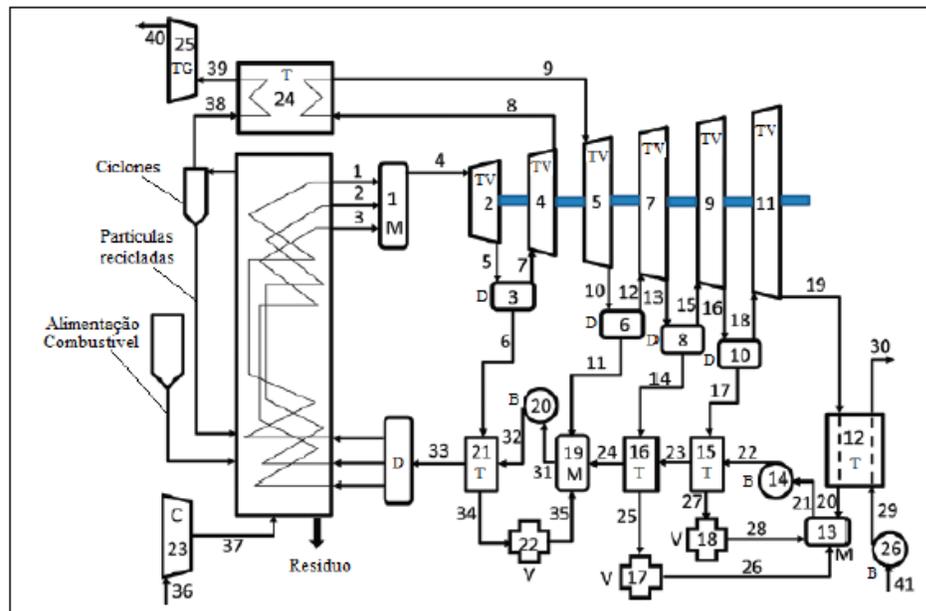
Figura 2.2 Ciclo combinado com alimentação de lama de bagaço de cana

Para a pesquisa foi assumida que uma lama com 50% de água e 50% de bagaço com 50% em umidade original (ou seja 25% em sólido seco) é bombeada à caldeira. A geometria básica e parâmetros de operação foram obtidos por otimizações a partir do simulador CeSFaMB[®]. O procedimento desenvolvido foi baseado na otimização da caldeira variando o número de bancos de tubos e número de tubos em cada um destes, mesmo assim, para diferentes valores de vazão mássica de ar injetado no distribuidor na base do leito. Aqueles resultados foram dados de entrada para atingir a mais alta eficiência de 1ª lei no ciclo termodinâmico proposto. Nestes estudos obteve-se uma eficiência global do ciclo de 20,62%, valor próximo aos atualmente alcançados nas usinas sucroalcooleiras existentes.

Este trabalho propõe melhorar o processo presente explorando lamas com menores teores de água do que a assumida aqui. Como mencionado anteriormente, há indícios de que lamas com até 50% em sólido seco podem ser bombeadas. Além disso pode-se explorar outras alternativa tais como: aumentos nas pressões no leito

fluidizado e do vapor no ciclo, além de ciclos termodinâmicos combinados mais elaborados.

- 2) Na proposta apresentada na Figura 2.3, o vapor é gerado em uma caldeira operando a mesmas condições do caso anterior, mas com mudanças significativas na configuração dos ramos de vapor e gás e geração de energia. A evolução do conceito é baseada nos ganhos substanciais em eficiência global de 1ª lei do ciclo (37,40%) utilizando uma concentração de 40% de sólidos secos na lama. A possibilidade de bombeamento de lamas com tais concentrações de sólidos foi comprovada (HE; PARK, 2009 a, b);



Fonte: (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012 b).

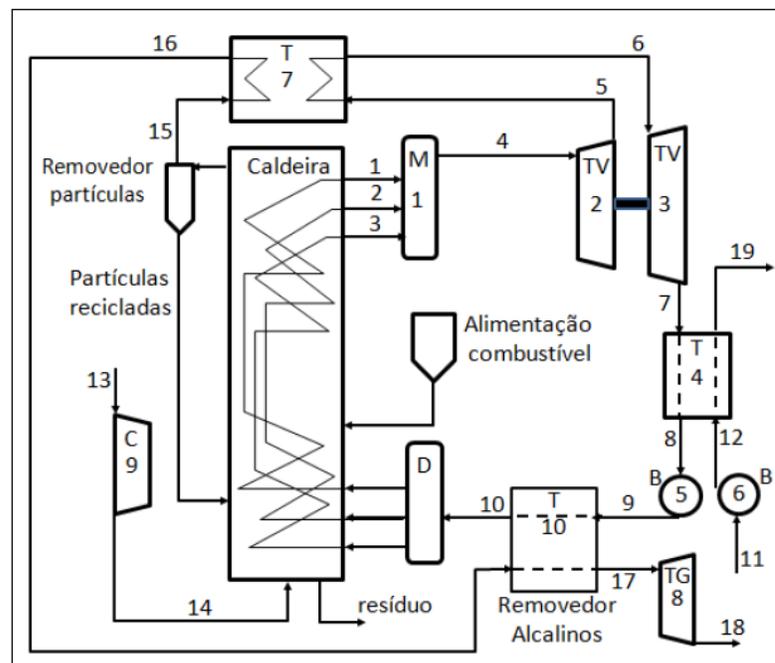
Figura 2.3: Ciclo combinado (B – Bomba, C – Compressor, D – Divisor, M – Misturador, T – Trocador de calor, TG- Turbina a gás, TV – Turbina a vapor, V - Válvula)

Beninca (BENINCA, 2012) deu continuidade às pesquisas acima citadas apresentando o modelo de processo de geração de potência mostrado na Figura 2.4, o qual consiste em uma caldeira a pressão interna de 2 MPa gerando gás aquecido e vapor superaquecido a 10 MPa nos bancos de tubos. A corrente de gases resultantes da combustão passa por um processo de

limpeza, para posteriormente ser expandida em uma turbina a gás, enquanto as correntes de vapor são conduzidas para turbinas a vapor. Este estudo teve como objetivo analisar o comportamento do processo para vários teores de sólido na lama, assim como o rendimento da usina para diferentes vazões mássicas de ar e vapor.

Os valores cobertos pelo estudo consideram adições de água ao bagaço úmido, para teores de sólido na lama de 25, 30, 35 e 40 %, para um bagaço assumido com 50% de umidade.

O rendimento global máximo alcançado neste estudo para a unidade geradora foi em torno de 36,0 % para um teor sólido na lama de combustível de 40%.



Fonte: (BENINCA, 2012)

Figura 2.4: Configuração inicial do ciclo (B – Bomba, C – Compressor, D – Divisor, M – Misturador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

2.2 Aparição e configurações propostas no conceito de Fuel Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT)

No trabalho de (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) são propostos modelos de processos de geração de potência baseados no conceito FSIG / GT, cujo combustível adotado é material sólido de resíduos urbanos (*Municipal Solid Waste – MSW – em inglês*). Neste estudo é demonstrada a viabilidade termodinâmica desta proposta para as configurações apresentadas nas Figuras 2.5 e 2.6, alcançando eficiências globais na faixa de 33%, valores semelhantes ou até mesmo superiores aos obtidos por processos convencionais baseados em turbinas a vapor.

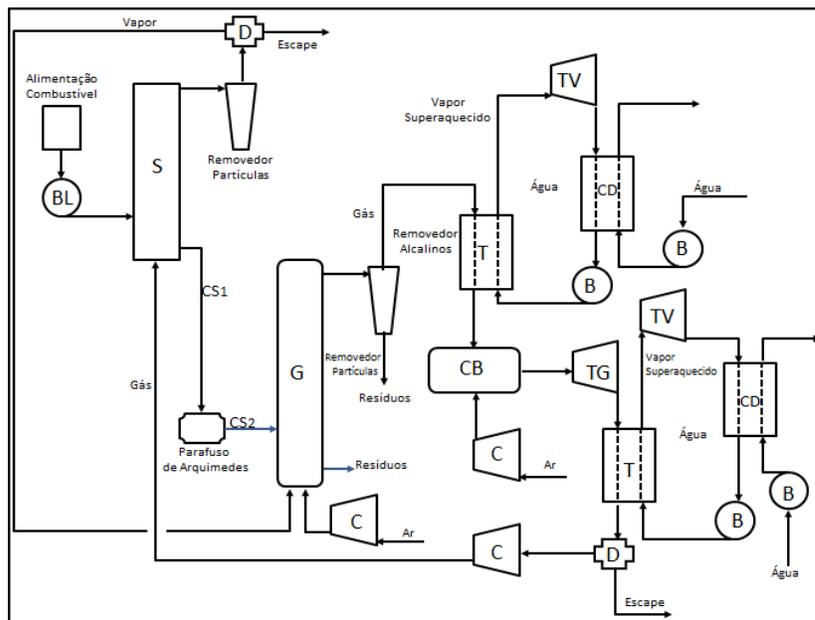


Figura 2.5 Configuração A da proposta FSIG-GT (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

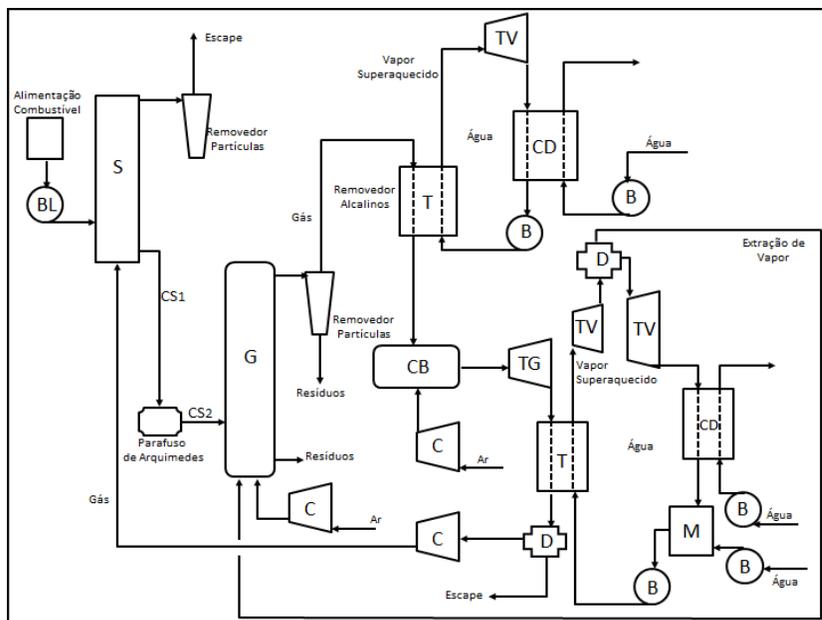


Figura 2.6 Configuração B da proposta FSIG-GT (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

Os autores adotam o mesmo princípio básico para as duas configurações propostas, onde água é adicionada ao MSW úmido para formar lama que é bombeada ao secador. Após a secagem, o combustível é alimentado a um gaseificador utilizando válvulas rotativas simples respaldadas por uma pequena diferença de pressões entre os dois equipamentos. O secador e o gaseificador são leitos fluidizados borbulhantes pressurizados a cerca de 2 MPa. Ambas as configurações utilizam vapor no processo de gaseificação e os gases de exaustão da turbina para a secagem da lama. Na configuração A (Ver Figura 2.5) uma fração da corrente efluente do secador é usado para fornecer de vapor ao gaseificador e na configuração B (Ver Figura 2.6) é feita uma extração intermediária de uma das turbinas a vapor com o mesmo objetivo. O sistema conjunto de secador – gaseificador faz parte central de todo um ciclo combinado de geração termelétrica a gás e a vapor.

O desenvolvimento conceitual deste estudo exigiu simulações e otimizações extensas para o secador, o gaseificador e para cada um dos ciclos termodinâmicos incluídos. Esta alternativa permite a alimentação de combustível para uma unidade de gaseificação mediante bombas para

lama comerciais sem a necessidade de sistemas de alimentação sequenciais custosos e complexos.

No trabalho de (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014), a estratégia do FSIG/GT para geração termelétrica ilustrada acima é aplicada ao caso do bagaço de cana de açúcar. Neste estudo se levou a cabo uma segunda rodada de simulações desenvolvidas para a configuração B e adicionalmente foi proposta uma configuração C (Ver Figura 2.7) baseada na premissa de não se necessitar do vapor como agente de gaseificação, simplificando assim o processo e diminuindo os custos de capital.

Em este estudo obteve-se uma eficiência global do ciclo de 31,55% e 37,43% para as configurações B e C, respectivamente. Estes valores são bem superiores dos aqueles atualmente alcançados nas usinas sucroalcooleiras existentes. Também coincidem com os rendimentos alcançados nas alternativas baseadas em caldeiras complexas e dispendiosas altamente pressurizadas expostas nesta seção.

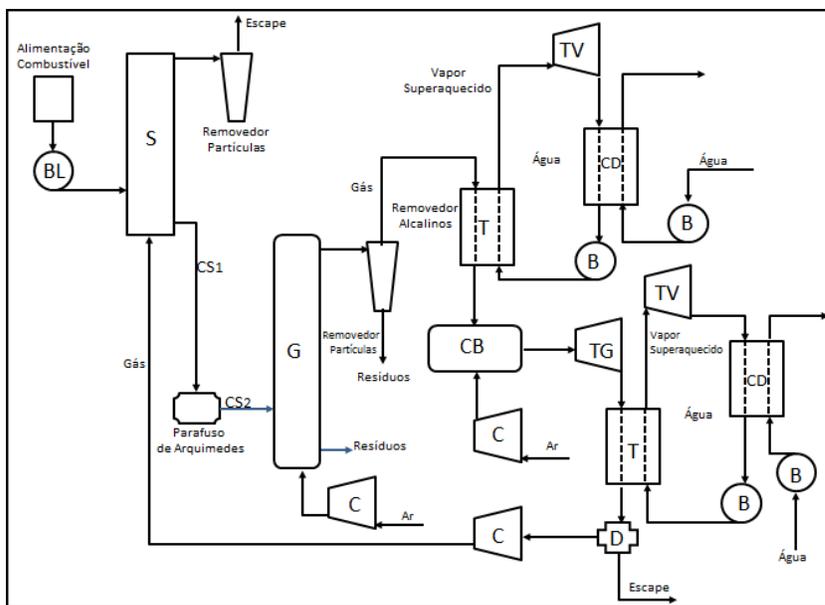


Figura 2.7 Configuração C da proposta FSIG-GT (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

Finalmente, o trabalho conclui que a melhor escolha recai sobre a que não necessita de vapor como agente gaseificador (Configuração C), pois além de ser mais eficiente e simples do que as outras configurações propostas permite uma poupança de capital, custos operacionais e de manutenção. Porém, a configuração B não deixa de ser uma alternativa válida e, como no caso do presente Trabalho de Mestrado, podem se explorar grades mais refinadas de otimização com objetivo de igualar ou até superar os rendimentos já conseguidos, confirmando sua viabilidade.

3 MODELAGEM E SIMULAÇÃO

A modelagem é a técnica de representar um fenômeno ou processo por meio de equações, correlações e algoritmos matemáticos afim de predizer o comportamento do processo para diferentes condições de operação.

Como enunciado em (de SOUZA-SANTOS, 2004), a simulação de um processo determinado por meio de modelos matemáticos precisa de menos recursos financeiros do que um método experimental, pois neste último caso se deveria construir todo um protótipo de configurações, geometrias e alternativas a testar, impossibilitando uma obtenção de resultados em tempos e precisões competitivas.

No presente trabalho são utilizados dois simuladores:

- CeSFaMB[®] (Comprehensive Simulator of Fluidized and Moving Bed Equipment) para simulação do Gaseificador e do Secador (www.csfmb.com);
- IPES (Industrial Process and Equipment Simulator) para simulação dos ciclos termodinâmicos para geração de potência.

A modelagem básica utilizada pelos simuladores é apresentada nas seções 3.1 e 3.2, bem como as principais hipóteses adotadas pelas ferramentas computacionais para a resolução do problema indicado.

3.1 Modelagem dos leitos fluidizados para gaseificação e secagem via CeSFaMB[®]

O simulador CeSFaMB[®] é baseado em um modelo matemático de equações diferenciais de balanço de massa e energia testado e melhorado desde 1987 para uma ampla gama de possibilidades, processos e projetos de equipamentos. Os resultados do simulador têm sido

comparados com dados de operações em escala real, sempre alcançando baixos desvios entre os resultados obtidos no método teórico (Simulador) e o método experimental (Equipamento a escala real ou prototipo). O simulador CeSFaMB[®] tem sido validado em vários trabalhos, listados a seguir:

- *Modelling and Simulation of Fluidized-Bed Boilers and Gasifiers for Carbonaceous Solids*; (de SOUZA-SANTOS, 1987)
- *Comprehensive Modelling and Simulation of Fluidized Bed Boilers and Gasifiers*; (de SOUZA-SANTOS, 1989)
- *Application of Comprehensive Simulation of Fluidized Bed Reactors to the Pressurized Gasification of Biomass*; (de SOUZA-SANTOS, 1994, a)
- *Application of Comprehensive Simulation to the Pressurized Bed Hydroretorting of Shale*; (de SOUZA-SANTOS, 1994, b)
- *Incorporation of a Two-Flux Model for Radiative Heat Transfer in a Comprehensive Fluidized Bed Simulator*; Parte I: *Preliminary Theoretical Investigation*. Parte II: *Numerical Results and Assessment*; (de SOUZA-SANTOS; RABI, J. A., 2003, 2004)
- *A new version of CSFB, Comprehensive Simulator for Fluidized Bed Equipment*; (de SOUZA-SANTOS, 2007)
- *Comparison of Two Model Approaches Implemented in a Comprehensive Fluidized Bed Simulator to Predict Radiative Heat Transfer; Results for a Coal-Fed Boiler*; (de SOUZA-SANTOS; RABI, J. A., 2008)
- *Comprehensive Simulator (CSFMB) Applied to Circulating Fluidized Bed Boilers and Gasifiers*; (de SOUZA-SANTOS, 2008)
- *CSFB Applied to Fluidized Bed Gasification of Special Fuels*; (de SOUZA-SANTOS, 2009)
- *Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling Simulation and Equipment Operation*. (de SOUZA-SANTOS, 2010).

Foi também utilizado em uma série de trabalhos listados a seguir:

- *A Study on Pressurized Fluidized Bed Gasification of Biomass Through the Use of Comprehensive Simulation;* (de SOUZA-SANTOS, 1998)
- *Studies on the Mathematical Modeling of Circulation Rate of Particles in Bubbling Fluidized Beds;* (de SOUZA-SANTOS; Costa, 1999)
- *A Feasibility Study on an Alternative Power Generation System Based on Biomass Gasification/Gas Turbine Concept;* (de SOUZA-SANTOS, 1999)
- *Design approach for a biomass fed fluidized bed gasifier using the simulation Software CSFB;* (Van den ENDEN; LORA, 2004)
- *Conceptual Design of a Sugar Cane Biomass Gasifier Using CSFMB Model;* (de SOUZA-SANTOS; BASTOS-NETTO; RIEHL, 2011)
- *Technical And Economic Evaluation of IG/CC Systems Using Coal and Petroleum Coke Considering the Brazilian;* (ORTIZ; VENTURINI; LORA, 2011)
- *Fluidized Bed Gasification of High-Ash South African Coals; An Experimental and Modeling Study;* (ENGELBRECHT; NORTH; OBOIRIEN; EVERSON; NEOMAGUS, 2011)
- *A comparison of Prairie Cordgrass and Switchgrass As a Biomass for Syngas Production;* (MOUTSOGLU, 2012)
- *Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to Municipal Solid Waste (MWS);* (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013)
- *New Strategy of Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to a Biomass.* (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

O simulador permite obter as condições de temperaturas, concentrações, vazões e dinâmica de fluidização ao longo do interior do equipamento. Para cada ponto do leito e do *freeboard* são realizados rigorosos balanços diferenciais de massa e energia para cada fase (sólida e gasosa) e balanços de massa para todas as espécies químicas, baseados em equações fundamentais que

permitem simular qualquer escala de equipamentos. Em várias publicações (de SOUZA-SANTOS, 1989, 2007, 2010) são também indicadas as equações de correlações semi-empíricas que descrevem o comportamento fluidodinâmico do leito fluidizado.

As principais hipóteses adotadas pelo simulador para modelagem de um leito fluidizado para processos de gaseificação e combustão estão apresentadas a seguir:

- 1) A unidade opera em regime permanente;
- 2) O equipamento é dividido em duas principais regiões: leito e *freeboard*;
- 3) O leito é dividido em duas principais fases: bolhas e emulsão;
- 4) Existem três possíveis fases sólidas: combustível, material inerte e material absorvente de enxofre, tais como calcário e dolomita ou uma mistura destes;
- 5) A emulsão é composta por partículas sólidas percoladas por gás ascendente. A emulsão detém todas as partículas, logo as bolhas são assumidas como livres de sólidos;
- 6) Gases reagentes da emulsão passam através do leito na direção vertical ou axial. O regime adotado para o escoamento é o pistonado invíscido. O modelo envolve um grande número de reações químicas homogêneas e heterogêneas;
- 7) A cada ponto, o gás da emulsão troca massa e energia com as bolhas e os sólidos e as taxas dessas trocas são incluídas nos balanços de massa e energia para cada fase presente no leito;
- 8) As bolhas reagentes são modeladas também como seguindo através do leito na direção vertical ou axial sob o regime pistonado invíscido. No entanto, a forma, a direção e outras características variam ao longo do leito e são consideradas em todos os cálculos para cada ponto;
- 9) Trocas térmicas ocorrem entre todas as fases e com as superfícies do recipiente. A área total para troca de massa e calor entre as bolhas e emulsão é equivalente à superfície de todas as bolhas em todo o leito. O diâmetro e a velocidade das bolhas variam na direção axial;
- 10) O modelo não assume a hipótese de reator perfeitamente misturado. Entretanto, considera que a composição de cada fase sólida é uniforme ao longo do leito. Os perfis

de temperatura, no entanto, são considerados e obtidos em cada fase ponto a ponto no interior do equipamento após um detalhado balanço de energia. Este inclui todas as trocas de calor entre particulado sólido e todas as outras fases (Sólidas ou gasosas) como também trocas com as superfícies internas do reator;

- 11) As condições do ponto de alimentação, a distribuição das dimensões do combustível e variação das dimensões causadas pelas reações químicas e também por atrito entre as partículas e o próprio interior do equipamento são incluídas pelo modelo. Adicionalmente, correlações que descrevem fenômenos que também influenciam nas distribuições de tamanho de partícula no leito, tais como: arraste de finos para o *freeboard*, remoção de sólidos do leito e a eventual reciclagem de sólidos realizada por um sistema de ciclones, são adicionadas ao modelo;
- 12) O *freeboard* é composto por partículas e gases. A fase gasosa passa através do *freeboard* em regime pistonado invíscido. As partículas sólidas viajam na direção vertical ascendente. No entanto, existe uma parcela que retorna ao leito devido ao processo de separação inercial entre gases e partículas. A avaliação do processo de separação entre a fase sólida e gasosa é realizada com equações adequadas para tal função;
- 13) Reações químicas homogêneas e heterogêneas são consideradas ao longo do *freeboard*. Assim, as composições, temperaturas, fluxos e distribuições granulométricas de partículas são consideradas para todas as espécies sólidas calculadas ponto a ponto nesta região;
- 14) Transferências de calor e massa ocorrem na região do *freeboard* e são consideradas pelo modelo. As transferências de calor ocorrem entre as fases e entre as superfícies internas do reator;
- 15) Os gases são considerados transparentes, ou seja, as fases gasosas não absorvem energia por radiação;
- 16) Transferências de calor e massa na direção vertical ou axial do leito dentro de cada fase são consideradas insignificantes quando comparadas com as respectivas transferências na direção horizontal entre uma fase e suas vizinhanças;
- 17) As transferências de massa entre as fases resultam das diferenças médias de concentração entre cada fase. Assim que uma espécie química é consumida ou

formada por uma reação, ela é adicionada ou subtraída da respectiva fase. Portanto, estes efeitos surgem como termo fonte ou sumidouro na equação de conservação de massa para cada espécie;

- 18) As transferências de calor entre as fases resultam das diferenças médias de temperatura entre cada fase. Portanto, estes termos surgem como fonte ou sumidouro na equação de conservação de energia;
- 19) Na base do leito em $Z=0$, o modelo de duas fases é aplicado para determinar a divisão da corrente de gás injetada no distribuidor entre emulsão e bolhas. Neste ponto as condições de contorno da fase de gás consideram: temperatura, pressão e composição conforme fornecido para corrente da alimentação do gás;
- 20) Para os pontos acima de $Z=0$, o fluxo de massa de cada fase é determinado pelas equações fundamentais de fenômenos de transporte. Levando em conta: transferências de massa entre as principais fases bem como as reações homogêneas e heterogêneas;
- 21) Em cada iteração, as condições de contorno para as três fases possíveis (material carbonoso, absorventes sulfurosos e inertes) são obtidas após o balanço diferencial de energia que envolve a transferência por condução, convecção e radiação entre a superfície do distribuidor e as várias fases;
- 22) Os perfis de temperatura e composição no leito são determinados após cálculo iterativo através de todo equipamento. Para a primeira iteração, um valor de conversão de carbono é assumido. Depois, resolvendo o sistema de equações não lineares que descrevem os balanços de massa e energia em todas as fases e todas as espécies químicas, um novo valor para conversão é calculado. A conversão para todas as outras espécies de fase sólida também é calculada. A solução fornece a temperatura e composição na emulsão e nas bolhas, composição média, como também o perfil de temperatura das fases sólidas no leito. Adicionalmente, calcula também o coeficiente de transferência de calor com as paredes internas do reator;
- 23) Os valores obtidos como temperatura no topo do leito são utilizados como condição de contorno para a base da região do *freeboard*. Assim, o sistema de equações diferenciais relacionados a esta região pode ser resolvido. Isto fornece os perfis de temperaturas e composições de todas as fases no *freeboard*;

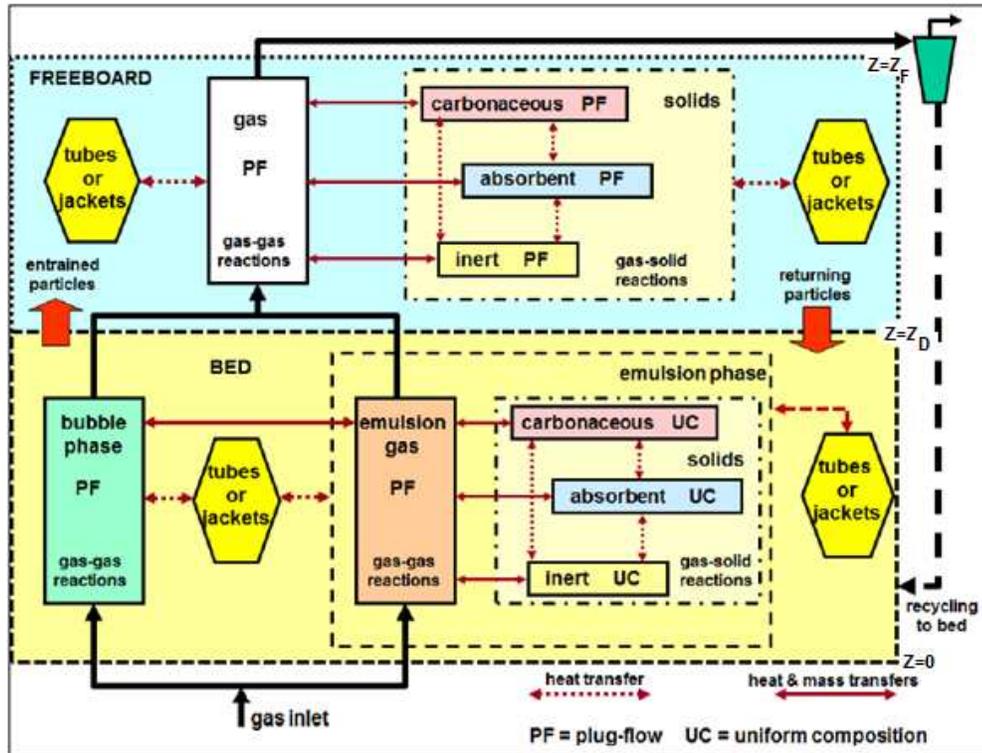
- 24) Os passos 19 a 23 são repetidos até se atingir a convergência dentro do desvio permitido. Os desvios de cada iteração são dados pelas diferenças entre os valores assumidos para conversões de espécies químicas nos sólidos e os respectivos valores computados;
- 25) As computações ponto a ponto no leito e *freeboard* são executadas por meio de equações auxiliares que calculam propriedades físico-químicas de espécies químicas e suas misturas, de tal forma que é possível calibrar a simulação para cada um dos casos de reações presentes no processo apresentando diferentes cinéticas. As últimas versões do simulador consideram cerca de 90 reações químicas;
- 26) As taxas de circulação de partículas de cada fase sólida são calculadas por meio da solução de sistemas de equações diferenciais parciais que considera os balanços de quantidade de movimento nas direções radial e axial no leito, em consequência é fornecida a taxa média de circulação na direção axial para cada tipo de partícula;
- 27) As distribuições de tamanho de partícula em cada ponto do leito e *freeboard* são computadas a partir das condições da granulometria na alimentação e os efeitos combinados das reações químicas presentes no processo, atritos, arrastres e retiradas das partículas;
- 28) Os balanços de energia em cada região (leito e *freeboard*) e em cada fase consideram: os efeitos de reações químicas, trocas de calor com as demais fases, tubos eventualmente imersos na região considerada, trocas de calor com paredes e camisas de água ou gases que eventualmente podem estar presentes.

As suposições citadas acima são encontradas na literatura (de SOUZA-SANTOS, 1987, 1989, 2007, 2010). O simulador CeSFaMB[©] foi também utilizado em (BENINCA, 2012) para simulação de caldeira pressurizada de leito fluidizado borbulhante alimentada com bagaço de cana na forma de lama.

O software CeSFaMB[©] é utilizado também para simular o processo de secagem no leito fluidizado borbulhante. Obviamente, tal processo envolve muito menores taxas de reações químicas. Porém várias dessas ocorrem, principalmente devido à pirólise parcial do combustível

sólido bem como devido à presença de gases reagentes na corrente de exaustão da turbina a gás que é utilizada para a secagem.

A Figura 3.1 (de SOUZA- SANTOS, 2010) ilustra a estratégia do modelo.



Fonte: (de SOUZA- SANTOS, 2010), (Reprodução permitida pelo autor)

Figura 3.1 Esquema simplificado do modelo base para o simulador CeSFaMB[©]

O esquema ilustra as características básicas do modelo e o sistema de coordenadas adotado para configurar o sistema de equações fundamentais que governam os processos no interior do equipamento de leito fluidizado borbulhante. O simulador usa um banco de dados e correlações matemáticas que incluem 38 espécies químicas (18 sólidas e 20 gasosas) que definem a composição das correntes ponto a ponto no leito e *freeboard*, mesmo como suas propriedades físicas e químicas.

Os principais dados de entrada para a simulação do processo são listados a seguir:

- 1) Tipo de equipamento ou processo simulado e respectivo regime de fluidização;
- 2) Geometria do equipamento: altura e diâmetro hidráulico do leito e *freeboard*, posição de injeção do combustível, posição de injeção do gás, dimensões e condutividade dos materiais do isolamento das paredes do leito, dimensões do distribuidor;
- 3) Descrição do combustível: taxa de alimentação e características do material carbonífero, tipo de combustível, análise elementar e imediata, densidade aparente e real, distribuição granulométrica, etc.;
- 4) Descrição da lama: Teor de solvente e tipo de solvente adotado;
- 5) Vazões mássicas, composições, temperaturas e pressões do gás e do vapor injetados através do distribuidor do equipamento como também de eventuais injeções de gases ou líquidos em posições intermediárias do leito;
- 6) Pressão interna do vaso.

O simulador permite considerar eventuais alternativas de parâmetros geométricos e de processo além dos acima numerados que estão fora do escopo deste trabalho e que podem ser consultados na literatura citada (de SOUZA- SANTOS, 2010).

Utilizando a metodologia de modelagem e simulação apresentada para o simulador, o CeSFaMB[®] fornece as seguintes dados:

- 1) Parâmetros de desempenho, os quais incluem todos importantes aspectos gerais de uma unidade em operação, tais como: taxas de gás e sólidos deixando o equipamento, conversão de carbono, índice de mistura ou índice de segregação entre sólidos, tempo de residência de cada espécie de sólido, TDH, vazão de alcatrão (ou óleo) na corrente gasosa que deixa o equipamento, etc.;
- 2) Parâmetros de devolatilização com todos os aspectos de voláteis liberados, e tempo meio para pirólise completa;
- 3) Vazões mássicas, propriedades termodinâmicas e temperaturas adiabáticas de chama (no caso de gaseificadores) para as correntes de gás ponto a ponto no leito e no *freeboard*;

- 4) Composições, distribuições granulométricas e vazões de sólidos ou líquidos ponto a ponto no interior do equipamento como também para as correntes deixando o equipamento;
- 5) Verificação do balanço elementar de massa para o volume de controle ao redor do equipamento;
- 6) Perfis de temperaturas das fases gasosas (emulsão e bolhas) e de sólidos (material carbonífero, inerte e absorvente) ao longo do equipamento;
- 7) Caso bancos de tubos estejam presentes no equipamento, são computados os perfis de temperaturas no interior e paredes dos tubos;
- 8) Para equipamentos com camisa de água, perfil de temperatura e das paredes ao longo de toda região em que está presente;
- 9) Parâmetros de processos os quais incluem aspectos específicos para caldeiras, combustores, secadores, pirolisador e outros tipos de equipamentos simulados;
- 10) Taxas e parâmetros relativos às transferências de calor com o ambiente e elementos internos do reator, entre estes estão o coeficiente interno e externo de convecção dos tubos;
- 11) Taxa de erosão nas paredes dos tubos e o respectivo tempo médio de vida útil;
- 12) Apresentação de avisos de possíveis problemas operacionais, como também uma lista de vários aspectos que podem interessar ao usuário, tais como: ultrapassagem da temperatura de amolecimento de cinzas, taxa de elutriação excessiva, baixa eficiência do ciclone, etc.;
- 13) Informações ponto a ponto de todo o equipamento relativos à dinâmica de fluidização tais como: diâmetro e velocidade de ascensão das bolhas no leito, fração de vazio e distribuição granulométrica de todas as partículas de espécies ao longo do leito e *freeboard*, velocidade superficial e taxa de circulação das partículas no leito;
- 14) Perfil de composição de cada espécie química ao longo do equipamento e cada uma das fases presentes (emulsão, bolhas e gás no *freeboard*);
- 15) Perfil da taxa de cada reação química em cada fase através de todo o equipamento;
- 16) Principais perdas de pressão que ocorrem em vários pontos e secções do equipamento;
- 17) Análise exergética geral da unidade de operação.

O modelo matemático básico do CeSFaMB[®] tem sido melhorado e testado com sucesso desde sua primeira versão oficial em 1987 (de SOUZA-SANTOS, 1987), reduzindo o nível de desvios das simulações, ampliando a gama de equipamentos simuláveis bem como de combustíveis alimentados aos processos, inclusão de cálculos e estimativas de vários fatores importantes para avaliações de processos, ampliação e diminuição de desvios em estimativas de propriedades físico-químicas de misturas de gases e de sólidos (de SOUZA-SANTOS, 2010). As versões mais atuais também incluem a possibilidade de lidar com unidades consumindo vários tipos de sólidos carboníferos, vários absorvedores de enxofre e vários sólidos inertes alimentados simultaneamente ao equipamento. Este trabalho foi desenvolvido com a versão 55.0 do software publicada no ano 2013.

3.2 Modelagem do ciclo termodinâmico para geração de potência via IPES

O simulador de processos e equipamentos industriais IPES – *Industrial Process and Equipment Simulator* – é baseado em balanços de massa e energia de um equipamento industrial ou volume de controle (VC) que faz parte de um processo termodinâmico para geração de potência. Cada um destes elementos deve estar coerentemente relacionado pelas suas correntes de entrada e de saída e mesmo assim obedecer às leis fundamentais da termodinâmica que são a base para um sistema de equações que fornecem uma ampla gama de propriedades físicas e químicas das correntes. Tal simulador foi utilizado em vários trabalhos:

- *A Study on Thermo-chemically Recuperated Power Generation Systems Using Natural Gas;* (de SOUZA-SANTOS, 1997)
- *Preliminary Studies on Advanced Power Generation Based on Combined Cycle Using a Single High-Pressure Fluidized Bed Boiler and Consuming Sugar Cane Bagasse;* (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, a)
- *Development of Studies on Advanced Power Generation Based on Combined Cycle Using a Single High-Pressure Fluidized Bed Boiler and Consuming Sugar Cane Bagasse;* (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, b)

- *Second Round on Advanced Power Generation Based on Combined Cycle Using a Single High-Pressure Fluidized Bed Boiler and Consuming Biomass;* (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, c)
- *Technical Evaluation of a power Generation Process Consuming Municipal Solid Waste;* (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2012)
- *Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to Municipal Solid Waste (MWS);* (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013)
- *New Strategy of Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to a Biomass;* (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

Ao projetar e otimizar um processo são impostas determinadas condições, tais como temperaturas, pressões, vazões e composições para várias correntes. Algumas destas condições são desconhecidas e isso constitui o conjunto de variáveis do sistema de equações mencionado, o qual deve:

- 1) Formar uma matriz quadrada em que o número de variáveis é igual ao número de equações;
- 2) Ter coerência na designação das correntes para a ligação dos equipamentos do processo;
- 3) Obter soluções viáveis; ou seja, não violar nenhuma lei da física e da termodinâmica, assim como respeitar as faixas de temperaturas, pressões, composições e vazões correspondentes a cada uma das correntes;
- 4) Definir valores viáveis de eficiências e limites operacionais para os equipamentos.

Após da solução do sistema, o simulador fornece informações de carácter físico e químico do ponto de vista termodinâmico, onde os dados de saída mais relevantes são as eficiências de 1ª e de 2ª lei da termodinâmica do volume de controle simulado. Este trabalho foi desenvolvido com a versão 73 do software, cujos detalhes específicos de operação podem ser consultados na literatura e no manual correspondente (de SOUZA-SANTOS, 2010).

4 PARÂMETROS DO PROJETO

O processo para a geração termelétrica FSIG/GT aplicado neste estudo é conformado por equipamentos especializados, cujos rendimentos são influenciados pelas suas características geométricas e físicas, fundamentais para a modelagem do processo termodinâmico.

No presente capítulo são apresentados os parâmetros geométricos, físicos e funcionais do secador, gaseificador, bombas, turbinas e trocadores de calor. Tais são definidos para o sistema de geração termelétrica proposto neste estudo e baseados em pesquisas previamente desenvolvidas já citadas na Seção 2 deste trabalho. A seguir são descritas cada uma das configurações adotadas para cada um dos equipamentos mencionados:

4.1 Secador

Os parâmetros principais do equipamento de secagem são mostrados em detalhe ao longo desta seção. As dimensões do leito e *freeboard* foram otimizadas para garantir o tempo de residência suficiente para a completa secagem da lama alimentada. A altura do *freeboard* também está acima do valor de TDH (*Transport disengaging height*) o que garante poucas perdas por elutriação de sólidos secos no leito. A geometria e as condições operacionais foram adotadas também com o objetivo de minimizar as perdas de material carbonáceo no combustível devido a possíveis reações de pirólises no processo.

A seguir se descrevem as dimensões e propriedades físicas aplicadas a cada uma das partes principais que compõem o secador.

4.1.1 Geometria do Secador

O Secador proposto possui seção transversal circular de diâmetros específicos para cada região de leito e *freeboard*. A Figura 4.1 ilustra as dimensões definidas para o equipamento:

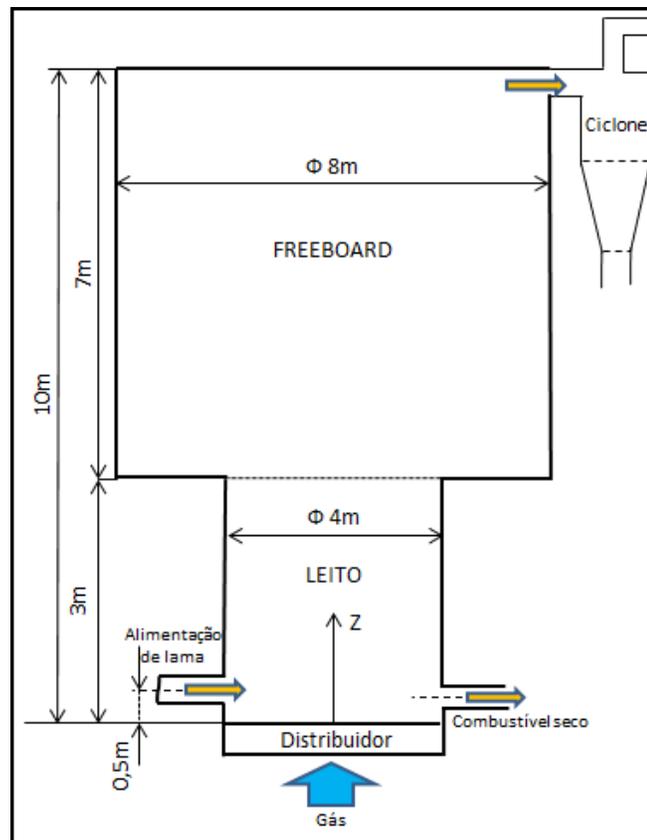


Figura 4.1 Dimensões do secador

As dimensões do leito, como é chamada a região mais densa, localizada acima do distribuidor e embaixo do *freeboard*, tem as seguintes dimensões:

- Diâmetro da seção transversal do leito igual 4m;
- Altura do leito igual 3m;

Estas dimensões correspondem às selecionadas para otimizações de processos de secagem realizadas em trabalhos que são referência para o presente (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

No interior do leito é onde ocorre a maior parte das transferências de massa e calor entre as partículas e o gás que atravessa ascendentemente esta região por meio da emulsão e de bolhas. Cabe salientar que a emulsão é uma combinação entre sólidos e gases e que a taxa de circulação das partículas é muito elevada. Portanto há certo grau de homogeneidade na composição das partículas da mesma espécie na extensão do leito.

Acima do leito, encontra-se o *freeboard*, que se caracteriza por uma região de baixa concentração de partículas quando comparada com as concentrações encontradas no leito borbulhante. Esta seção tem as seguintes dimensões:

- Diâmetro da seção transversal do *freeboard* igual 8m;
- Altura do *freeboard* igual a 7m;

Estas dimensões também correspondem às selecionadas para otimizações de processos de secagem realizadas em trabalhos que são referência para o presente (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

O *freeboard* possui o espaço suficiente para permitir uma separação inercial entre as partículas mais pesadas e o gás de transporte. Portanto, as partículas relativamente grandes, ou de massas relativamente altas, retornam ao leito, pois a velocidade dos gases é inferior à velocidade mínima para transportar tais partículas. As partículas menores arrastradas pelo gás ascendente deixam o equipamento junto com o gás, fenômeno que recebe o nome em inglês de *entrainment* (de SOUZA-SANTOS, 2010). Cabe salientar cada um dos fenômenos que fazem parte da separação inercial de partículas no *freeboard* e que são enumerados a seguir:

- 1) A partícula deixa o leito com quantidade do movimento na direção vertical devida ao rompimento das bolhas e ao sentido ascendente do gás;

- 2) As partículas no leito e *freeboard* dissipam a quantidade de movimento no sentido ascendente devido a colisões com outras partículas, atrito com as superfícies e a ação da gravidade. Se vencer todos esses efeitos, a partícula atinge o topo do *freeboard* e deixa o equipamento;
- 3) A quantidade de massa de partículas que atinge o topo do *freeboard* que é removida com o gás do equipamento recebe o nome de taxa de elutriação ou “*elutriation*” em inglês;
- 4) A partir de certa altura no *freeboard* o decréscimo da quantidade de partículas no gás cai muito lentamente, ou seja, a vazão mássica de partículas em movimento ascendente permanece praticamente constante. A altura em que é atingida esta condição recebe o nome em inglês de *Transport Disengaging Height* (TDH) definida tecnicamente como a altura em que o gradiente de decréscimo de fluxo mássico total de partículas no sentido ascendente é apenas de 1% em relação ao mesmo gradiente encontrado na interface leito-*freeboard*.

Os pontos de alimentação do combustível e gás de processo são:

- O gás de processo é injetado no secador através do distribuidor localizado na base do leito $Z = 0$ m;
- O bagaço de cana na forma de lama é injetado no leito no ponto $Z = 0,5$ m;
- A extração dos gases quentes está localizada no topo do *freeboard*, ou $Z=10$ m.

Estes parâmetros também correspondem às selecionadas para otimizações de processos de secagem realizadas em trabalhos que são referência para o presente (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

4.1.2 Distribuidor do secador

O gás de processo usado para a secagem do bagaço de cana em forma de lama é injetado no interior do leito por meio do distribuidor. Esta parte do equipamento se compõe de um preciso sistema de injeção que permite uma distribuição uniforme do gás e uma mínima perda de carga de pressão. Estes parâmetros também correspondem às selecionadas para otimizações de processos com leito fluidizado realizadas em trabalhos que são referência para o presente (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, a, b). Na Figura 4.2 se apresenta uma descrição da geometria adotada para este componente do secador:

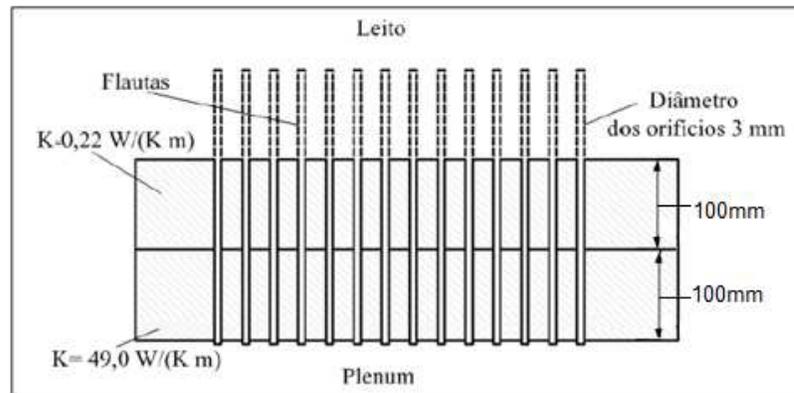


Figura 4.2 Esquema simplificado do distribuidor para injeção de gás para secagem

Em complemento com a figura acima apresentada, são enunciadas a seguir características geométricas do distribuidor que garantam homogeneidade na injeção do gás ao leito e que são resultado de otimizações efetuadas em trabalhos anteriores que são base para o presente. (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, a, b):

- 50.000 flautas são distribuídas uniformemente sob sua área circular;
- Isolamento térmico interno com espessura de 100 mm com condutividade térmica de 0,22 W/(m.K);
- Cada flauta de diâmetro interno 12,7 mm e diâmetro externo de 13,2 mm tem homogeneamente distribuídos 10 furos de 3 mm de diâmetro.

4.1.3 Isolamento do Secador

O reator (leito e *freeboard*) do secador está composto por três camadas de material na superfície, segundo é mostrado na Figura 4.3 e cujas características e funções são:

- Exercer resistência mecânica ao equipamento, pois na superfície estão presentes esforços resultantes longitudinais e periféricos devido à pressurização interna do vaso a 2,2 MPa;
- Exercer resistência térmica ao equipamento, pois o corpo metálico do secador tem que ser protegido a trocas de calor consideráveis com o ambiente para assim evitar perdas energéticas no processo.

Uma seção longitudinal das paredes do vaso é mostrada na seguinte figura com as respectivas espessuras e resistências térmicas de cada uma das camadas mencionadas:

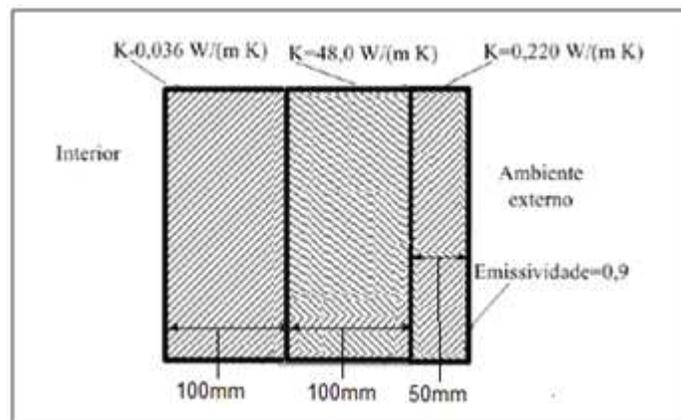


Figura 4.3 Seção longitudinal das paredes do leito e *freeboard* do secador

4.1.4 Propriedades físicas e químicas da lama de Bagaço de cana

A lama utilizada no presente trabalho é formada por uma mistura de água e bagaço de cana. A quantidade de água presente na lama é um fator que define a possibilidade de ser bombeada e daí elevada sua pressão para a posterior injeção no leito. Segundo pesquisas desenvolvidas (ANTHONY, 1995; HE et al., 2009 a, b), os limites de concentrações de sólidos para bombeio de biomassa em forma de lama está ao redor de 40%, valor adotado como máximo teor de sólido na lama (BENINCA, 2012).

Com base na literatura referenciada, no presente trabalho é adotada uma lama composta por água e bagaço de 50% de umidade original, levando a um teor de sólido seco na lama de 40%. A umidade original assumida no bagaço é o valor típico encontrado nesta biomassa após de ser moído nas usinas convencionais.

A seguir se apresentam os valores adotados para as simulações com CeSFaMB[©] no caso do bagaço de cana úmido em forma de lama para o processo de secagem.

- Características básicas da fração sólida da lama:
 - Poder calorífico superior, base seca (PCS): 19,14 MJ/kg;
 - Temperatura de alimentação: 290K;
 - Densidade a granel ou global (*Bulk density* em inglês) de 200 kg/m³. Definida como a relação entre a massa total das partículas no leito e o volume total do mesmo;
 - Densidade aparente de partícula em 720 kg/m³. Definida como a massa por unidade de volume de uma partícula, considerando o volume dos poros no seu interior;
 - Densidade real ou esquelética de uma partícula de 1390 kg/m³. Definida como a massa por unidade de volume da partícula, mas excluindo o volume dos poros no seu interior.

- Análise imediata (porcentagens em base úmida):
 - Umidade do bagaço: 50%;
 - Voláteis: 40,78%;
 - Carbono fixo: 7,57%;
 - Cinzas: 1,65%.

- Análise elementar (porcentagens em base seca):
 - Carbono (C): 49,66%;
 - Hidrogênio (H): 5,71%;
 - Nitrogênio (N): 0,21%;
 - Oxigênio (O): 41,08%;
 - Enxofre (S): 0,03%;
 - Cinzas: 3,31%.

- Distribuição de tamanho de partículas do bagaço de cana após do processo de moagem, segundo valores típicos na usina e adotados em trabalhos anteriores que são referência para o presente (BENINCA, 2012):
 - Partículas maiores que 1,68 mm: 82 %;
 - Partículas maiores que 0,841mm e menores que 1,68 mm: 3,91 %;
 - Partículas maiores que 0,354 mm e menores que 0,841 mm: 9,86 %;
 - Partículas maiores que 0,25 mm e menores que 0,354 mm: 3,23 %;
 - Partículas maiores que 0,177 mm e menores que 0,25 mm: 1,0 %.

4.1.5 Alimentação da lama ao Secador

As taxas de alimentação adotadas para a lama são:

- Vazão mássica de água para formar a lama: 9 kg/s;
- Vazão mássica do combustível (50% umidade original) para formar a lama: 36 kg/s; Este valor é o ingressado no CeSFaMB[©] para simulação;
- Vazão mássica do bagaço seco (40% da lama): 18 kg/s.

Estes valores são definidos baseados em trabalhos anteriores (de SOUZA – SANTOS; CHAVEZ, 2012, a, b). A presente taxa de alimentação de bagaço – e que define a escala da unidade - é resultado de consulta ao pessoal de engenharia de consultoria em unidades de açúcar e álcool. Estes informaram que uma grande unidade poderia dispor de bagaço em taxas na ordem de 65 ton/h (base seca), ou seja, aproximadamente 18 kg/s. Embora o presente estudo utilize tais valores, os resultados aqui apresentados podem ser escalonados para cima ou para baixo sem grandes alterações nas conclusões obtidas.

Neste trabalho o combustível é injetado ao sistema de geração de potência por meio de um sistema de bombeio simples que pressuriza lama com teor de sólido de 40% para uma mistura de bagaço de cana moído e água. Este valor encontra-se abaixo porém próximo do limite para se manter dentro a lama dentro da faixa de viscosidade permissível para ser bombeada (HE et al., 2009 a, b). Cabe salientar que este valor máximo é possível só para lamas que foram submetidas à pré-tratamento hidrotérmico, cujos detalhes podem ser consultados na literatura acima citada.

Para formar a lama poderiam ser adotados diversos fluidos industriais, tais como o glicerol, aceites fenólicos ou etileno glicol (SVOBODA et al., 2009), mas isto significaria um custo externo considerável na produção, além de indisponibilidade dos produtos a grande escala.

4.2 Gaseificador

Os principais parâmetros dimensionais e de operação do gaseificador são resultado de um processo de otimização que teve como variáveis a vazão mássica de ar, a vazão mássica de vapor e o diâmetro hidráulico do leito e *freeboard*.

A seguir se descrevem as dimensões e propriedades físicas aplicadas a cada uma das partes principais que compõem o gaseificador:

4.2.1 Geometria do Gaseificador

O gaseificador proposto possui seção transversal circular de diâmetro específico constante para todo o vaso, ou seja, leito e *freeboard*. A Figura 4.4 ilustra as dimensões definidas para o equipamento:

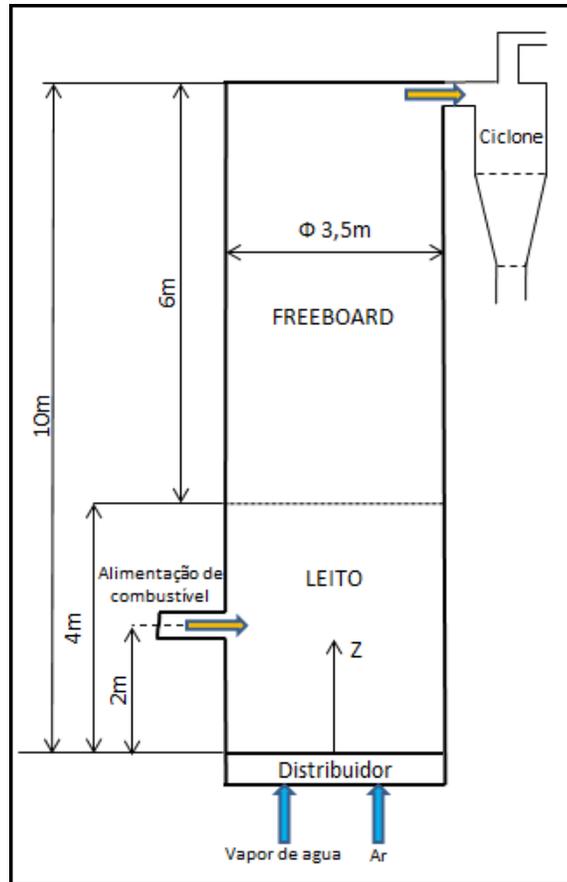


Figura 4.4 Dimensões do gaseificador.

O gaseificador selecionado tem as seguintes dimensões:

- Diâmetro da seção transversal do leito igual 3.5m;
- Diâmetro da seção transversal do *freeboard* igual 3.5m;
- Altura do gaseificador 10m;

A altura do equipamento está acima do valor de TDH (*Transport disengaging height*), que garanta poucas perdas por elutriação de sólidos secos no leito.

No interior do leito ocorre a maior parte das reações químicas do material carbonífero, especificamente entre as partículas e o gás que atravessa ascendentemente esta região por meio da emulsão e de bolhas. As bolhas percorrem o leito no sentido ascendente do distribuidor para o topo do leito, aumentando seu tamanho devido à diminuição de pressão estática enquanto sobem

como também por coalescência entre bolhas vizinhas. No topo do leito as bolhas se rompem liberando o gás contido no seu interior.

Acima do leito, encontra-se o *freeboard*, que é uma região de separação inercial entre gases e partículas.

Tanto no leito como no *freeboard* do gaseificador ocorrem fenômenos físicos que fazem parte da operação de um leito fluidizado borbulhante e que coincidem com os abordados na Seção 4.1.1 de este trabalho.

Os pontos de alimentação do combustível e gás de processo são:

- O vapor de água e o ar de processo são injetados no gaseificador através do distribuidor localizado na base do leito $Z = 0$ m;
- O bagaço de cana seco é injetado no leito no ponto $Z = 2,0$ m. A partir deste ponto aumenta a concentração do material em fase sólida no leito;
- A extração dos gases quentes está localizada no topo do *freeboard* no ponto $Z=10$ m;
- O equipamento não possui reciclagem de partículas sólidas.

Os parâmetros apresentados são baseados em otimizações de processos de gaseificação realizados em trabalhos anteriores (de SOUZA- SANTOS; CHAVEZ, 2012 a, b) (de SOUZA- SANTOS; CERIBELI, 2013).

4.2.2 Distribuidor do gaseificador

O vapor e o ar são injetados ao leito por meio de um distribuidor que garanta uma distribuição uniforme dos gases e uma mínima perda de carga de pressão. Estes parâmetros também correspondem às selecionadas para otimizações de processos de gaseificação com leito fluidizado realizadas em trabalhos que são referência para o presente (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, a, b). Na Figura 4.5 é apresentada um esquema da geometria adotada para este componente do gaseificador:

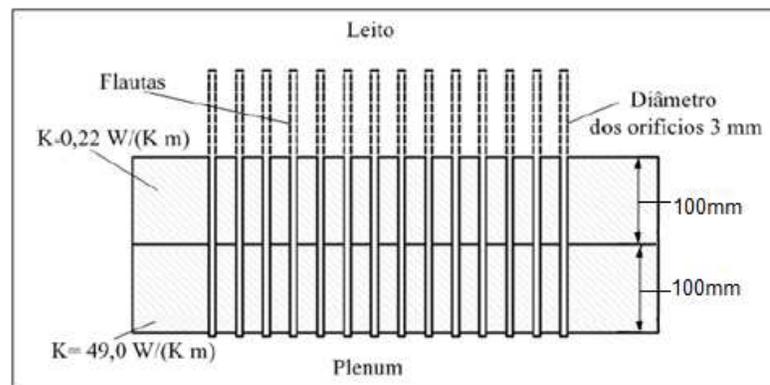


Figura 4.5 Esquema simplificado do distribuidor para injeção de vapor e ar no gaseificador

A seguir, são enunciadas a seguir características geométricas do distribuidor que garantam homogeneidade na injeção do gás ao leito e que são resultado de otimizações efetuadas em trabalhos anteriores que são base para o presente. (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ, 2012, a, b):

- 50.000 flautas são distribuídas uniformemente sob sua área circular;
- Isolamento térmico interno com espessura de 100 mm com condutividade térmica de 0,22 W/(m K);
- Cada flauta de diâmetro interno 12,7 mm e diâmetro externo de 13,2 mm tem homogeneamente distribuídos 10 furos de 3 mm de diâmetro.

4.2.3 Isolamento do Gaseificador

O reator (leito e *freeboard*) do gaseificador está composto por três camadas de material na superfície, segundo é mostrado na Figura 4.6 e cujas características e funções são:

- Exercer resistência mecânica ao equipamento, pois na superfície estão presentes esforços resultantes longitudinais e periféricos devido à pressurização interna do vaso a 2,0 MPa;
- Exercer resistência térmica ao equipamento, pois o corpo metálico do gaseificador tem que ser protegido a trocas de calor consideráveis com o ambiente para assim evitar perdas energéticas no processo.

Uma seção longitudinal das paredes do vaso é mostrada na seguinte figura com as respectivas espessuras e resistências térmicas de cada uma das camadas mencionadas:

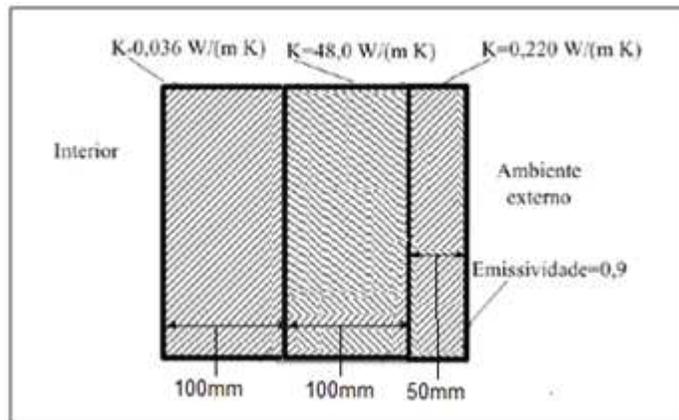


Figura 4.6 Seção longitudinal das paredes do leito e *freeboard* do gaseificador

4.2.4 Propriedades físicas e químicas do Bagaço de cana

O bagaço é um subproduto da moagem da cana na produção de açúcar e álcool. É um material fibroso, de baixa densidade, com variada gama de tamanhos de partículas e elevado teor de umidade. Estas propriedades são de difícil caracterização, pois dependem diretamente da qualidade no processamento da cana, de variáveis na composição e das configurações do processo térmico para o que é requerida. Análises específicas das propriedades físicas e químicas do bagaço e sua caracterização são abordadas em pesquisas anteriores (RASUL, et al, 1999) (LENÇO, 2010).

Após do processo de secagem, o bagaço de cana é injetado no gaseificador.

A seguir se apresentam os valores adotados para as simulações com CeSFaMB[®] no caso do bagaço de cana seco para o processo de gaseificação:

- Características básicas:
 - Poder calorífico superior (PCS): 19,14 MJ/kg;
 - Poder calorífico Inferior (PCI): 17,00 MJ/kg;
 - Temperatura de alimentação: 290K;
 - Densidade a granel ou global (*Bulk density* em inglês): 100 kg/m³;
 - Densidade aparente de partícula: 360 kg/m³;
 - Densidade real ou esquelética de uma partícula: 1390 kg/m³.

- Análise imediata:
 - Umidade do bagaço: 0%;
 - Voláteis: 81,55%;
 - Carbono fixo: 15,14%;
 - Cinzas: 3,31%.

- Análise elementar:
 - Carbono (C): 49,66%;
 - Hidrogênio (H): 5,71%;
 - Nitrogênio (N): 0,21%;
 - Oxigênio (O): 41,08%;
 - Enxofre (S): 0,03%;
 - Cinzas: 3,31%.

- Distribuição de tamanho de partículas do bagaço de cana após do processo de moagem, segundo valores típicos na usina e adotados em trabalhos anteriores que são referência para o presente (BENINCA, 2012):
 - Partículas maiores que 1,68 mm: 82 %;
 - Partículas maiores que 0,841mm e menores que 1,68 mm: 3,91 %;
 - Partículas maiores que 0,354 mm e menores que 0,841 mm: 9,86 %;
 - Partículas maiores que 0,25 mm e menores que 0,354 mm: 3,23 %;
 - Partículas maiores que 0,177 mm e menores que 0,25 mm: 1,0 %.

4.2.5 Alimentação do combustível ao Gaseificador

Após a secagem o combustível é alimentado para o gaseificador por meio de válvulas rotativas simples e/ou de roscas sem-fim, operando conjuntamente com uma pequena diferença de pressões medias ($\approx 0,2$ MPa) entre o secador e o gaseificador. Este trabalho propõe uma pressão média de operação de 2,2 MPa no secador e de 2,0 MPa para o gaseificador.

A taxa de combustível seco alimentado ao gaseificador foi fixada em 17,97 kg/s, baseado na vazão que é retirada do leito do secador. Tal valor foi obtido por simulação e a perda em relação à matéria seca injetada no secador (18 kg/s) é principalmente devida à elutriação naquele equipamento (de SOUZA – SANTOS; CHAVEZ, 2012, a, b).

4.3 Bombas, compressores e turbinas

As condições de operação das bombas, turbinas e compressores são avaliadas mediante balanços termodinâmicos nos volumes de controle.

Para simulação são consideradas as seguintes eficiências em relação a equipamentos operando isoentrópicamente:

- Bombas: $\eta_b = 90 \%$; (VERES, J. P., 2014)
- Compressores: $\eta_c = 87 \%$; (GRESH, M.; et al., 2014)
- Turbinas a vapor: $\eta_{Tv} = 80 \%$; (EPA, 2014)
- Turbinas a gás: $\eta_{Tg} = 87 \%$. (GRESH, M.; et al., 2014)

4.4 Trocadores de calor

Os trocadores de calor presentes no processo FSIG/GT são avaliados por meio de balanços de volumes de controle. Os parâmetros definidos para estes equipamentos no presente trabalho são:

- Diferença mínima de temperaturas entre as correntes de saída e de entrada ao equipamento de 10 K;
- Eficiência térmica de 98%. Portanto uma perda de energia para o ambiente de 2% da energia trocada entre as correntes.

Estas condições adotadas são comumente encontradas em equipamentos industriais. As conclusões principais obtidas deste estudo não deverão ser severamente alteradas se tais valores forem ligeiramente modificados.

4.5 Configuração do processo termodinâmico

A configuração do processo termodinâmico proposto é apresentada na Figura 4.7. No processo, a lama de combustível é bombeada para um secador de leito fluidizado borbulhante pressurizado a 2,2 MPa. O combustível seco é alimentado ao gaseificador de leito fluidizado borbulhante, cuja pressão interna de operação é de 2,0 MPa. O gás aquecido resultante das reações químicas que tem lugar no gaseificador é dirigido a uma linha de fluxo de remoção de componentes alcalinos, injeção em câmara de combustão e geração de potência por expansão em uma turbina ou turbinas a gás. Finalmente, os gases resultantes da expansão são aproveitados para a secagem da lama e do bagaço de cana no secador mencionado anteriormente (Corrente 32).

Referindo-se à Figura 4.7, a energia dos gases efluentes do gaseificador excedente do processo de condensação de componentes alcalinos (Equipamento 15) é utilizada para gerar vapor superaquecido a 10 MPa. Este é expandido em uma turbina para geração de potência. Adicionalmente, a energia residual dos gases de escape da turbina a gás é transferida por meio de um gerador de vapor (Equipamento 4) a outro ciclo de potência baseado em duas turbinas de vapor com extração parcial que fornece vapor ao gaseificador (Corrente 12). Conceitualmente, esta proposta é resultado de uma série de otimizações de processos de geração termelétrica realizadas nos trabalhos citados no Capítulo 2.

- 2) Os trocadores de calor (Equipamentos 15 e 4) têm o objetivo de garantir aproveitamento da energia tanto da condensação de alcalinos como da descarga da turbina a gás, aumentando assim a eficiência global do processo;
- 3) Nos condensadores (Equipamentos 17 e 8) ocorrem transferências de calor de vapor para água de arrefecimento escoando em correntes separadas. As temperaturas das correntes 25 e 15 foram fixadas abaixo da temperatura de saturação para evitar condições de cavitação nas bombas (Equipamentos 18 e 12);
- 4) Após da remoção dos componentes alcalinos dos gases quentes em alta pressão que deixam o gaseificador, estes são injetados ao combustor. Ar, como agente oxidante, é comprimido (Equipamento 1) de sua condição no ambiente (Corrente 1, 101,32 KPa, 298K) até a condição de injeção para combustão completa a alta pressão produzindo a corrente gasosa injetada na turbina a gás (Equipamento 3);
- 5) A configuração é baseada nas disposições adotadas em outros trabalhos (de SOUZA-SANTOS; CERIBELI, 2013) (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014) e aplicada ao presente trabalho.

Segundo o acima mencionado, o estudo global do processo mostrado na Figura 4.7 é dividido em:

- 1) Ciclo de gás composto pelos equipamentos 1, 2, 3, 4, 13, 14, 15, 20, 21 e o conjunto de Secador – Gaseificador e as correntes 1, 2, 3, 4, 5, 6, 18, 19, 22, 30, 31, 32, 33 e 34;
- 2) Ciclo de vapor composto pelos equipamentos 15, 16, 17, 18 e 19 e as correntes 23, 24, 25, 26, 27, 28 e 29;
- 3) Ciclo de vapor com extração parcial (Corrente 12) composto pelos equipamentos 4, 5, 6, 7, 8, 9, 10, 11 e 12 e as correntes 7, 8, 9, 10, 11, 12, 13, 14, 15, 16, 17, 20 e 21.

Os valores de temperaturas, pressões e vazões mássicas correspondentes às correntes do ciclo são apresentados com detalhe na Tabela 6.7 do capítulo 6, referente aos resultados obtidos no presente estudo.

A seguir são descritas as operações que se levam a cabo em cada um dos processos indicados por separado para posteriormente estudar o sistema como conjunto.

4.5.1 Configuração e parâmetros do processo a gás

A configuração do ramo a gás é apresentada na Figura 4.8 e suas condições de operação fixadas para otimização do processo são abordadas nesta seção.

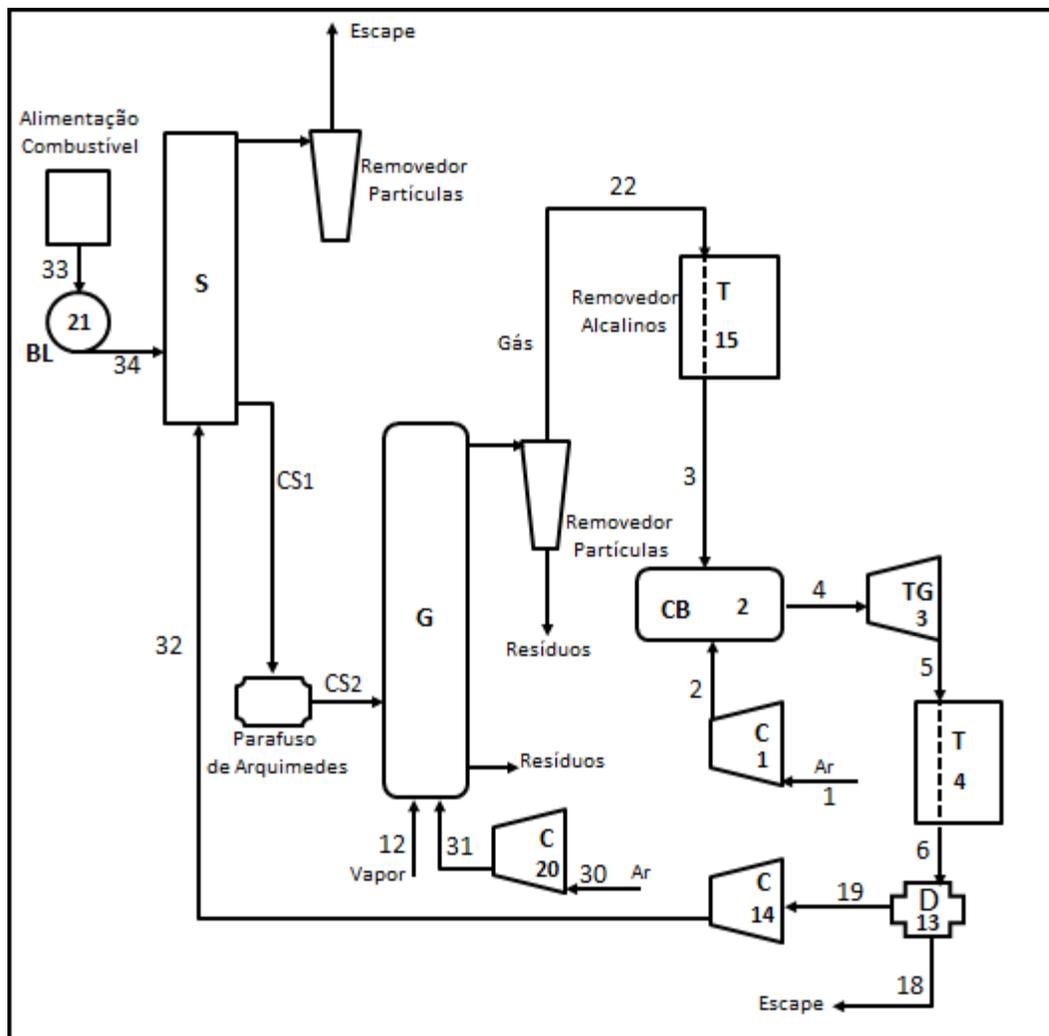


Figura 4.8 Configuração do ciclo a gás (BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás)

O ciclo é iniciado após do processo de secagem do bagaço de cana em forma de lama que ocorre no leito fluidizado para secagem (Equipamento S), daí é injetado por diferença de pressões ao gaseificador (Equipamento G). Na gaseificação é levado a cabo um processo de produção de gases combustíveis compostos principalmente por monóxido de carbono e hidrogênio. O objetivo da gaseificação é maximizar a conversão de carbono sólido combustível mesmo como o poder calorífico do gás produzido. A oxidação parcial ocorre devido ao uso de uma combinação de ar (Corrente 31, 2,0 MPa, 766,40 K, 14,2 kg/s) e vapor de água (Corrente 12, 2,0 MPa, 762 K, 1,4 kg/s) usados como agentes gaseificadores. (Ver Figura 4.8).

O conjunto de equipamentos responsáveis dos procedimentos básicos para a limpeza de gases no ciclo proposto consiste em:

- Ciclone (Removedor de partículas): São equipamentos de geometria apresentada na Figura 4.9 que separam os particulados de granulometria relativamente maior da corrente gasosa. A eficiência depende da sua capacidade de reter determinada granulometria em razão do material particulado total escoando com os gases. A vazão do gás é distribuída entre 20 ciclones.

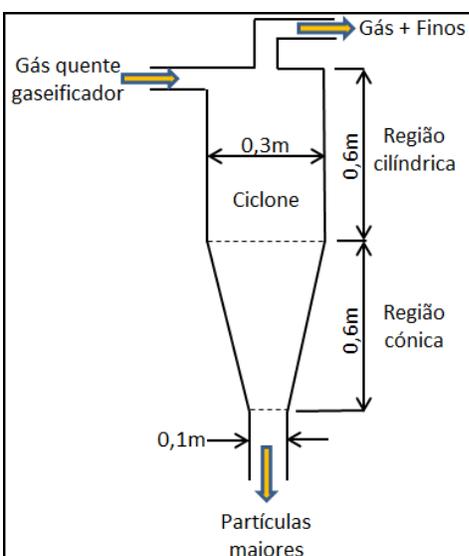


Figura 4.9 Geometria do ciclone.

A configuração adotada no processo não considera reinjeção do material carbonífero no leito, por quanto a única função adotada para os ciclones é a de separação de partículas da corrente gasosa. Conforme ao anterior não é indispensável incluir este equipamento na simulação do processo. Estas dimensões são baseadas em estudos anteriormente realizados, nos quais também podem ser revisados outros detalhes geométricos aplicáveis neste caso (de SOUZA-SANTOS; CHAVEZ; 2012, a, b).

- Filtros: Segundo a capacidade granulométrica de retenção do ciclone, estes acessórios serão selecionados para garantir um nível permissível de material particulado nos gases admitidos pela turbina.
- Condensador de componentes alcalinos: O processo de limpeza ou redução da concentração de compostos alcalinos é baseado na redução da temperatura da corrente de gás a temperaturas entre 920 e 770 K, onde são atingidos os pontos de orvalho desses compostos conseguindo sua condensação. No presente trabalho é fixada uma temperatura mínima de 800 K para garantir tal condição. O material removido é depositado em superfícies internas do equipamento e retirado seja periódica ou continuamente. Na verdade na Figura 4.8 é representado um conjunto de equipamentos formado por trocadores de calor e geradores de vapor onde água troca calor com gás e deixa o equipamento na forma de vapor superaquecido.

Uma revisão das tecnologias de separação de impurezas nos gases produzidos por gaseificação de biomassa pode ser consultada na literatura (WOOLCOCK; BROWN; 2013).

Após do processo de limpeza, o gás combustível (Corrente 3) deixa o trocador de calor (Equipamento 15) dentro dos limites admissíveis de partículas sólidas residuais para injeção em uma turbina de gás comercial, segundo os valores citados na Seção 1.1.1 e a literatura referenciada (SCANDRETT; CLIFT, 1984) (HORNER,1985), (WOOLCOCK, et al., 2013).

O conjunto de equipamentos que compõe a seção de potência a gás é composto de um sistema no qual o ar atmosférico é comprimido (Equipamento 20) à pressão de injeção na câmara de combustão (CB). Os produtos da combustão são injetados na turbina (Equipamento 3). Os gases expandidos (Corrente 5) deixam a turbina ainda a alta temperatura e são utilizados para gerar vapor por meio de um trocador de calor (Equipamento 4). (Ver Figura 4.8). O vapor superaquecido gerado é aproveitado em um ciclo *Rankine* que será abordado na seção 4.5.3 deste documento.

O gás resfriado é conduzido a uma válvula divisora de fluxo (*Splitter*, como é conhecida comercialmente) afim de ajustar a vazão mássica da corrente 32 que é injetada no secador. Antes de ser injetado ao secador, este gás de processo é comprimido até 2,2 MPa. A fração de gás não utilizada é descartada (Corrente 18).

4.5.2 Configuração e parâmetros do processo a vapor

A necessidade de reduzir a temperatura dos gases efluentes do gaseificador para a condensação de compostos alcalinos implica perdas de eficiência do sistema de geração. Desse modo é válido propor que trabalhos futuros abordem a possibilidade funcional e econômica de trabalhar com temperaturas mais altas, sem prejudicar a integridade da turbina a gás. Por enquanto, este trabalho propõe que o potencial de energia não aproveitado no ciclo a gás devido a esta causa, seja utilizado para geração de potência em um ciclo a vapor apresentado na Figura 4.10, a seguir:

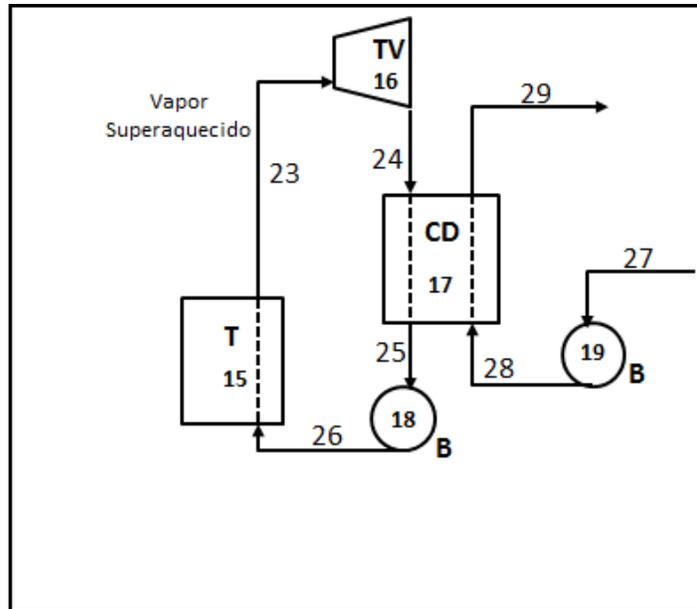


Figura 4.10 Configuração do ciclo a vapor (B – Bomba, CD – Condensador, T – Trocador de calor, TV – Turbina a vapor)

O ciclo consiste em água como fluido de trabalho que é aquecida no trocador de calor (Equipamento 15) ao ponto de vapor superaquecido. O vapor a pressão e temperatura de superaquecimento (Corrente 23) é expandido através da turbina para produzir trabalho e posteriormente descarregado no condensador com uma pressão relativamente baixa.

No condensador (Equipamento 17) há transferência de calor do vapor de água para a água de arrefecimento escoando em uma corrente separada. O vapor é condensado diminuindo sua temperatura até atingir a condição de líquido comprimido, evitando assim cavitação na bomba (Equipamento 18). (Ver Figura 4.10)

O líquido condensado que deixa o condensador é bombeado e posteriormente conduzido ao gerador de vapor para atingir as condições de pressão e temperatura indicadas no início, fechando assim o ciclo anotado.

4.5.3 Configuração e parâmetros do processo a vapor com extração

O calor rejeitado pelo ciclo a gás após expansão na turbina é transferido por meio do trocador de calor para a água como fluido de trabalho no ciclo *Rankine* (Ver Figura 4.11, a seguir). O conceito de geração de este ciclo é análogo ao esclarecido na seção anterior, daí cabe salientar as seguintes alterações:

- O vapor superaquecido gerado no trocador de calor (Corrente 10) é expandido em dois estágios devido a uma extração intermediária de vapor. O vapor extraído é utilizado como agente gaseificador do bagaço no leito fluidizado e portanto a pressão de extração é levemente maior da pressão média de operação do gaseificador (2,0 MPa).
- No ponto da extração de vapor, um *splitter* (Equipamento 6) ajusta a vazão mássica requerida para o processo de gaseificação e conduz a fração restante de vapor para o estágio seguinte da turbina. O vapor é posteriormente condensado no trocador de calor (Equipamento 8) rejeitando calor à corrente de água de arrefecimento.
- Um misturador de correntes (Equipamento 10) recebe a água condensada e outra corrente de água líquida levemente pressurizada com o objetivo de manter o balanço de massa no ciclo. Assim, a corrente 16 resultante da mistura é pressurizada na bomba (Equipamento 12) até atingir a pressão de 10 MPa para passar pelo trocador de calor/gerador de vapor (Equipamento 4) e completando o ciclo.

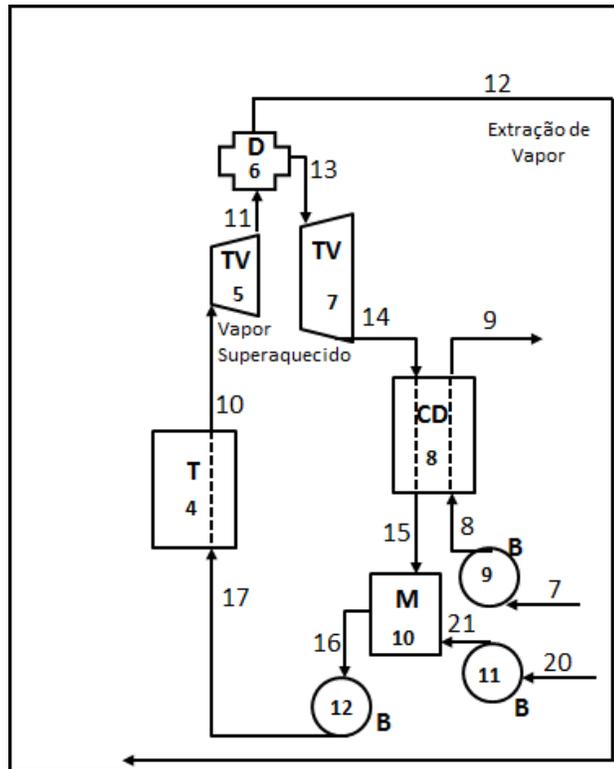


Figura 4.11 Configuração do ciclo a vapor com extração parcial (B – Bomba, CD – Condensador, D – Divisor, M – Misturador, T – Trocador de calor, TV – Turbina a vapor)

5 METODOLOGIA DE OTIMIZAÇÃO

O desenvolvimento conceitual do presente trabalho exigiu simulações e otimizações extensas dos processos de gaseificação, secagem e do sistema termodinâmico projetado, cujos parâmetros e variáveis são acoplados para avaliação como sistema de geração termelétrica. Obviamente, o objetivo é maximizar a eficiência global do processo de geração de potência.

Afim de alcançar o melhor desempenho e parâmetros de operação correspondentes do processo, são exploradas as capacidades dos componentes no aspecto individual como também as interações entre eles. Então, como o problema de análises estima um numeroso conjunto de condições de operação do sistema, é adotada uma estratégia de solução mediante a resolução dos subproblemas de otimização que foram identificados previamente.

Cada sistema termodinamicamente avaliado experimenta importantes interações em termos de trocas de calor, trabalho e potencial de energia nas regiões de análises determinadas como *superfícies de controle*.

A função objetivo adotada depende do equipamento ou processo e o método de cálculo é baseado na variação de determinados parâmetros dentro de intervalos tecnicamente razoáveis. Mediante este procedimento, normalmente iterativo, é estabelecida uma faixa de comportamento que permite uma análise e avaliação individual de cada sistema.

O processo de otimização desenvolvido neste trabalho tem por objetivo maximizar a eficiência de Primeira Lei da Termodinâmica para o sistema termoelétrico. De forma separada é levado a cabo um processo de otimização do gaseificador com a eficiência exergética ou de Segunda Lei da Termodinâmica como função objetivo e das condições de operação do secador. As estratégias adotadas são descritas neste capítulo.

É importante salientar que a máxima, ou melhor, condição de operação para um componente do ciclo pode não levar à melhor condição de operação para o processo termelétrico como um todo, por isso é adotada uma estratégia iterativa para a busca do ponto ótimo.

O procedimento adotado é produto da extensão dos estudos efetuados em trabalhos anteriores para otimização de processos de geração termelétrica baseada no uso de bagaço de cana na forma de lama, concretamente na tecnologia de FSIG/GT (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014), somando assim uma visão mais detalhada à esta linha de pesquisa.

5.1 Análise do gaseificador

A otimização do processo de gaseificação foi desenvolvida utilizando o CeSFaMB[©] como ferramenta computacional para simulação e avaliação do equipamento em cada um dos casos assumidos, visando a *eficiência exergética* como a função objetivo. Esta escolha é a mais adequada para este caso com base nos seguintes conceitos aplicáveis:

- Segundo o apresentado em (KOTAS, 1995) (SHAPIRO; MORAN, 2000) a *exergía* é definida como um padrão universal de medição do maior trabalho teórico possível que pode ser obtido a partir da energia disponível (qualquer que seja sua forma de apresentação) usando os parâmetros do *ambiente* e do *sistema de referência* ou *interesse*. Portanto pode-se entender *exergía* como um potencial de uso da energia disponível;
- O gaseificador recebe energia disponível em forma de combustível (bagaço de cana seco), proveniente do secador. No entanto, o potencial de aproveitamento desta energia é maior quando são envolvidas reações químicas e físicas, além de transferências de massa e de calor com o ar e o vapor de água que são injetados através do distribuidor. Isto justifica o conceito de *exergía* como um item válido de avaliação de cada corrente do sistema;

- Cabe salientar que ao contrário da energia, a exergía não é conservada e portanto pode ser destruída por irreversibilidades envolvidas nos processos. No processo pode se identificar *destruição de exergía* associada à transferência de calor para as vizinhanças, associada ao trabalho, às reações químicas e físicas, entre outros fenômenos termodinâmicos na gaseificação;
- Com base na premissa de que o potencial inicial de uso da energia disponível não será conservado durante todo o processo de gaseificação devido a sua natureza irreversível, é possível avaliar o equipamento segundo a eficácia da utilização dos recursos energéticos que ingressam a o sistema. Portanto, é adotada a *Eficiência Exergética* como a função objetivo no processo de otimização do gaseificador. Essa é dada por:

$$\eta_{Exe} = \frac{\text{Fluxo de exergía do gás deixando o gaseificador}}{\text{Fluxo de exergía total entrando ao gaseificador}} \quad (5.1)$$

O numerador da Equação 5.1 considera o fluxo de exergía presente na corrente de gás que deixa o equipamento. Enquanto o denominador é a somatória do fluxo de exergía presente no combustível alimentado e nas correntes de vapor de água e de ar injetadas através do distribuidor. A utilização da função de *Eficiência exergética* da forma apresentada é justificada pelo fato de que os gases que deixam o Gaseificador são utilizados para acionar o processo de geração de potência proposto.

Para um regime de operação de leito fluidizado borbulhante foram admitidas várias premissas como: a pressão média de operação, a taxa de consumo e propriedades físicas e químicas do combustível sólido. Como variáveis de otimização foram escolhidas a vazão mássica das correntes de ar e de vapor injetadas no distribuidor e o diâmetro do gaseificador. Finalmente como critérios de análise para estimar o bom funcionamento do gaseificador estão, entre outros parâmetros, os perfis de conversão total de carbono, concentração de alcatrão nos gases produzidos, temperatura e composição do gás, taxas de reações homogêneas e heterogêneas. Estas informações são fornecidas pelo simulador CeSFaMB[®] como também pela análise exergético do processo.

A otimização do processo de gaseificação pode ser efetuada avaliando seu comportamento exergético segundo um amplo número de possibilidades para as variáveis de entrada, mas devido ao tempo limitado para desenvolver o presente trabalho, escolheu-se concentrar em alguns parâmetros ou variáveis específicas consideradas mais fundamentais, tais como:

- Diâmetro hidráulico do gaseificador. Foram fixados os valores de 3,5 m, 4 m e 4,5 m como parâmetros de avaliação;
- Vazão mássica da corrente de vapor injetado no distribuidor. Escolheu-se uma faixa de avaliação entre 0 e 5 kg/s com intervalos de iteração de 0,2 kg/s;
- Vazão mássica da corrente de ar injetado no distribuidor. A partir de uma vazão mássica de 12 kg/s, fizeram-se simulações em intervalos de 0,2 kg/s.

5.1.1 Diâmetro hidráulico do gaseificador

O presente estudo visa estimar o comportamento da eficiência exergética em gaseificadores de diâmetros hidráulicos fixados em 3,5 m, 4,0 m e 4,5 m para uma altura constante do leito (4 m). A escolha de esta variável geométrica como dado para análises da operação e rendimento do gaseificador é baseada em simulações preliminares bem como em estudos anteriores que mostraram a viabilidade dessas condições para processos de gaseificação. (de SOUZA SANTOS; BENINCA, 2014).

Porém, no presente estudo, o diâmetro interno do leito como variável de análise é complementado com a exploração do rendimento exergético do gaseificador para várias faixas de valores de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor, segundo é apresentado na seguinte seção.

5.1.2 Vazão de vapor e de ar injetado no distribuidor

As correntes de vapor e de ar são injetadas ao gaseificador através do distribuidor apresentado na seção 4.2.2. O comportamento do gaseificador foi avaliado para valores independentes de vazão mássica de ar e de vapor injetados. As variações foram impostas para intervalos de 2 décimos adotando como referência inicial os parâmetros encontrados em simulações preliminares.

A corrente de ar não só permite a fluidização do material particulado, mas também fornece oxidante que sustenta reações exotérmicas. Tal processo provê energia para manter as reações endotérmicas de gasificação. O vapor de água atua como agente gaseificador participando de reações importantes para produção do gás, principalmente composto por monóxido de carbono e hidrogênio. Maiores detalhes que argumentam a influência do ar e o vapor de água como agentes principais no processo de gaseificação de biomassa podem ser consultados na literatura (KUMAR; HANNA et al, 2009) (PINTO; ANDRÉ et al, 2012) (de SOUZA-SANTOS, 2010).

Conseqüentemente, a vazão mássica de cada um destes elementos influi em praticamente todos aspectos do processo de gaseificação, desde todos fenômenos de transporte (transferências de calor, massa e quantidade de movimento, ou fluidodinâmica do leito e *freeboard*) até cinéticas de reações químicas.

Os respectivos valores de vazões das correntes injetadas de ar e vapor de água, definidos para cada um dos diâmetros estabelecidos, são apresentados a seguir:

Tabela 5.1: Vazões de Ar e de Vapor injetadas através do distribuidor no Gaseificador de diâmetro= 3,5m

Ar	11,6	11,8	12,0	12,2	12,4	12,6	12,8	13,0	13,2	13,4	13,6	13,8	14,0
[kg/s]	14,2	14,4	14,6	14,8	15,0								
Vapor	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4	2,6	2,8	3,0	
[kg/s]													

Tabela 5.2: Vazões de Ar e de Vapor injetadas através do distribuidor no Gaseificador de diâmetro= 4,0m

Ar [kg/s]	11,6	11,8	12,0	12,2	12,4	12,6	12,8	13,0	13,2	13,4	13,6	13,8	14,0
	14,2	14,4	14,6	14,8	15,0	15,2	15,4	15,6	15,8	16,0	16,2	16,4	16,6
	16,8	17,0	17,2										
Vapor [kg/s]	0,0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4
	2,6	2,8	3,0	3,2	3,4	3,6	3,8	4,0					

Tabela 5.3: Vazões de Ar e de Vapor injetadas através do distribuidor no Gaseificador de diâmetro= 4,5m

Ar [kg/s]	11,0	11,2	11,4	11,6	11,8	12,0	12,2	12,4	12,6	12,8	13,0	13,2	13,4
	13,6	13,8	14,0	14,2	14,4								
Vapor [kg/s]	0,0	0,2	0,4	0,6	0,8	1,0	1,2	1,4	1,6	1,8	2,0	2,2	2,4
	2,6	2,8	3,0	3,2	3,4	3,6	3,8	4,0	4,2	4,4	4,6	4,8	5,0

Portanto, são simulados processos de gaseificação para cada uma das combinações possíveis de vazões de ar e vapor injetados e diâmetro do gaseificador.

5.2 Análise do secador

A otimização do processo de secagem foi levada a cabo utilizando o CeSFaMB[®] como ferramenta computacional para simulação e avaliação do equipamento em cada um dos casos assumidos. O objetivo foi atingir a convergência das seguintes condições de operação:

- O processo deve levar a secagem praticamente completa da lama de bagaço injetada no secador. Ou seja, deve-se vaporizar totalmente a umidade original presente nas partículas de bagaço bem como a água adicionada para constituir a lama;
- O processo deve requer a mínima vazão mássica de gases quentes injetados através do distribuidor. Este propósito está relacionado com a eficiência global do processo que é

função, entre vários outros parâmetros, da potência aplicada na compressão de parte da corrente de gás (Corrente 19, Figura 4.7). Esta vazão mássica é ajustada mediante uma válvula divisora de fluxo (Equipamento 13, Figura 4.7);

- Os gases efluentes do *freeboard* devem carregar a mínima exergía possível, isto é, manter uma remoção total da umidade contida no leito, propiciando o mínimo possível de reações químicas do combustível com os gases efluentes. Os gases que deixam o equipamento são descarregados às vizinhanças.

Como consequência das condições de operação acima enunciadas, é adotada como função objetivo da otimização da secagem, o valor mínimo da razão exergética do sistema definida por:

$$R_{Exe} = \frac{\text{Fluxo de exergía do gás deixando o secador}}{\text{Fluxo de exergía total entrando ao secador}} \quad (5.2)$$

O numerador da Equação 5.2 considera o fluxo de exergía presente na corrente de gás que deixa o equipamento. Enquanto o denominador é a somatória do fluxo de exergía presente no combustível em forma de lama e na corrente de gás de processo injetada através do distribuidor.

5.2.1 Vazão de gás injetado no distribuidor

Como explicado na seção 5.2.1, os gases resultantes do processo de geração de potência a gás são conduzidos a uma válvula divisora de fluxo (Equipamento 13, Figura 4.7), afim de ajustar a vazão mássica da corrente 32 que será injetada no secador a uma pressão definida previamente e temperatura resultante do processo, como por exemplo 2,2 MPa e 909,9 K.

O processo de secagem foi simulado para valores com 1 kg/s de intervalo para a vazão mássica de gás injetado através do distribuidor, até atingir as condições de operação ótimas enunciadas na seção anterior. A faixa de iteração adotada é apresentada na Tabela 5.4:

Tabela 5.4: Vazões de gás injetado através do distribuidor no secador

	60	59	58	57	56	55	54	53	52	51
Ar	50	49	48	47	46	45	44	43	42	41
[kg/s]	40	39	38	37	36	35	34	33	32	31
	30	29	28	27	26	25	24	23	22	21

5.3 Otimização do processo de geração de potência

A metodologia adotada para determinar a máxima potência do processo de geração termelétrica FSIG/GT é apresentada a seguir.

Mediante o simulador CeSFaMB[®] são obtidas as melhores eficiências para o gaseificador, cujos resultados serão apresentados no capítulo seguinte. Para cada uma de estas alternativas, a temperatura, vazão mássica, pressão e composição da corrente 22 (Figura 4.7) são obtidas por simulação do gaseificador. Estes dados são tomados como valores de entrada para o simulador IPES, o que permite determinar a potência útil ou líquida da termelétrica para cada condição imposta.

Os ciclos de gás e vapor são relacionados por trocas de calor através dos equipamentos 15 e 4 (Figura 4.7).

Os dados obtidos em cada uma das etapas de simulação dos processos de secagem, gaseificação e geração de potência por turbina a gás e a vapor foram acoplados no IPES para uma série de simulações. Nessas a eficiência baseada na 1ª Lei da Termodinâmica foi adotada como função objetivo.

As condições de operação finalmente selecionadas são resultado de um processo de ajuste de condições das correntes do processo, sempre obedecendo como dados as condições das correntes obtidas por simulações do gaseificador e exigidas para o processo de secagem.

No Capítulo 6 são mostrados os resultados definitivos da otimização do ciclo termelétrico proposto, baseados no procedimento apresentado nesta seção.

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Os dados obtidos nas simulações estão divididos em três seções. As Seções 6.1 e 6.2 apresentam os resultados obtidos da otimização do gaseificador e do processo de secagem, respectivamente, ambos utilizando o simulador CeSFaMB[®]. A Seção 6.3 mostra os resultados de simulações do processo completo da termelétrica obtido no simulador IPES. Também inclui os resultados de simulações do processo a gás e dos ciclos a vapor simulados separadamente no ponto onde se verificou o máximo rendimento global da usina. Finalmente, para cada seção são mostradas informações complementares a este ponto de máximo rendimento da planta bem como dos equipamentos finalmente selecionados para esta configuração.

6.1 Análise do gaseificador

As informações obtidas para as simulações do gaseificador estão apresentadas em gráficos e tabelas de forma a sintetizar os dados e resultados bem como permitir a visualização das tendências e a localização do ponto máximo em cada uma das alternativas de análises.

Os formatos dos gráficos apresentados tem o seguinte modelo: tanto a abscissa de figuras em duas dimensões como as de três dimensões correspondem às condições impostas. Nas ordenadas são representadas as variáveis obtidas para análise, ou seja, a função objetivo adotada.

Em cada uma das seções estão expostos os argumentos conforme os comportamentos ou tendências obtidas para cada série de resultados.

6.1.1 Diâmetro hidráulico do gaseificador

A função adotada como objetivo para a otimização do gaseificador foi a eficiência exergética (η_{Exe}) ou de Segunda Lei da Termodinâmica, conforme mostrada na Equação 5.1.

Com base neste conceito é descrito a seguir o procedimento adotado, mesmo assim como os correspondentes resultados.

Simulações preliminares mostraram a possibilidade da utilização do gaseificador em uma condição de referência para vazões de ar e de vapor injetados no distribuidor de 12,0 kg/s e 2,4 kg/s, respectivamente, a um leito de 4 m de diâmetro operando em regime de fluidização borbulhante. Adotando esta condição como ponto de partida procedeu-se a alterar ponto a ponto as vazões de ar e vapor indicadas, de tal forma que a operação permanecesse na faixa de fluidização borbulhante. Simulações posteriores provaram a possibilidade de adotar também esta condição de referência para diâmetros de leito de 3,5m e 4,5m.

Como apresentado na seção 3.1, é importante aclarar que o simulador reproduz casos possíveis e em caso de se impor uma condição não factível ou não conseqüente com o processo escolhido, as interações desenvolvidas pelo simulador podem não convergir ou também alertar sobre impossibilidades operacionais.

Em conclusão, as simulações foram efetuadas em faixa de operação de fluidização borbulhante em leitos de diâmetros 3,5 m, 4,0 m e 4,5 m, testando a influência da relação de fluxo de ar e de vapor sobre a eficiência exergética do gaseificador. Os resultados obtidos estão apresentados a seguir nas Figuras 6.1, 6.2 e 6.3.

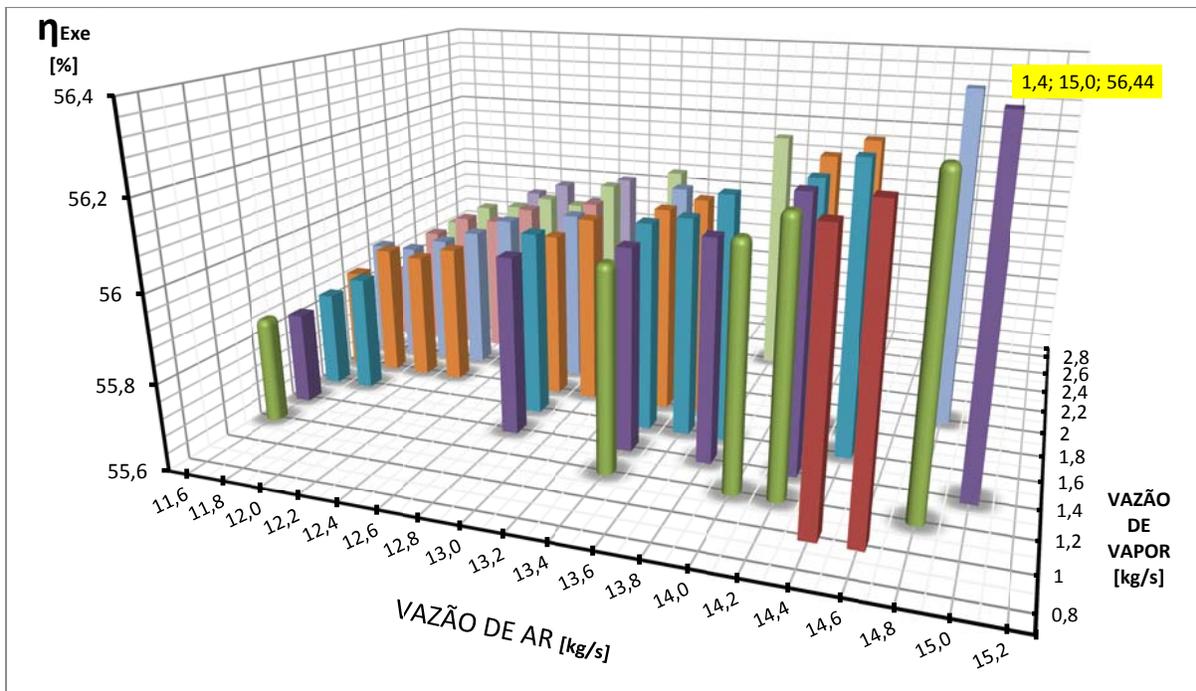


Figura 6.1 Eficiência Exergética de um gasificador de diâmetro 3,5m para diferentes combinações de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor

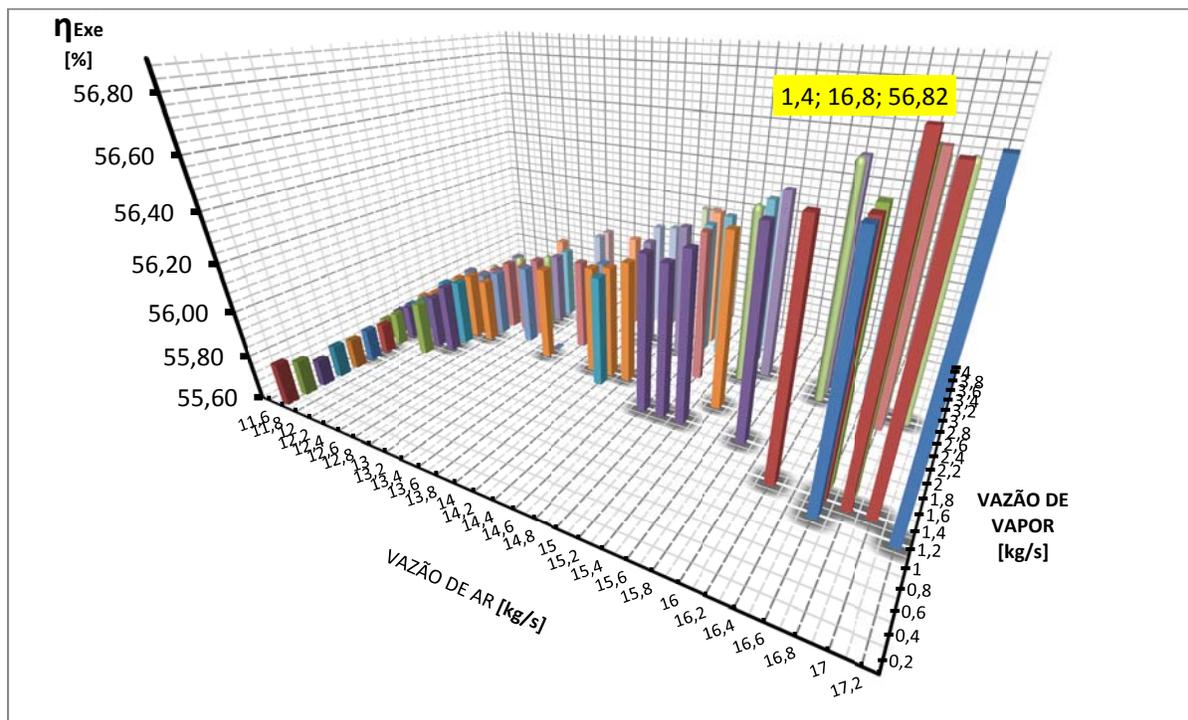


Figura 6.2 Eficiência Exergética de um gasificador de diâmetro 4,0m para diferentes combinações de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor

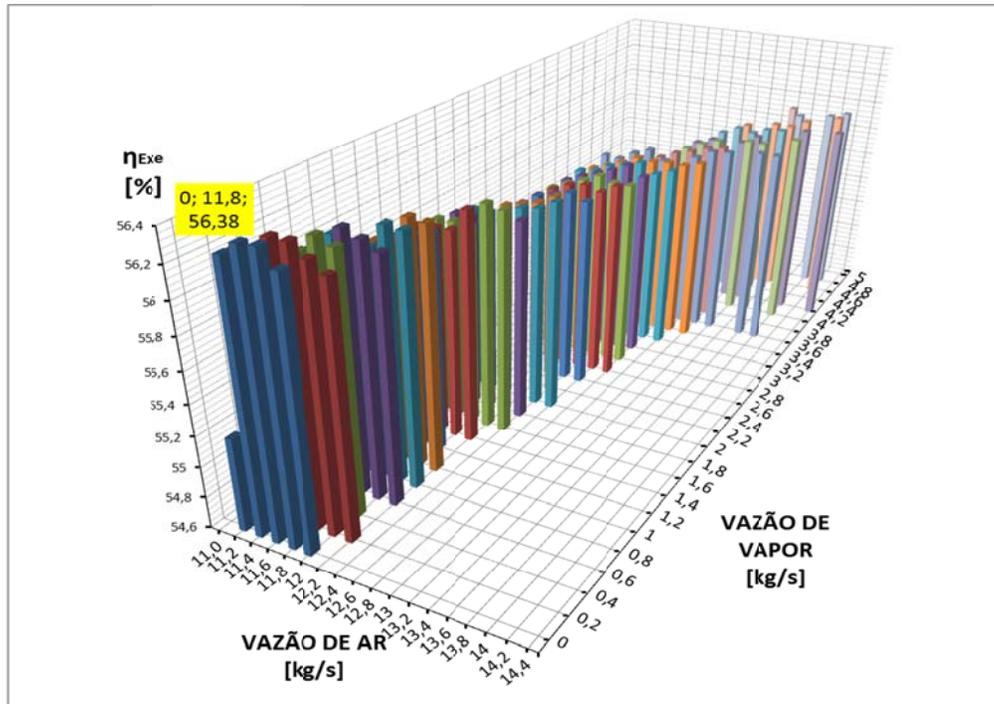


Figura 6.3 Eficiência Exergética de um gaseificador de diâmetro 4,5m para diferentes combinações de vazão mássica de ar e de vapor injetadas através do distribuidor

Analisando os resultados apresentados acima, se verifica o seguinte comportamento:

- 1) Nas simulações foi identificado um valor limite inferior de operação comum de 11,6 kg/s de vazão mássica de ar devido a operações inviáveis ou improváveis onde existe uma muito baixa relação de equivalência (RA) ou condições inferiores às de fluidização borbulhante.
- 2) Para valores ao redor de 11,6 kg/s de vazão mássica de ar, limite inferior de operação como acima indicado, são identificadas os menores níveis de aproveitamento do potencial exergético ingressante ao sistema. O anterior é observado na faixa entre 1,2 kg/s e 2,2 kg/s de vazão mássica de vapor e para diâmetros de 3,5m e 4m. Porém, no caso do gaseificador com o maior diâmetro (4,5m) é observado um efeito contrário, ou seja, eficiências exergéticas maiores são obtidas nesta região, especificamente quando nenhum vapor é injetado no gaseificador.
- 3) O ponto máximo de eficiência (56,82%) foi identificado para a maior faixa de vazão de ar encontrada entre as três alternativas (16,8 kg/s).

- 4) Dentro das faixas de operação encontradas, o comportamento da eficiência exergética é proporcional à relação (ar/vapor) injetada no distribuidor. Portanto, é identificada uma tendência de maior aproveitamento do potencial exergético ingressante ao sistema quanto maior a diferença entre o ar injetado e o vapor injetado. Porém, só para o diâmetro de 4,5 m é obtido um ponto máximo de eficiência quando nenhum vapor é injetado. Este assunto será ampliado na seguinte seção.
- 5) Para o gaseificador com o diâmetro de 4,5 m, a faixa de operação abarca uma margem maior de valores na injeção de vapor (0 kg/s até cerca de 5 kg/s), porém há uma menor faixa de valores de injeção de ar (11,2 kg/s até cerca de 14,4 kg/s).
- 6) O comportamento da eficiência sempre adotou uma relação direta às condições impostas, seja vazão injetada de vapor ou vazão injetada de ar.

6.1.2 Vazões de ar e vapor de água no distribuidor

Em relação ao procedimento de otimização, cabe salientar que a partir de um ponto de referência adotado, a vazão de ar foi mantida constante, para assim proceder a alterações sucessivas nas vazões de vapor no distribuidor até identificar uma faixa de casos fisicamente possíveis. Este método foi repetido para valores sucessivos menores e maiores do que o anterior, até atingir os valores limites mínimos e máximos de ar injetado no regime de fluidização imposto.

Este procedimento possibilita também a interpretação dos resultados, bem desde o ponto de vista das magnitudes de vazões impostas como da relação (ar/vapor) injetada no distribuidor, levando a cabo a avaliação destas variáveis com as eficiências obtidas do gaseificador para cada caso. A seguir são apresentados os resultados obtidos desde os enfoques acima anotados.

- Avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor.

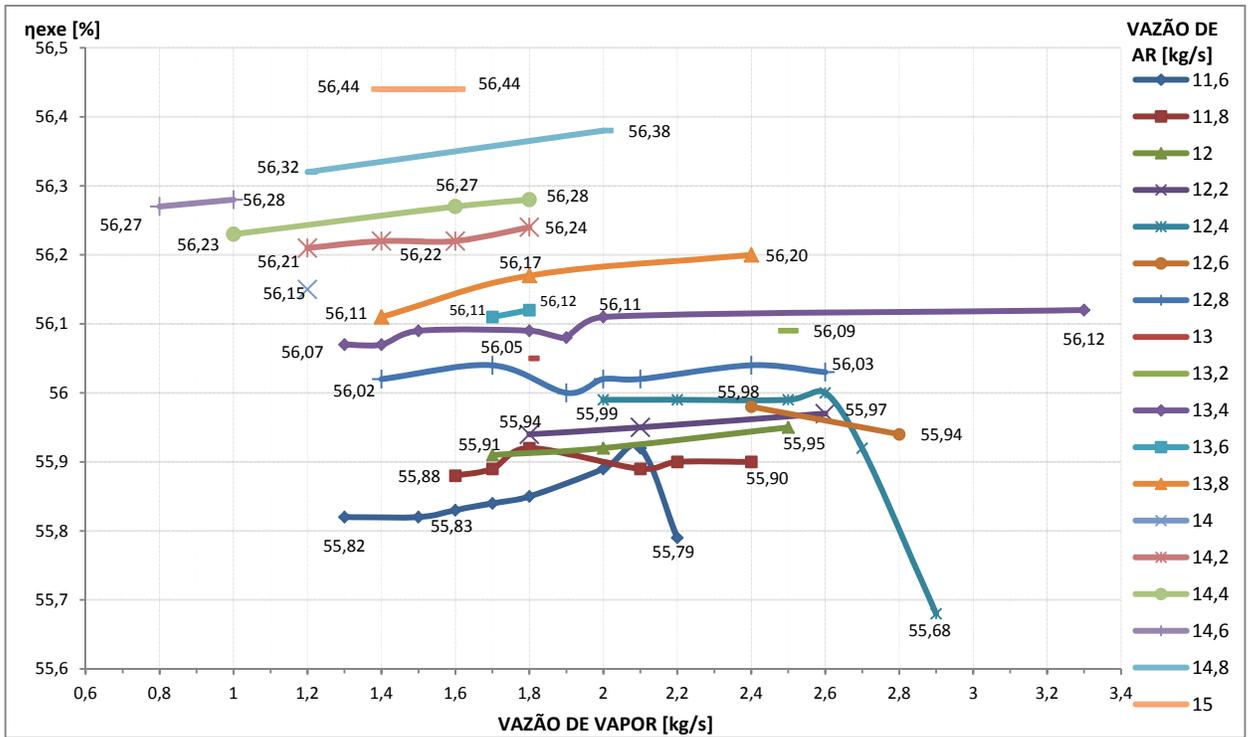


Figura 6.4 Gaseificador de diâmetro 3,5m. Eficiência Exergética para avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor

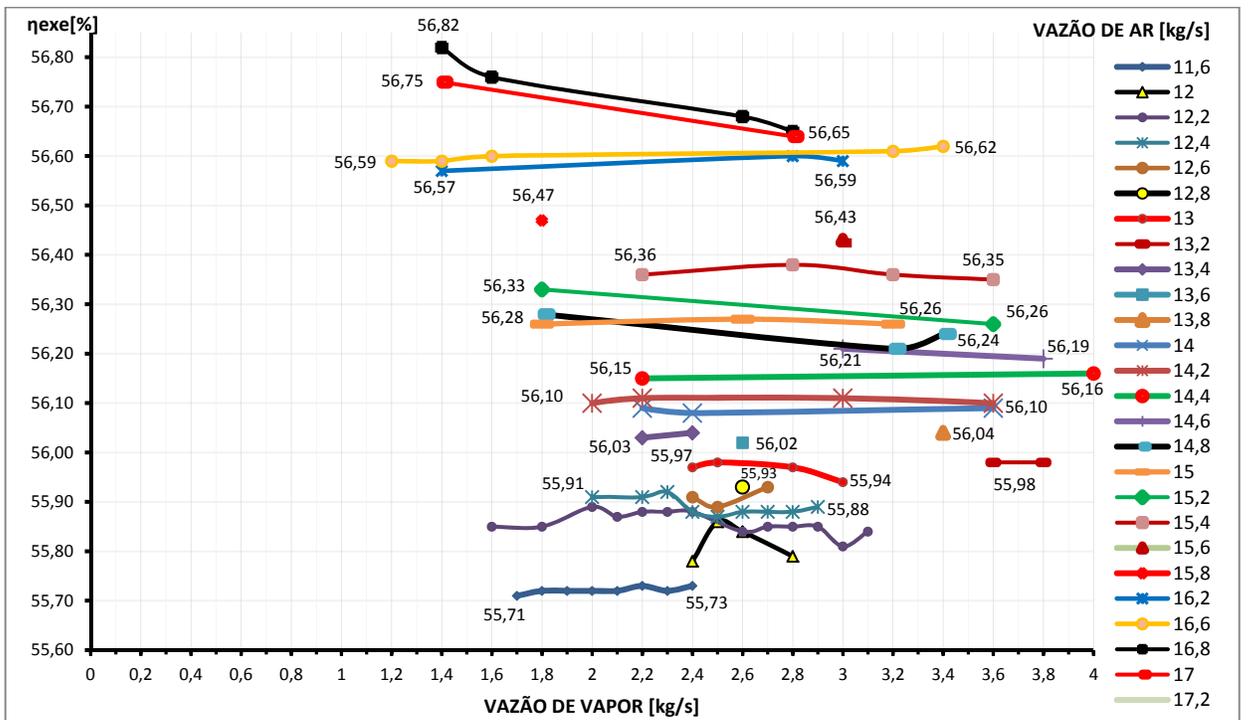


Figura 6.5 Gaseificador de diâmetro 4,0m. Eficiência Exergética para avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor

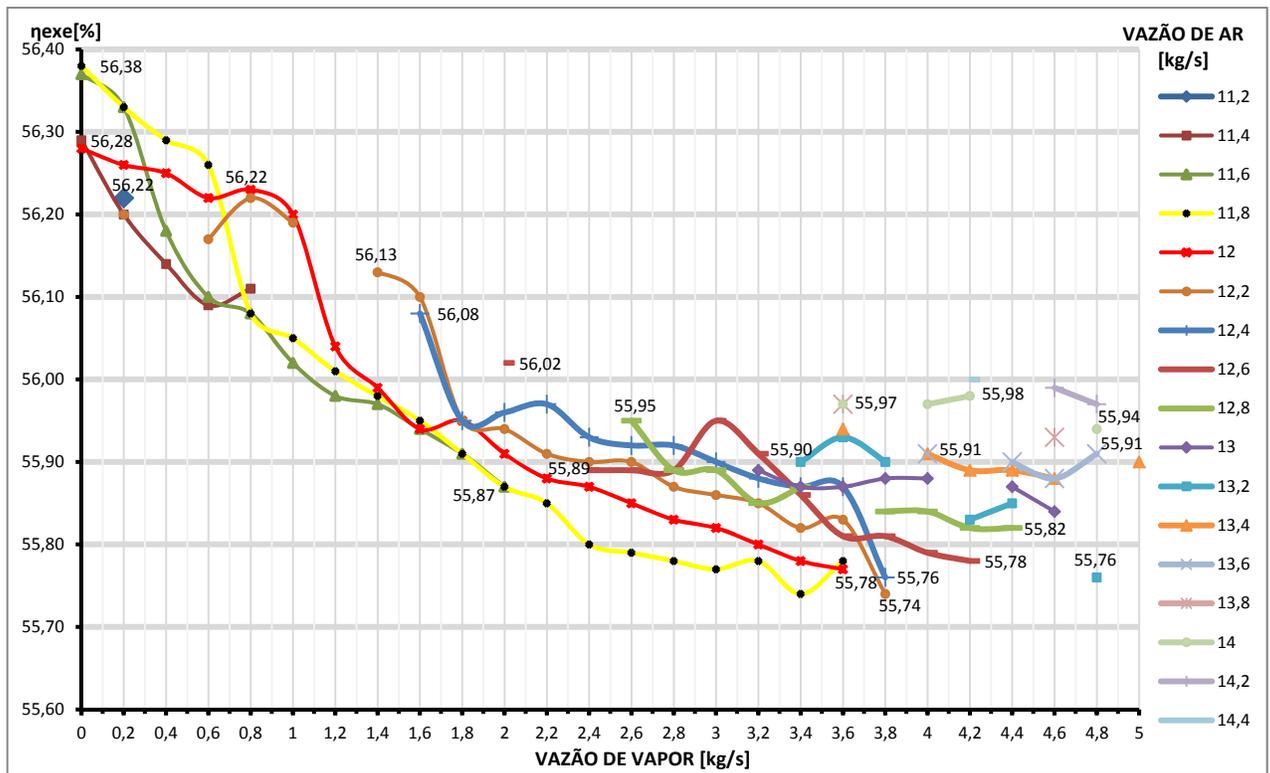


Figura 6.6 Gaseificador de diâmetro 4,5m. Eficiência Exérgica para avaliação de uma vazão mássica de vapor constante em relação a uma vazão de ar variável (ou vice-versa) injetadas através do distribuidor

Analisando os resultados apresentados acima, podem ser observados os seguintes pontos:

- 1) Nos três casos, para uma vazão mássica de vapor injetado constante, a eficiência exérgica aumenta para maiores valores de vazão mássica de ar injetada no distribuidor.
- 2) No gaseificador de diâmetro 3,5 m é identificado que para uma vazão mássica de ar constante, a eficiência exérgica tem um leve aumento conforme é aumentada a vazão mássica de vapor. Porém esta variação é mínima comparada com a indicada no caso anterior.
- 3) No gaseificador de diâmetro 4,0 m é identificado que para uma vazão mássica de ar constante e uma vazão mássica de vapor variável, a eficiência exérgica praticamente fica estável. Porém, para vazões mássicas de ar relativamente altas, a eficiência exérgica decresce para aumentos na vazão mássica de vapor.

- 4) No gaseificador de diâmetro 4,5 m é mantida constante a vazão de ar, a eficiência exergética decresce para aumentos na vazão mássica de vapor. Este comportamento é diferente ao observado para os gaseificadores de menor diâmetro.
 - 5) Tomando os três casos, a eficiência exergética experimenta uma variação média de 0,3% por unidade de vazão mássica de ar (kg/s) para um valor constante de vazão de vapor injetado.
 - 6) Para o leito de diâmetro de 3,5 m a eficiência exergética experimenta uma variação média de 0,06% por unidade de vazão mássica de vapor (kg/s) para um valor constante de vazão de ar injetado. No caso de 4,0m de diâmetro este valor médio é de 0,01% e para leitos de 4,5m de diâmetro é de -0,1%.
 - 7) Para os diâmetros 3,5 m e 4,0 m a eficiência alcança seu valor máximo no ponto mais próximo à interrupção da injeção de vapor, mas sempre com a maior vazão de ar como condição dominante.
 - 8) No gaseificador de diâmetro maior (4,5 m), a maior eficiência tem como condição dominante o valor mínimo de vazão mássica de vapor, neste caso 0 kg/s.
- Avaliação do gaseificador com respeito à relação (ar/vapor) injetado através do distribuidor.

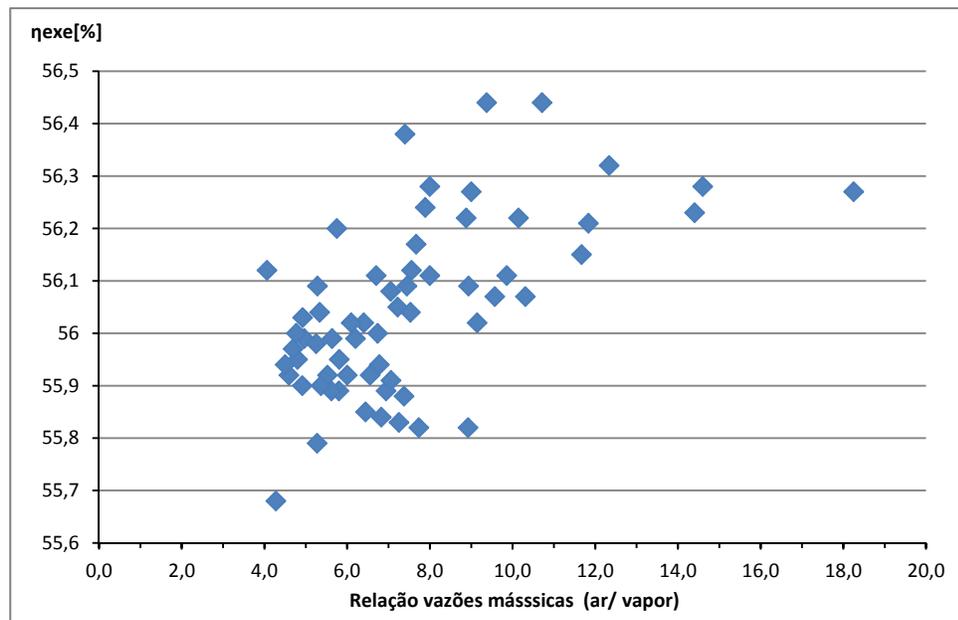


Figura 6.7 Gaseificador de diâmetro 3,5m. Eficiência Exergética para as relações ar/ vapor injetadas através do distribuidor

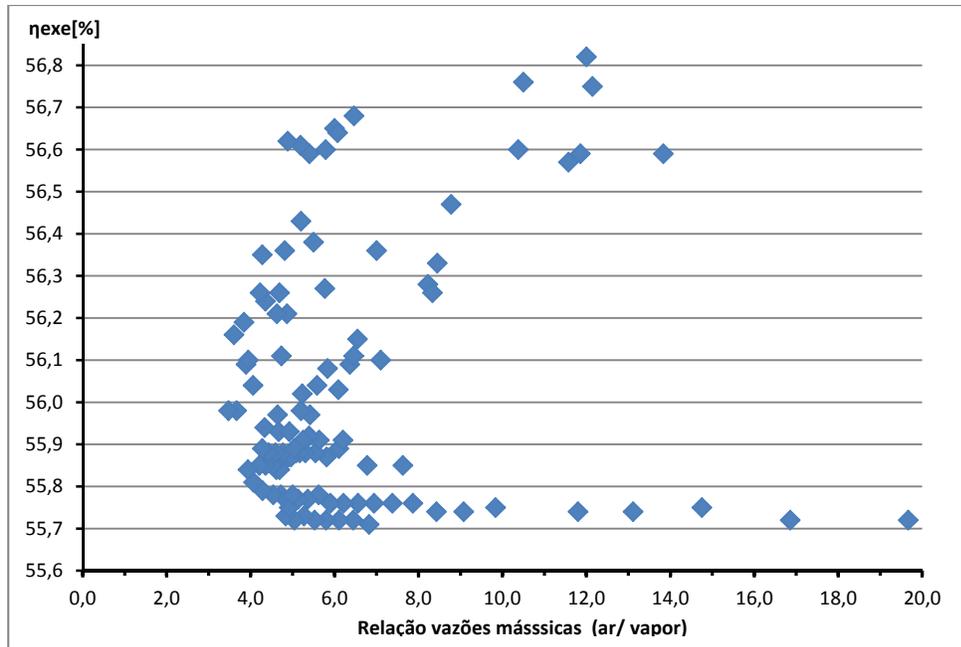


Figura 6.8 Gaseificador de diâmetro 4,0m. Eficiência Exergética para as relações ar/ vapor injetadas através do distribuidor

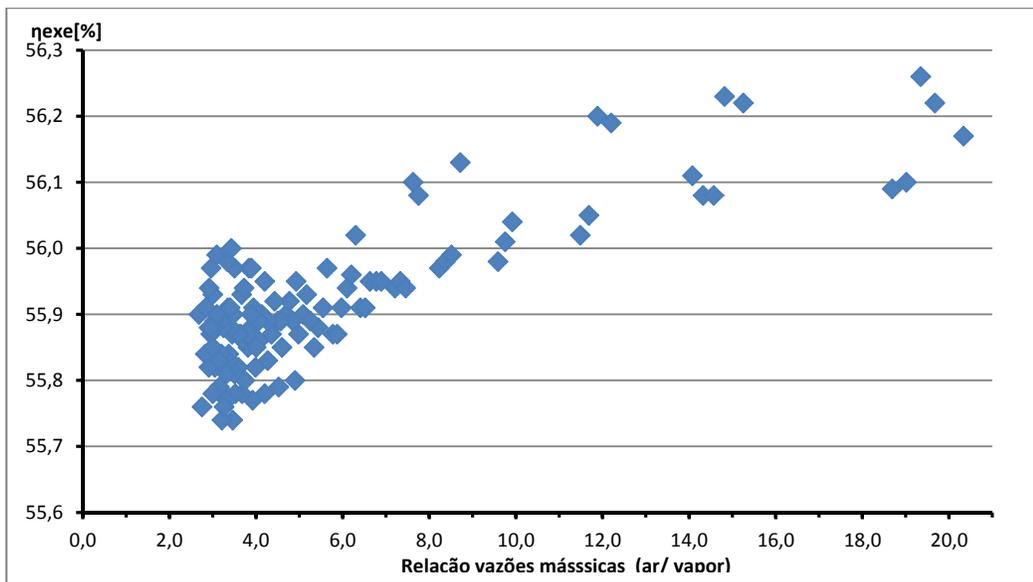


Figura 6.9 Gaseificador de diâmetro 4,5m. Eficiência Exergética para as relações ar/ vapor injetadas através do distribuidor

Analisando os resultados apresentados acima, podem se observar os seguintes pontos:

- 1) A eficiência exergética para os três casos de gaseificador apresenta uma tendência proporcional à relação (ar/vapor) injetada no gaseificador.

- 2) No caso de 4,0 m de diâmetro, para relações maiores do que 13 aproximadamente há pontos de baixa eficiência. Estes valores coincidem com pontos de vazão mássica de vapor próximas o iguais a 0 kg/s.

6.1.3 Resumo da análise do gaseificador

O estudo desenvolvido para o gaseificador na presente seção teve como propósito identificar o comportamento da eficiência exergética em diversas condições de operação. A seguir são listados os gaseificadores com as melhores eficiências exergéticas para cada uma das rondadas de simulação, segundo o diâmetro do leito.

Tabela 6.1: Gaseificadores com melhor eficiência exergética – Resultado das simulações no CeSFaMB©

Diâmetro (m)	No	Vazão mássica Ar (kg/s)	Vazão mássica Vapor (kg/s)	Relação Ar/Vapor	η ex.	Corrente 22 (Ver Figura 4.7)	
						Temperatura (K)	Vazão mássica (kg/s)
3,5	1	15	1,4	10,7	56,44	992,63	33,57
	2	14,8	2	7,4	56,38	974,93	33,94
	3	14,8	1,2	12,3	56,32	991,55	33,12
	4	14,6	1	14,6	56,28	990,81	32,69
	5	14,4	1,8	8,0	56,28	969,85	33,22
	6	14,4	1,6	9,0	56,27	973,71	33,08
	7	14,2	1,8	7,9	56,24	965,85	33,05
	8	14,4	1	14,4	56,23	986,40	32,46
	9	14,2	1,6	8,9	56,22	969,29	32,84
	10	14,2	1,4	10,1	56,22	973,74	32,64
4	11	16,8	1,4	12,0	56,82	1033,51	35,62
	12	17,2	1,2	14,3	56,79	1046,62	35,83
	13	16,8	1,6	10,5	56,76	1029,62	35,80
	14	17,0	1,4	12,1	56,75	1037,58	35,81
	15	16,8	2,6	6,5	56,68	1008,85	36,79
	16	16,8	2,8	6,0	56,65	1004,97	36,98
	17	17,0	2,8	6,1	56,64	1007,13	37,20
	18	16,6	3,4	4,9	56,62	988,72	37,38
	19	16,6	3,2	5,2	56,61	992,32	37,17
	20	16,6	1,6	10,4	56,60	1025,79	35,54
4,5	21	11,8	0	-	56,38	974,33	28,53
	22	11,6	0	-	56,37	970,43	28,3
	23	11,6	0,2	58,0	56,33	968,31	28,49
	24	11,8	0,2	59,0	56,33	972,28	28,72
	25	11,4	0	-	56,29	964,11	28,06
	26	11,8	0,4	29,5	56,29	969,76	28,92
	27	12,0	0	-	56,28	976,81	28,73
	28	11,8	0,6	19,7	56,26	966,87	29,10
	29	12,0	0,2	60,0	56,26	974,34	28,93
	30	12,0	0,4	30,0	56,25	972,10	29,13

Como pode se apreciar na Tabela 6.1 acima apresentada, a maior porcentagem do potencial exergético total que entra no gaseificador que é levada pelos gases de saída do equipamento (Corrente 22, Ver Figura 4.7) foi identificada para o caso No. 11, cujo diâmetro interno é de 4m e a vazão mássica de ar e de vapor injetado é de 16,8 kg/s e 1,4 kg/s, respectivamente. Também é possível detalhar que a faixa de maior temperatura e vazão mássica dos gases que deixam o gaseificador coincide com o caso acima indicado, inferindo assim uma relação direta entre estes valores e sua eficiência exergética.

Os dados são recopilados a seguir na Figura 6.10, resumindo assim o processo de otimização do gaseificador.

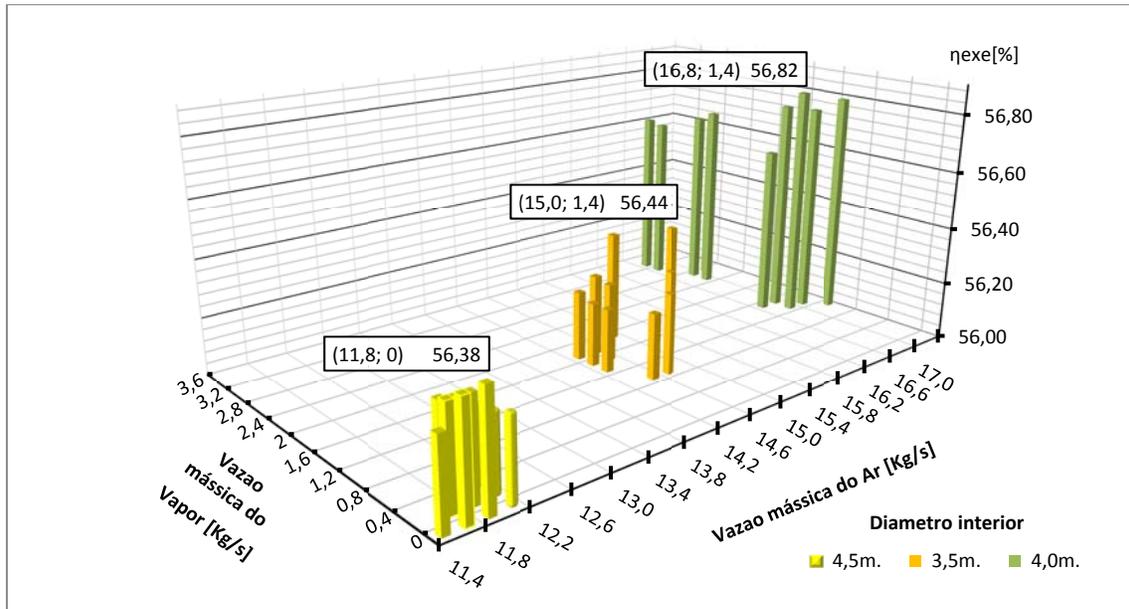


Figura 6.10 Gaseificadores com melhores rendimentos segundo o diâmetro interno e a faixa de combinação de vazões de ar e de vapor injetados através do distribuidor

Analisando os resultados apresentados acima, podem se apreciar os seguintes pontos:

- 1) O gráfico confirma que para o maior diâmetro imposto nas simulações (4,5 m), a máxima eficiência exergética ocorreu em uma vazão mássica de ar em torno de 11,8 kg/s, sem injeção de vapor. A não necessidade de vapor deve-se ao teor relativamente elevado de hidrogênio na biomassa que oxidado produz água, esta utilizada para as

reações de gaseificação. Tal razão de vapor parece estar próxima da ótima, pois injeções adicionais de vapor ao reator levariam a diminuições nas temperaturas ao longo do gaseificador, diminuindo, portanto as taxas de todas as reações de gaseificação. Isto é mais notório no caso de maior tempo de residência de partículas no leito, ou seja, para o gaseificador de diâmetro 4,5 m.

- 2) Porém o acima anotado, no caso de gaseificadores com diâmetros de 3,5 m e 4,0 m obtiveram-se maiores níveis de potencial exergético levado pelo gás que sai do gaseificador. Isto ocorreu para os pontos de maior vazão mássica de ar, sendo este o fator dominante para alcançar as maiores eficiências.
- 3) Finalmente, a maior eficiência foi obtida para a combinação de menor vazão mássica de vapor possível em dependência da máxima vazão mássica de ar alcançada, no gaseificador de diâmetro 4,0 m. Deste último valor pode-se inferir uma condição de equilíbrio entre variáveis de fluidização tais como tempo de residência da partícula, taxas de reação, taxas de circulação, entre outras.
- 4) As máximas eficiências obtidas em cada caso foram de 56,38% (Diâmetro 3,5 m), 56,82% (Diâmetro 4,0 m) e 56,44% (Diâmetro 4,5 m). É possível identificar que sua diferença não supera 0,5%. Portanto, podem-se interpretar os resultados obtidos como uma gama de alternativas de seleção do gaseificador segundo as necessidades de operação da usina, sem afetar consideravelmente a eficiência da gaseificação.

Os dados mostrados na Tabela 6.1 são valores de entrada para iniciar as simulações do sistema de geração de potência no IPES, cujos resultados são apresentados na seção 6.3.

6.1.4 Parâmetros do gaseificador

Os parâmetros específicos de operação do gaseificador finalmente selecionado para o ponto de máximo rendimento global da usina obtido são apresentados nesta seção. O CeSFaMB© fornece informações detalhadas sobre as condições de operação de todo o equipamento. A seguir são mostradas algumas de maior relevância.

- **Parâmetros gerais.**

A seguir se listam os principais parâmetros de operação do gaseificador No. 10 (Ver Tabela 6.1) selecionado para o ponto de máximo rendimento global do ciclo.

Tabela 6.2: Resumo dos parâmetros principais de operação do gaseificador selecionado

Parâmetro	Valor
Vazão de gás deixando o gaseificador	32,6 kg/s
Vazão de ar injetada através do distribuidor	14,2 kg/s
Vazão de vapor de água injetada através do distribuidor	1,4 kg/s
Velocidade superficial no meio do leito (V_s)	0,24 m/s
Velocidade mínima de fluidização no meio do leito (V_{mf})	0,04 m/s
Velocidade de transporte no meio do leito (V_{tr})	0,90 m/s
Volume dinâmico do leito	38,48 m ³
Vazão de alcatrão no topo do freeboard	0 kg/s
Perda de pressão (Distribuidor mais leito)	14,19 kPa
Conversão de carbono total	83,96%
TDH	4,25 m
Altura estática da região densa do leito	2,59 m
Massa retida no leito	13920 kg
Poder calorífico inferior do gás combustível produzido	8,78 MJ/kg
Taxa de energia entrando através do combustível	324,61 MW
Taxa de energia total entrando ao sistema	332,08 MW
Taxa de energia transferida ao gás que deixa o equipamento	285,92 MW
Fluxo de exergía carregado pelo Ar injetado através do distribuidor	6,36 MW
Fluxo de exergía carregado pelo Vapor injetado através do distribuidor	1,39 MW
Fluxo de exergía carregado pelo combustível injetado	490,7 MW
Fluxo de exergía total entrando no gaseificador	498,9 MW
Fluxo de exergía que sai do gaseificador	292,0 MW
Fluxo de exergía carregada pelo gás efluente do freeboard	280,5 MW
RAZAO ENTRE FLUXO DE EXERGÍA NO GÁS DE SAÍDA E O FLUXO DE EXERGÍA TOTAL QUE ENTRA AO GASEIFICADOR (η_{exg})	56,22%

Em relação aos dados apresentados na Tabela 6.2, podem-se observar os seguintes pontos:

- 1) As três velocidades superficiais médias indicadas para o leito respeitam a seguinte relação: $V_{mf} < V_s < V_{tr}$. Portanto, é confirmado que o gaseificador opera em regime de leito fluidizado borbulhante. (de SOUZA – SANTOS, 2010).

- 2) O valor de TDH obtido foi de 4,25 m, que é inferior à altura do freeboard proposto. Portanto, é garantida a adequada separação inercial das partículas carregadas pelo gás efluente.
- 3) A perda de pressão do gás (Vapor + Ar) no distribuidor e leito é de 14,20 kPa. Portanto este valor é levado em conta para a pressão da extração de vapor (Corrente 12) e na pressão de saída do compressor (Equipamento 20).
- 4) A máxima eficiência global do processo de geração de potência foi obtida para a operação de gaseificação com eficiência exergética (Equação 5.1) de 56,22%. Porém, é válido indicar que este valor é inferior à máxima eficiência exergética obtida no processo de otimização do gaseificador (ver Tabela 6.1). O motivo para tanto se deve ao fato de que na operação de maior eficiência exergética do gaseificador, a temperatura da corrente gasosa produzida ficou muito alta (Corrente 22). Afim de completar o ciclo Rankine composto pelos equipamentos 15 a 19 (Figura 4.7), houve necessidade de aumentar-se a vazão de água percorrendo o ciclo. Entretanto, a partir de certos valores o rendimento desse ciclo decresceu, pois exigiu muita água de refrigeração (corrente 27) e isso demandou grandes potências relativas de bombeamento (equipamento 19).

- **Perfis de temperatura e concentrações através do leito**

A seguir são apresentados os perfis de temperatura e concentrações ao longo do leito e *freeboard* para o gaseificador operando nos parâmetros indicados na Tabela 6.2. Os gráficos foram fornecidos pelo simulador CeSFaMB[©].

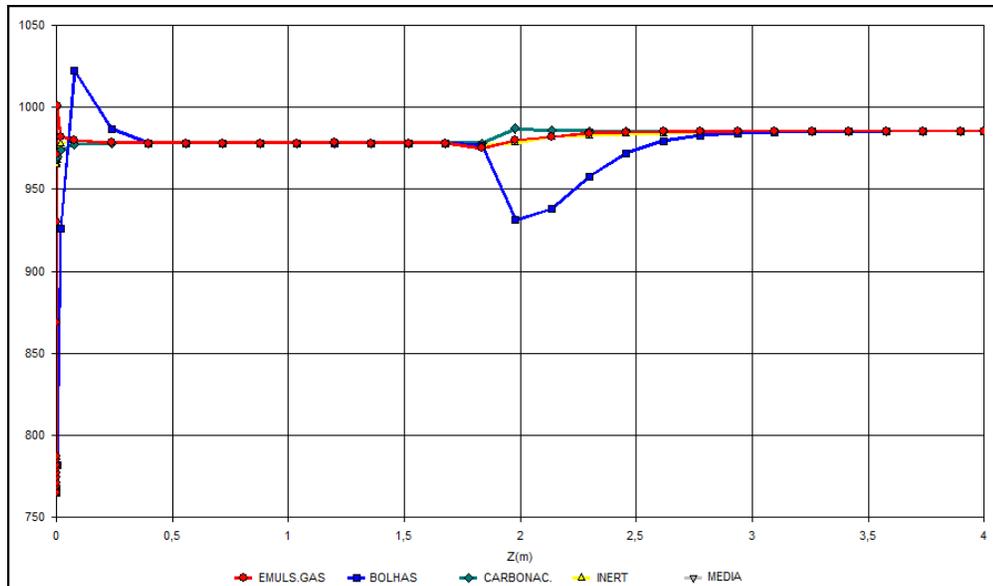


Figura 6.11. Gaseificador. Perfis de temperaturas do leito T(K)

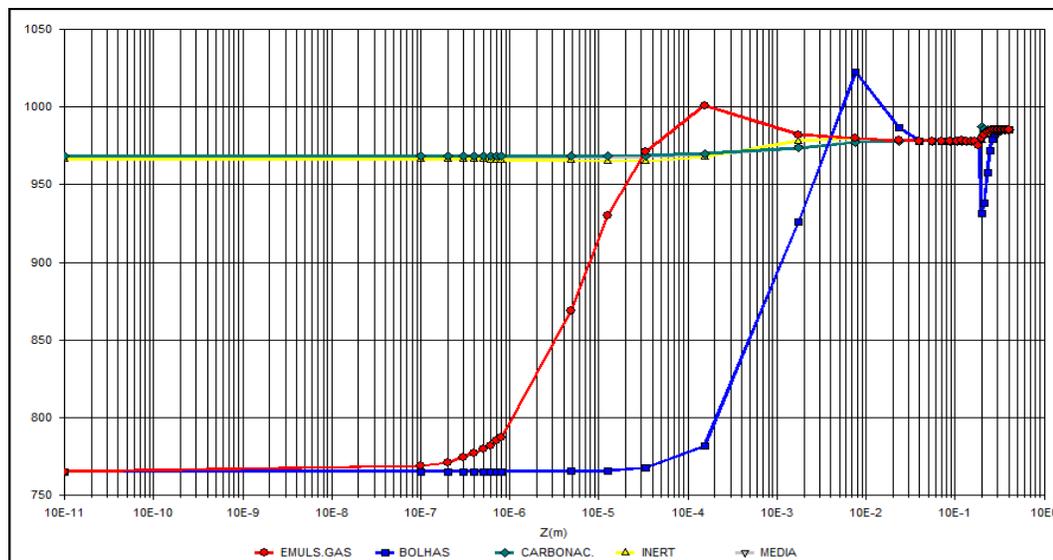


Figura 6.12 Gaseificador. Perfis de temperaturas (K) do leito com abscissas em escala logarítmica

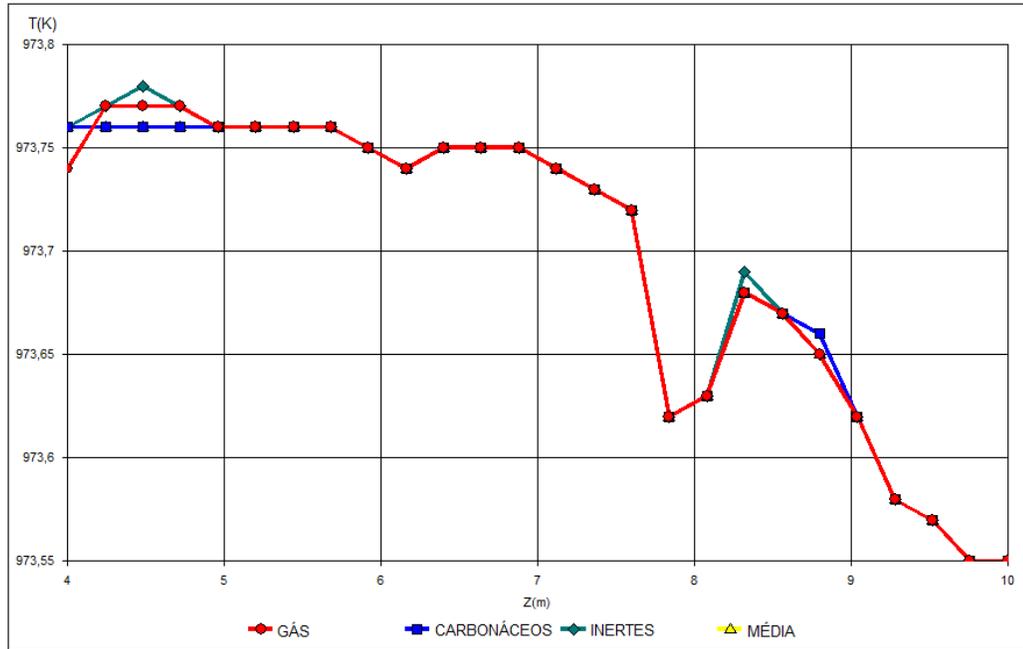


Figura 6.13 Gaseificador. Perfis de temperaturas no freeboard

Observando os perfis de temperaturas e concentrações através do leito e *freeboard* notam-se os seguintes pontos:

- 1) A escala logarítmica para a direção axial (abscissa) (Figura 6.12) enfatiza os valores em regiões muito perto do distribuidor. Pode-se notar a diferença entre temperaturas perto da superfície do distribuidor ($z = 0$), bem como o aumento na temperatura do gás de emulsão e bolhas em tão curto percorrido. Isto se deve ao fato de que nesta zona ocorre o rápido consumo de oxigênio. Isto leva a que aumentos bruscos nas temperaturas do gás na emulsão e nas bolhas e estes coincidem com a produção relativamente elevada de CO_2 . Isto se pode conferir na informação apresentada na seguinte seção (Figuras 6.14 e 6.15).
- 2) Após a região oxidante, há possibilidade de acúmulo de gases combustíveis como CO e H_2 , conforme mostrado pelas Figuras 6.14 a 6.16. Porém grande parte desses gases é liberada para os gases da emulsão e bolhas devido à pirólise do combustível sólido que é alimentado ao redor da cota $Z = 2$ m.
- 3) Note-se como o gás proveniente do leito experimenta um aumento rápido de temperatura, logo que entra no *freeboard*. Isto é devido a reações entre os

gases e partículas contidas na emulsão e os gases contidos nas bolhas que ao entrar em contato levam a cabo reações faltantes no processo. Coincide também com o ponto em que todo o alcatrão é destruído por craqueamento ou coqueificação (Figura 6.18).

- 4) Os níveis de concentração de alcatrão alcançados na operação foram desprezíveis, bem como os de ácido sulfídrico e amônia. Portanto é produzido um gás combustível em condições favoráveis para seu ingresso no sistema de geração. Porém, ainda compostos alcalinos e partículas mais densas serão removidos posteriormente.
- 5) Dos comportamentos aqui indicados pode-se inferir uma escolha adequada das variáveis assumidas no processo de otimização, tais como o ponto de injeção do combustível, vazão mássica de ar e vapor injetados no distribuidor, diâmetro do leito, ente outros. Especificamente é garantido um tempo de permanência suficiente das partículas de bagaço para o desenvolvimento de reações de gaseificação relativamente lentas.

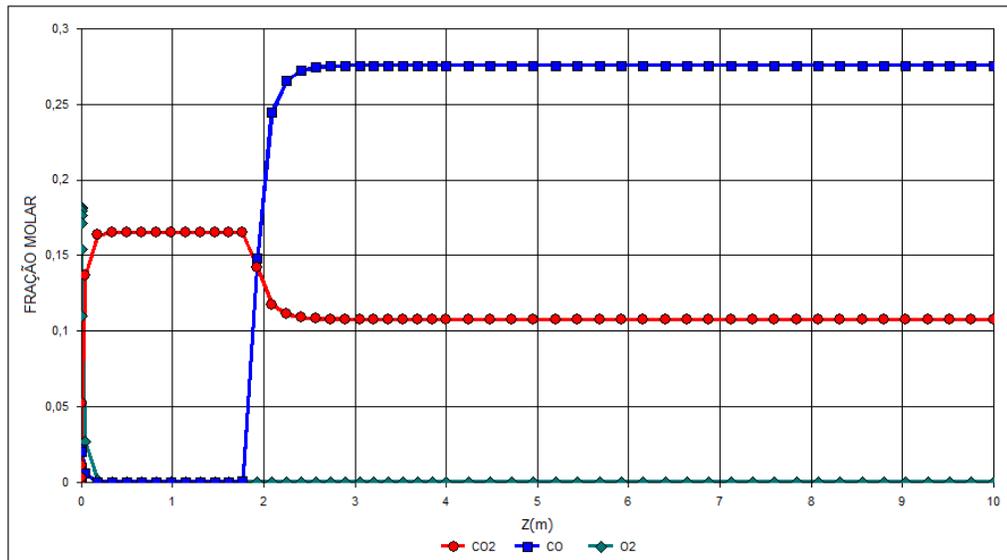


Figura 6.14. Perfis de concentração de CO, CO₂ e O₂ em leito e *freeboard*

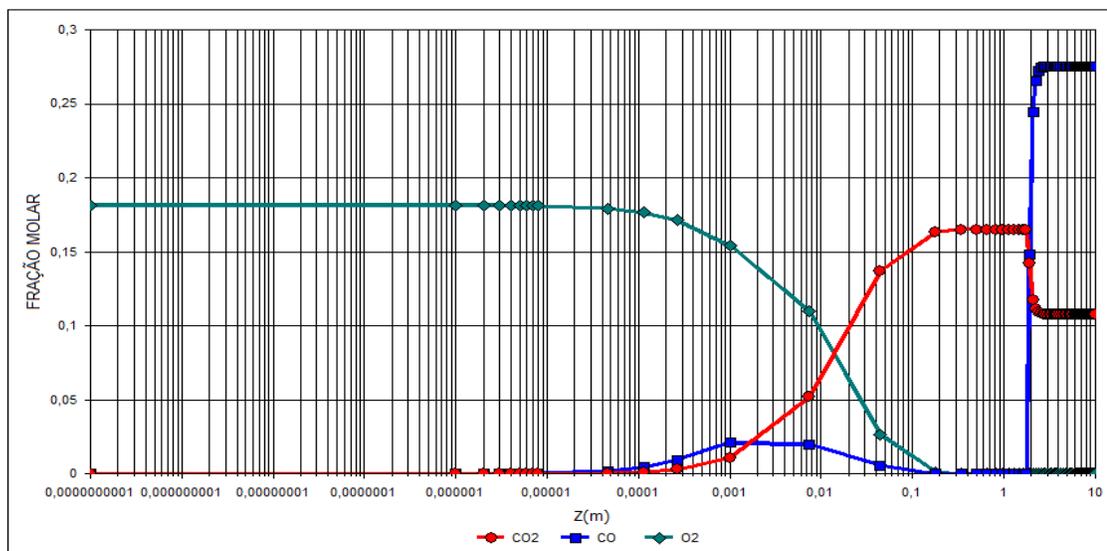


Figura 6.15. Perfis de concentração de CO, CO₂ e O₂ em leito e *freeboard* – Abscissa em escala logarítmica

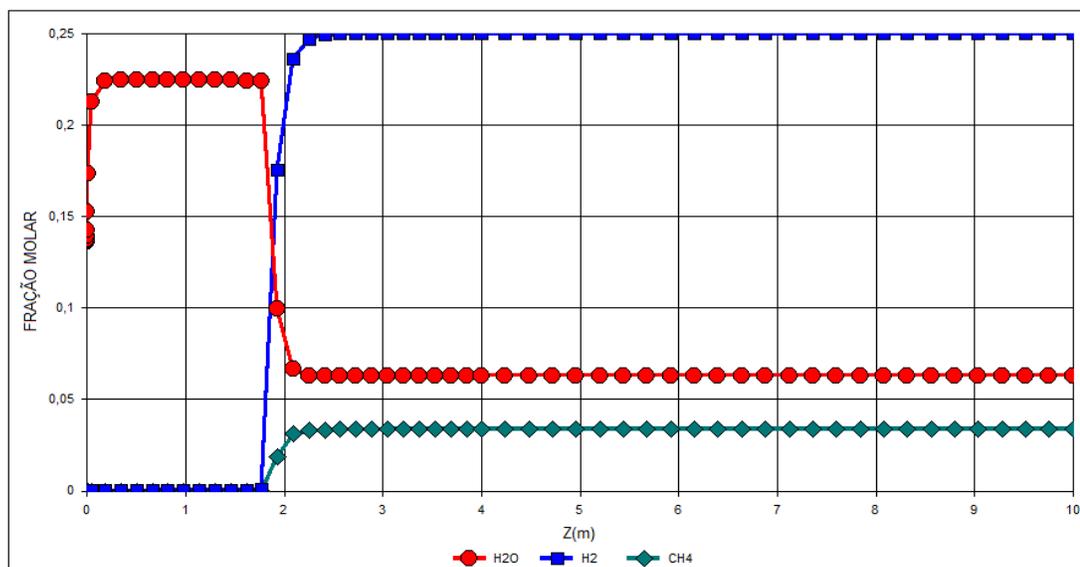


Figura 6.16. Perfis de concentração de H₂O, H₂ e CH₄ em leito e *freeboard*

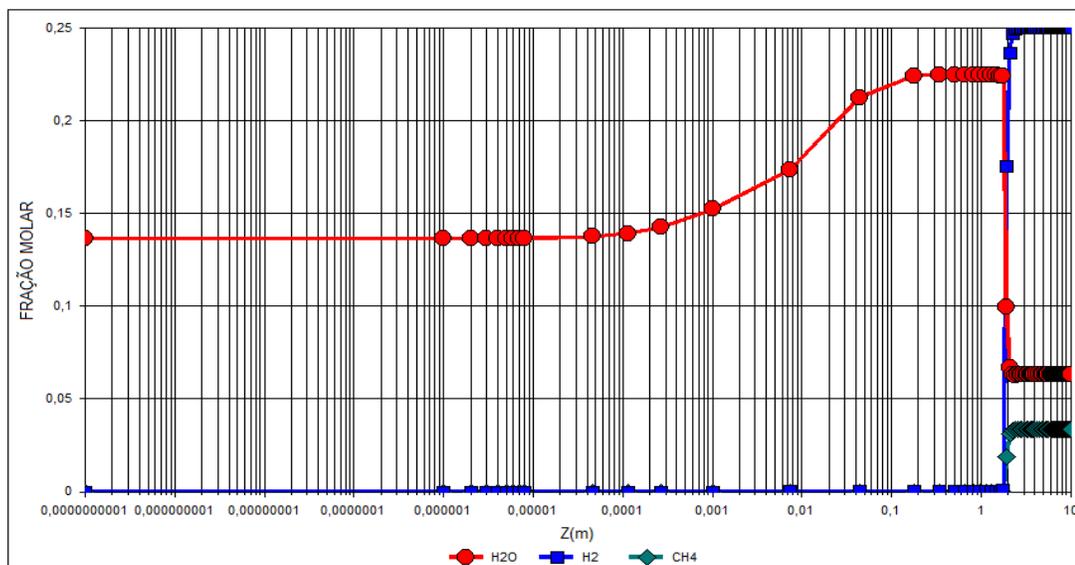


Figura 6.17. Perfis de concentração de H₂O, H₂ e CH₄ em leito e *freeboard* – Escalas logarítmicas

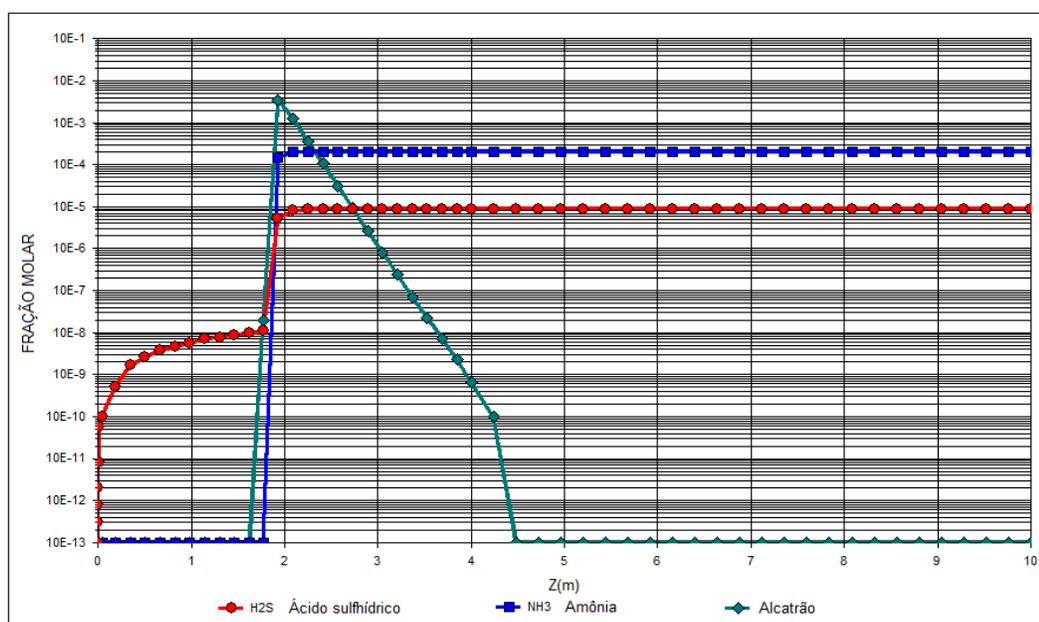


Figura 6.18. Concentração de alcatrão/ *Oil* (entre outros gases) em leito e *freeboard*

- **Composição dos gases que deixam o gaseificador**

Os gases quentes que deixam o gaseificador são uma mistura de componentes químicos, cuja composição é apresentada a seguir na Tabela 6.3:

Tabela 6.3: Frações mássicas dos componentes no gás que deixa o gaseificador

H2	H2O	H2S	NH3	N2	SO2	CO	CO2
0,0226	0,0512	0,0001	0,0015	0,3337	0,0	0,3475	0,2131

HCN	CH4	C2H4	C2H6	C3H6	C3H8	C6H6
0,0	0,0244	0,0020	0,0016	0,0001	0,0001	0,0017

6.2 Análise do secador

As informações obtidas das simulações do secador estão apresentadas nesta seção, bem como uma descrição do comportamento do processo até atingir o ponto ótimo de operação. Cabe salientar que as otimizações são efetuadas para uma geometria constante descrita na seção 4.1.1. A seguir são apresentados os resultados ao respeito.

6.2.1 Vazão mássica de gás no distribuidor

A otimização do processo de secagem foi levada a cabo minimizando a vazão mássica de gás injetado através do distribuidor, até atingir uma secagem praticamente completa da lama injetada, uma mínima exergía carregada pelos gases que deixam o equipamento e uma mínima devolatilização do combustível.

Após do processo de busca destas condições, os resultados obtidos bem como o ponto de operação selecionado são possíveis representa-los no seguinte gráfico.

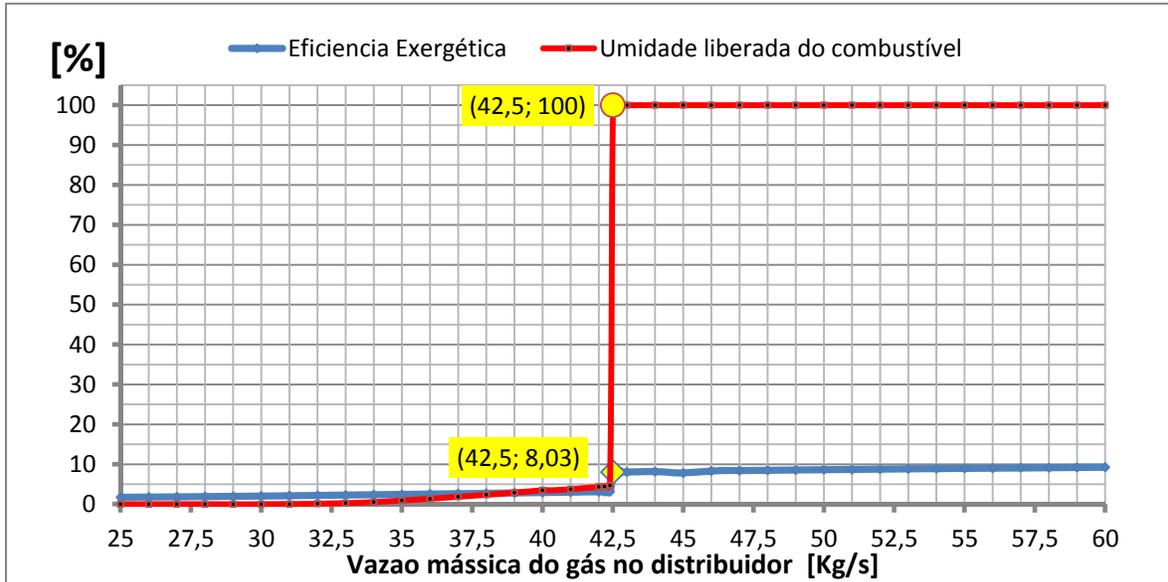


Figura 6.19 Comportamento da Razão exergética definida pela Equação (5.2) e capacidade de secagem do equipamento conforme a minimização da vazão mássica de gás injetada através do distribuidor

Analisando os resultados acima apresentados, podem-se apreciar os seguintes pontos:

- 1) A vazão mássica de gás no distribuidor de 42,5 kg/s representa um ponto limite entre uma região de baixa porcentagem de umidade vaporizada do leito (4,69%) e uma região onde a vazão mássica é suficiente para obter uma secagem praticamente completa (100%). Estas duas situações não apresentam uma faixa considerável de transição.
- 2) O comportamento acima descrito também se aplica, mas em menor proporção, com a quantidade de exergía carregada pelos gases que deixam o equipamento em relação com a exergía que entra ao secador, a qual passa de 4,7% a um 8,0% justo no ponto limite acima indicado (42,5 kg/s) para a vazão mássica injetada através do distribuidor.

- 3) O aumento súbito na exergía dos gases e na umidade vaporizada está relacionado com o tempo de residência da partícula, a taxa de circulação alcançada e a rejeição da umidade contida no interior da partícula, a qual é mais lenta do que a vaporização da umidade na sua superfície e nos seus poros. Portanto este ponto indica um rápido aumento na quantidade de vapor que é rejeitada na partícula por efeito conjunto destas variáveis.

6.2.2 Resumo da análise do secador

Finalmente, a otimização do processo de secagem teve como resultado o melhor ponto de operação caracterizado pelas seguintes condições:

- Vaporização de praticamente 100% da umidade original das partículas de bagaço e da água adicionada para constituir a lama. Portanto, é válido considerar que o bagaço é injetado completamente seco ao gaseificador;
- Uma vazão mássica ótima para os gases quentes injetados através do distribuidor de 42,5 kg/s. Deste modo, é garantida uma mínima potência aplicada na compressão do gás na Corrente 19 (Ver Figura 4.7), influenciando positivamente na eficiência global do processo;
- Uma mínima parte da exergía que entra ao secador, 8,06%, é levada pelos gases efluentes no *freeboard*. Esta porcentagem pode se considerar ao potencial energético contido no vapor produzido durante a secagem;
- No processo é obtida uma mínima devolatilização do combustível.

6.2.3 Parâmetros do secador

Os parâmetros específicos de operação do secador finalmente selecionado são apresentados nesta seção. O CeSFaMB© fornece informações detalhadas sobre as condições de operação de todo o equipamento. A seguir são mostradas algumas de maior relevância.

- **Parâmetros de operação**

A seguir se listam os principais parâmetros de operação do secador selecionado para o ponto de máximo rendimento global do ciclo.

Tabela 6.4: Parâmetros de operação do secador selecionado

Parâmetro	Valor
Vazão do gás deixando o secador	69,5 kg/s
Vazão de gás injetada através do distribuidor	42,5 kg/s
Vazão dos sólidos descarregados pelo secador	17,97 kg/s
Concentração de água nos sólidos descarregados pelo secador	0,00
Velocidade superficial no meio do leito (V_s)	0,40 m/s
Velocidade mínima de fluidização no meio do leito (V_{mf})	0,058 m/s
Velocidade de transporte no meio do leito (V_{tr})	0,57 m/s
Volume dinâmico do leito	37,69 m ³
Vazão de alcatrão no topo do freeboard	0 kg/s
Perda de pressão (Distribuidor mais leito)	2,06 kPa
Conversão de carbono total	0,03%
Taxa de energia entrando através do combustível úmido (Lama)	306,05 MW
Taxa de energia total entrando ao sistema	335,26 MW
Taxa de energia transferida ao gás que deixa o equipamento	15,53 MW
Fluxo de exergía carregado pelo gás injetado através do distribuidor	29,13 MW
Fluxo de exergía carregado pelo combustível injetado (Lama)	505,80 MW
Fluxo de exergía total entrando no secador	534,90 MW
Fluxo de exergía que sai do secador	332,3 MW
Fluxo de exergía carregada pelo gás efluente do freeboard	42,94 MW
RAZAO ENTRE FLUXO DE EXERGIA DO GAS DE SAIDA E A EXERGIA TOTAL QUE ENTRA AO SECADOR	8,03%
Porcentagem devolatilizado do combustível alimentado	0,00%

Em relação aos dados apresentados na Tabela 6.4, podem-se observar os seguintes pontos:

- 1) As três velocidades superficiais médias indicadas para o leito respeitam a seguinte relação: $V_{mf} < V_s < V_{tr}$. Portanto, é confirmado que o gaseificador opera em regime de leito fluidizado borbulhante. (de SOUZA – SANTOS, 2010).
- 2) O processo garante completa secagem da lama de combustível sólido alimentado sem significativa pirólise do mesmo.

- **Perfis de temperaturas e concentrações através do leito**

Os gráficos apresentados a seguir foram fornecidos pelo simulador CeSFaMB[©] para uma operação do secador de 42,5 kg/s de vazão mássica de gás através do distribuidor e vaporização praticamente total da umidade contida na lama e bagaço.

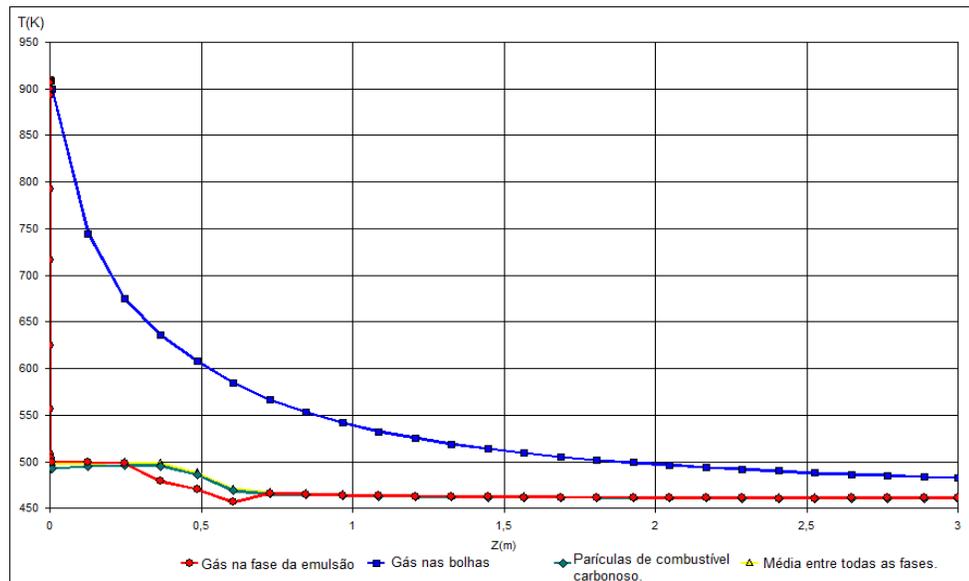


Figura 6.20. Secador. Perfis de temperaturas através do leito

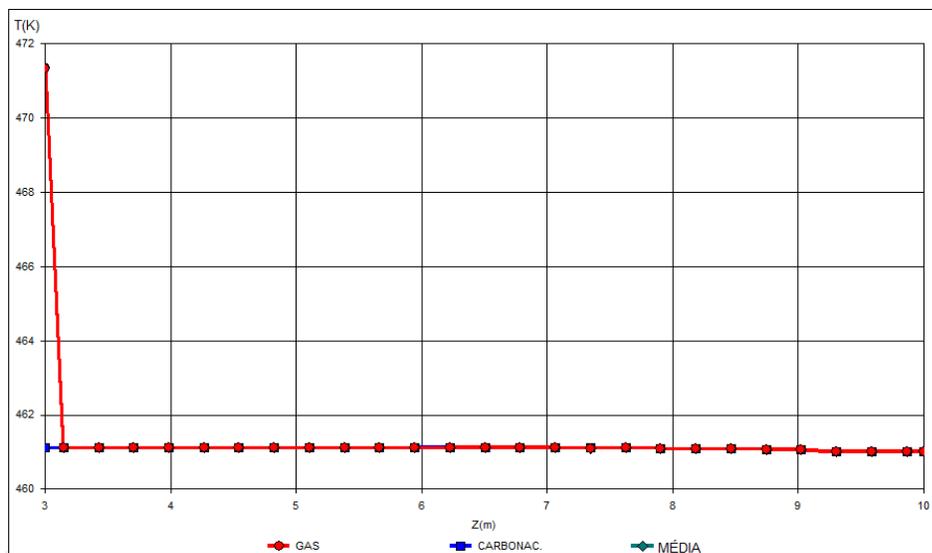


Figura 6.21. Secador. Perfis de temperaturas através do *freeboard*

O gás que deixa o secador é praticamente constituído por vapor de água e uma quantidade desprezível de componentes voláteis o que confirma uma operação satisfatória do equipamento. O anterior é mostrado na Figura 6.22, a seguir.

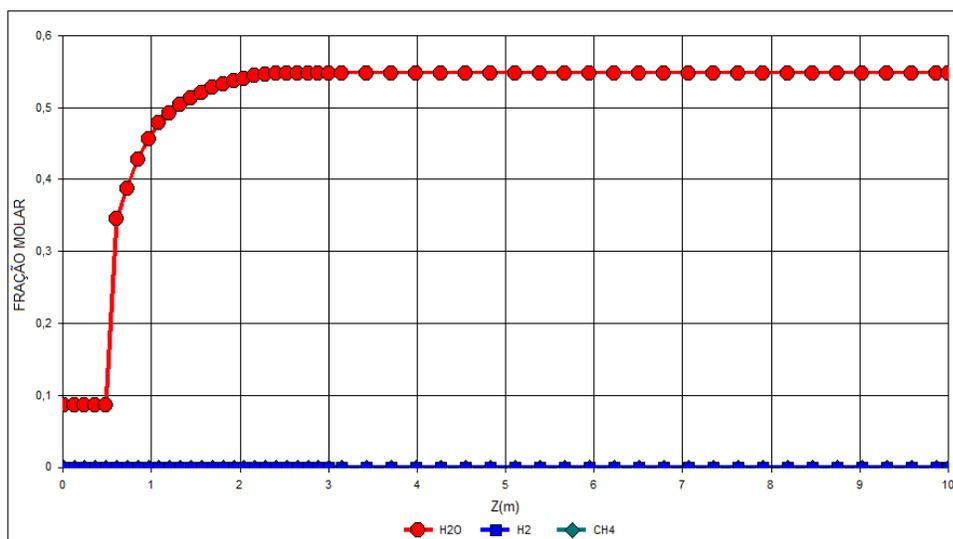


Figura 6.22. Perfis de concentração de H₂O, H₂ e CH₄ ao longo do leito e *freeboard*

Observando os perfis de temperatura e de composição através do leito e *freeboard* notem-se os seguintes pontos:

- 1) Há um aumento súbito da concentração de vapor de água perto da posição de alimentação da lama ($Z= 0,5$ m).
- 2) Não existe produção de hidrogênio e hidrocarbonetos no processo, portanto é garantido um combustível seco não devolatilizado.

- **Composição dos gases que deixam o secador**

A composição do gás que sai do equipamento é apresentada na Tabela 6.5, a seguir:

Tabela 6.5: Frações mássicas dos componentes no gás que deixa o secador em %

H2	H2O	H2S	NH3	NO	N2	SO2	CO	CO2
0,0	42,149	0,0	0,0	0,027	42,6033	0,0029	0,0	7,9334

HCN	CH4	C2H4	C2H6	C3H6	C3H8	C6H6
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

6.3 Otimização do processo de geração de potência

Dando continuidade ao trabalho de estudo da termelétrica proposta, na presente seção são apresentados os resultados obtidos para o rendimento do processo termodinâmico que representa a usina. Para tanto, foram utilizados os resultados das simulações do gaseificador e secador, apresentados nas seções anteriores.

Os resultados das simulações do sistema termodinâmico com o simulador IPES são apresentados em duas partes:

- 1) A Seção 6.3.1 mostra os rendimentos e potência útil da usina termelétrica;
- 2) A Seção 6.3.2 mostra os rendimentos individuais dos ramos de turbina a gás e os de turbinas a vapor. São analisados os resultados interpretando o comportamento da usina nas condições de operação selecionadas.

Os dados de rendimentos e potência útil em cada ramo do processo são resultado de um processo de escolha das melhores condições de operação envolvendo os sub-sistemas afim de buscar o ponto ótimo do processo de geração de potência da usina termelétrica como um todo.

As informações obtidas nas simulações estão apresentadas em tabelas de forma uma a simplificar a visualização e interpretação do ponto de máximo rendimento obtido neste trabalho.

6.3.1 Rendimento global da usina

A configuração, numeração das correntes e numeração dos equipamentos seguem a apresentada na Figura 4.7. As eficiências de Primeira Lei dos equipamentos do processo foram listadas no Capítulo 4.

Portanto, como dados adicionais necessários para o pacote IPES simular o processo estão a temperatura, pressão e composição do gás combustível na Corrente 22, (Ver Figura 4.7); fornecida pelas simulações do gaseificador realizadas no CeSFaMB[©] segundo na seção 6.1.

Antes de apresentar os resultados obtidos nas simulações realizadas com IPES, foram definidos alguns parâmetros de rendimento utilizados para orientar a escolha da configuração que oferece a maior eficiência para a termelétrica proposta:

- 1) Potência líquida da usina (P_{Usi}): é definida como a potência exportável produzida pela usina; esta, portanto, é dada pela soma da potência líquida do processo a gás e a potência líquida dada pelos ciclos a vapor. Este valor é calculado e fornecido pelo IPES. [MW]
- 2) Rendimento de Primeira Lei para a usina termelétrica como definida pela Equação 6.1:

$$\eta_{1^{\circ}\text{leiUsi}} = \frac{P_{\text{Usi}}}{PCI_{\text{lama}} M_{\text{lama}}} \quad (6.1)$$

onde:

- O numerador é a potência líquida produzida pela usina [MW].
 - O denominador é o produto entre o poder calorífico inferior – PCI - da lama de bagaço (KJ/kg) e a taxa de alimentação da lama (kg/s). Portanto, corresponde ao fluxo energético que ingressa através do combustível na forma de lama. [MW].
- 3) Rendimento exergetico ou de Segunda Lei para a usina termelétrica como definida pela Equação 6.2:

$$\eta_{2^{\circ}\text{leiUsi}} = \frac{P_{\text{Usi}}}{EXE_{\text{lama}} * M_{\text{lama}}} \quad (6.2)$$

Onde:

- O numerador é a potência líquida produzida pelo processo. Este valor é calculado e fornecido pelo IPES. [MW]
- O denominador é o produto entre a exergia contida na lama de bagaço (KJ/kg) e a taxa de alimentação da lama (kg/s). Portanto, corresponde ao fluxo exergetico que ingressa no processo através do combustível na forma de lama. [MW].

Com base nestes parâmetros de avaliação da usina termelétrica e os dados de entrada especificados nas Seções 6.1 e 6.2 do presente trabalho, foram efetuadas diversas simulações de forma iterativa onde as faixas de valores adotadas são listadas na Tabela 6.6 a seguir:

Tabela 6.6: Correntes, variáveis e faixas de iteração adotadas para simulação do ciclo termodinâmico. (Ver Figura 4.7)

22	22-3	23-24-25-26	24	25	27-28-29	21	12-20-21	14	15	13-14-15	7-8-9
T(K)	m*(Kg/s)	m*(Kg/s)	P(KPa)	P(KPa)	m*(Kg/s)	P(KPa)	m*(Kg/s)	P(KPa)	P(KPa)	m*(Kg/s)	m*(Kg/s)
973	31,08	2,5	500	480	100	120,0	0,0	123,0	120,0	40,0	380,00
970	38	2,5	500	480	50	119,0	0,2	122,0	119,0	39,8	390,00
975	36	5	450	430	100	117,0	0,4	120,0	117,0	39,6	400,00
980	34	7,5	400	380	200	115,0	0,6	118,0	115,0	39,4	410,00
985	32	10	350	330	300	113,0	0,8	116,0	113,0	39,2	420,00
990	31,08	12,5	300	280	400	111,0	1,0	114,0	111,0	39,0	430,00
995	30	15	250	230	500	109,0	1,2	112,0	109,0	38,8	440,00
1000	28	17,5	200	180	600	107,0	1,4	110,0	107,0	38,6	450,00
1005		20	150	130	700	105,0	1,6	108,0	105,0	38,4	460,00
1010		22,5	100	80	800	103,0	1,8	106,0	103,0	38,2	470,00
1015		25	50	30	900	101,0	2,0	104,0	101,0	38,0	480,00
1020					1000	101,0	2,2	102,0	101,0	37,8	490,00
1025					1100		2,4			37,6	500,00
1030					1200		2,6			37,4	510,00
1035					1300		2,8			37,2	520,00
					1400		3,0			37,0	530,00
					1500		3,2			36,8	540,00
							3,4			36,6	550,00

Finalmente, após várias simulações o ponto ótimo foi obtido para as seguintes condições:

- 1) Diâmetro hidráulico interno do gaseificador 3,5 m.
- 2) Vazão mássica de ar injetado no distribuidor do gaseificador 14,2 kg/s (Corrente 31).
- 3) Vazão mássica de vapor injetado no distribuidor do gaseificador 1,4 kg/s (Corrente 12).
- 4) Vazão mássica de gás injetado no secador 42,5 kg/s (Corrente 32).

O volume de controle adotado para o análise do processo de geração de potência é mostrado na Figura 6.23, a seguir:

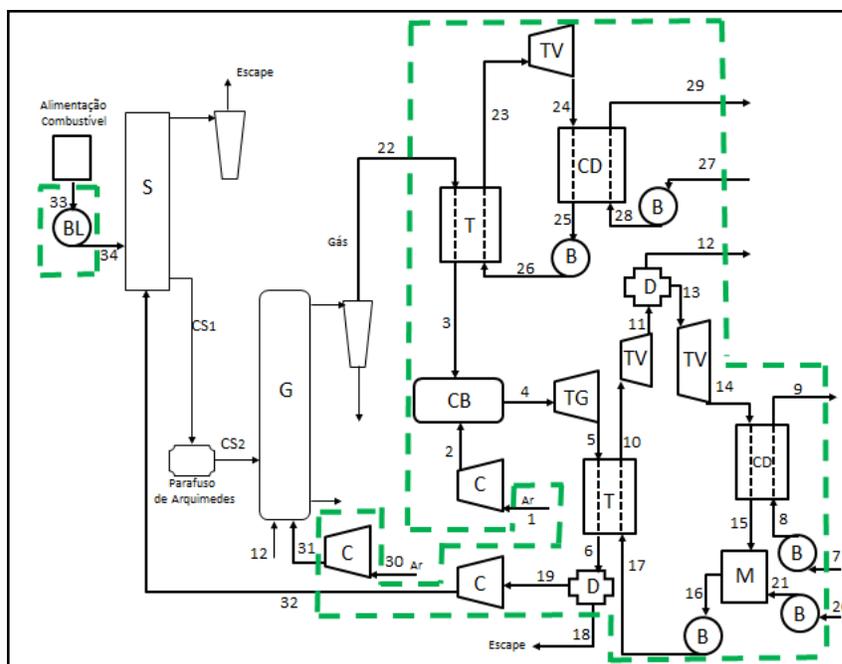


Figura 6.23 Volume de controle do processo. (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

Na Tabela 6.7 estão apresentadas as temperaturas, pressões e vazões mássicas para as correntes finalmente obtidas para o ponto de maior rendimento no processo simulado para a termelétrica.

Tabela 6.7: Resumo das propriedades das correntes do ciclo termodinâmico. (Ver Figura 4.7)

Corrente	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão Mássica (kg/s)	*Entalpia (kJ/kg)	*Exergía (kJ/kg)
1	298,0	101,3	176,2	-0,21	28,9
2	763,4	2000,0	176,2	488,33	481,8
3	800,0	2000,0	32,6	-3343,00	8375,0
4	1699,3	1990,0	208,8	-134,75	1408,0
5	1058,2	120,0	208,8	-982,31	533,4
6	396,2	110,0	208,8	-1744,10	92,6
7	298,0	101,3	300,0	-15906,00	0,0000,24
8	298,0	105,3	300,0	-15905,00	0,0038
9	371,1	101,3	300,0	-15598,00	33,57
10	1010,0	10000,0	40,0	-12018,00	1391,0
11	767,2	2060,0	40,0	-12520,00	824,7
12	767,0	2015,0	1,4	-12520,00	821,3
13	767,0	2015,0	38,6	-12520,00	821,3
14	439,7	102,0	38,6	-13166,00	64,61
15	370,0	101,3	38,6	-15603,00	31,62
16	293,2	101,3	40,0	-15926,00	0,163
17	293,3	10000,0	40,0	-15916,00	9,75

Corrente	Temperatura (K)	Pressão (kPa)	Vazão Mássica (kg/s)	*Entalpia (kJ/kg)	*Exergía (kJ/kg)
18	430,5	110,0	166,3	-1745,30	91,73
19	430,5	110,0	42,5	-1745,30	91,73
20	298,0	101,3	1,4	-15906,00	-0,0000048
21	298,1	101,4	1,4	-15905,00	0,00031
22	973,7	2000,0	32,6	-15905,00	8562,0
23	963,7	10000,0	2,5	-12129,00	1246,0
24	399,4	89,0	2,5	-13244,00	9,3
25	337,5	69,0	2,5	-15740,00	10,10
26	337,6	10000,0	2,5	-15730,00	20,15
27	298,0	101,3	50,0	-15906,00	-0,000024
28	298,1	121,0	50,0	-15905,00	0,02
29	327,2	101,3	50,0	-15783,00	5,628
30	298,0	101,3	14,2	-0,21	35,95
31	765,8	2015,0	14,2	490,98	492,1
32	910,0	2200,0	42,5	-1067,30	658,0
33	298,0	110,0	36,0	-15906,00	0,0084
34	298,1	2200,0	36,0	-15905,00	2,04

*Inclui valores da entalpia sensível e de formação.

Portanto, para esta configuração foram obtidos os seguintes valores de avaliação:

- A unidade geradora forneceria uma potência líquida (P_{lusi}) de 102,11 MW.
- O fluxo energético que ingressa através do combustível na forma de lama é de 306,05 MW.
- O rendimento máximo obtido de 1ª Lei da usina ($\eta_{1^{\text{a}}\text{leiusi}}$) foi de 33,36%. (Equação 6.1).
- O fluxo exergético ingressante pela lama de bagaço é de 505,8 MW.
- Rendimento exergético ou de Segunda Lei para a usina termelétrica ($\eta_{2^{\text{o}}\text{leiUsi}}$) foi de 20,18 %. (Equação 6.2)

6.3.2 Rendimentos dos processos a gás e dos ciclos a vapor

O processo de geração de potência pode ser dividido em três regiões distintas. Uma envolvendo o processo a gás, outra envolvendo o ciclo a vapor e outra o ciclo a vapor com extração parcial na turbina. O ciclo a gás interage por meio dos equipamentos 15 e 4 com os

ciclos a vapor acima mencionados, isto se pode apreciar na Figura 6.24, onde também estão delineados os volumes de controle que envolve cada uma destas regiões analisadas.

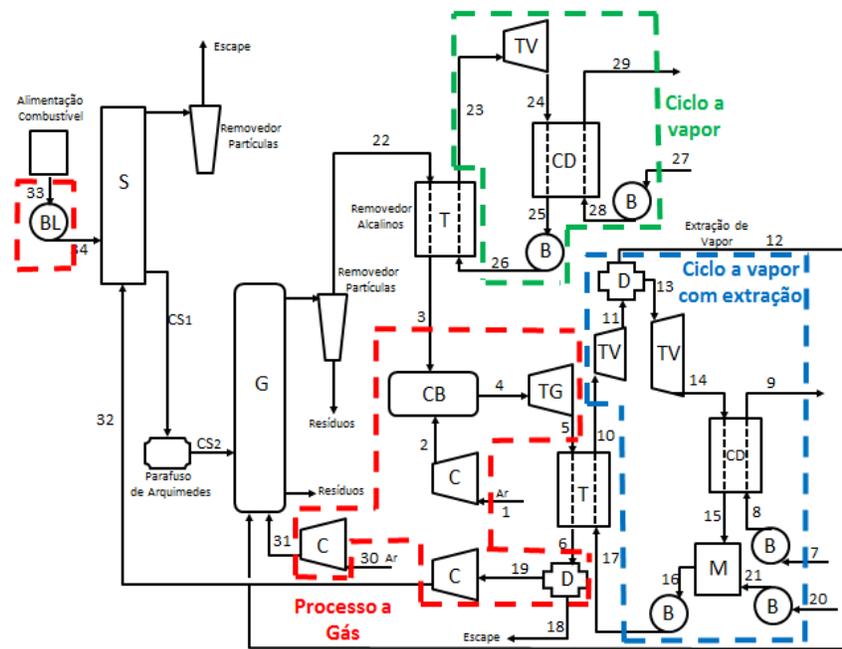


Figura 6.24 Volumes de controle dos processos separados. (B – Bomba, BL – Bomba para lama, C – Compressor, CB – Combustor, CS – Combustível seco, CD – Condensador, D – Divisor, G – Gaseificador, M – Misturador, S – Secador, T – Trocador de calor, TG – Turbina a gás, TV – Turbina a vapor)

Como parte da análise efetuada, listam-se as potências geradas e consumidas pelos equipamentos em correspondência a cada um dos processos, bem como os rendimentos e as potências líquidas de forma separada, segundo é apresentado a seguir.

Tabela 6.8: Trabalho e potência gerada pelos equipamentos da usina.

EQUIPAMENTO		No	Cte. Entrada	Cte. Saída	$W = \Delta h$ (kJ/kg)	Vazão Mássica (kg/s)	P (MW)
Ciclo a Vapor	Turbina	16	23	24	1115,00	2,5	2,78
	Bomba	18	25	26	10,00	2,5	0,02
	Bomba	19	27	28	1,00	50,0	0,05
Ciclo a Vapor com extração	Turbina	5	10	11	502,00	40,0	20,08
	Turbina	7	13	14	646,00	38,6	24,93
	Bomba	12	16	17	10,00	40,0	0,40
	Bomba	9	7	8	1,00	300,0	0,30
	Bomba	11	20	21	1,00	1,4	0,001
Processo a Gás	Turbina	3	4	5	847,56	208,8	176,97
	Compressor	1	1	2	488,54	176,2	86,06
	Compressor	14	19	32	678,00	42,5	28,81
	Compressor	20	30	31	491,19	14,2	6,97

EQUIPAMENTO	No	Cte. Entrada	Cte. Saída	$W = \Delta h$ (kJ/kg)	Vazão Mássica (kg/s)	P (MW)
Bomba	21	33	34	1,00	36,0	0,03
Global da usina	Total Gerado					224,77
	Total Consumido					-122,66
	Potência neta					102,11

Os resultados estão resumidos a seguir na Tabela 6.9.

Tabela 6.9: Resumo de potências e eficiências do processo a Gás e ciclos a vapor

	$\eta_{1a Lei}$ (%)	P (MW)
Ciclo a Vapor	30,66	2,71
Ciclo a Vapor com extração	29,14	44,31
Processo a Gás	19,24	55,08
Global da usina	33,36	102,11

Portanto, nota-se que o rendimento global máximo alcançado neste estudo para a unidade geradora é em torno de 33%. Este pode ser considerado um valor significativo, pois os rendimentos de processos convencionais em ciclo *Rankine* consumindo biomassa são próximos a 30% (BRIDGWATER,1995). Além disso, o valor obtido está na faixa de 33% estimada para processos BIG/GT na indústria sucroalcooleiras (LARSON, E. D.; et al., 2001).

O presente processo também alcançou nível de eficiência na faixa das obtidas em alternativas anteriores baseadas no conceito FSIG/GT. (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014)

- **Composições no processo a gás.**

O gás combustível que deixa o gaseificador é injetado no combustor (equipamento 2) junto com excesso de ar atmosférico como agente oxidante. Segundo as composições apresentadas nas tabelas a seguir, é garantida combustão completa no processo:

Tabela 6.10: Frações mássicas dos componentes no gás combustível. (Correntes 22 e 3)

H2	H2O	H2S	NH3	N2	SO2	CO	CO2
0,0226	0,0512	0,0001	0,0015	0,3337	0,0	0,3475	0,2131

HCN	CH4	C2H4	C2H6	C3H6	C3H8	C6H6
0,0	0,0244	0,0020	0,0016	0,0001	0,0001	0,0017

Tabela 6.11: Frações mássicas do ar atmosférico injetado ao combustor. (Corrente 1)

H2	H2O	N2	O2	CO	CO2
0,0	0,0	0,76	0,24	0,0	0,0

Tabela 6.12: Frações mássicas do gás produto da combustão. (Correntes 4, 5 e 6)

H2	H2O	H2S	NH3	N2	SO2	CO	CO2	NO	O2
0,0	0,0497	0,0	0,0	0,6993	0,00004	0,0	0,1318	0,00044	0,1185

HCN	CH4	C2H4	C2H6	C3H6	C3H8	C6H6
0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

6.4 Discussões complementares

O processo *Fuel Slurry Integrated Gasifier / Gas Turbine* foi estudado e otimizado assumindo bagaço de cana como recurso energético. Tal como demonstrado em trabalhos anteriores (de SOUZA-SANTOS; CERIBELLI, 2013) (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014), esta estratégia para a geração de energia é factível quando comparada com alternativas que utilizam a gaseificação pressurizada. Isto se deve principalmente à alimentação de combustível particulado em forma de lama, que proporciona propriedades de fluido incompressível a um material fibroso e conveniente para alimentação a reatores pressurizados. Isso dispensa a necessidade de sistemas de alimentação em cascata complexos e custosos, bem como procedimentos auxiliares para ignição dos combustíveis

no reator quando está presente a umidade original do bagaço e a água usada para a formação da lama.

Os resultados obtidos também indicam que é possível dispensar do uso de vapor como agente gaseificador sem afetar consideravelmente o rendimento exergético do gaseificador. Então, uma gama de alternativas no processo de geração de potência é proposta para a indústria sucroalcooleira, onde a escolha da configuração do processo também tem que considerar fatores tais como a poupança de capital, custos operacionais e de manutenção.

O presente trabalho foi aplicado para o caso de unidades consumindo bagaço de cana de açúcar, mas pode ser utilizado para outros tipos de biomassa, bem como o carvão e os resíduos. Além disso, investigações futuras devem explorar a influência da secagem e gaseificação nas pressões operacionais sobre a eficiência global do processo.

7 CONCLUSÕES

Foi desenvolvido um estudo visando maximizar a eficiência global de um processo avançado de geração termelétrica. Tal processo utiliza bagaço de cana alimentada na forma de lama a um leito fluidizado borbulhante para secagem e posterior gaseificação em outro leito operando no mesmo regime de fluidização. A geração de potência é baseada no conceito de ciclo combinado para um processo a gás e dois ciclos Rankine. A integração é levada a cabo com aproveitamento dos gases de exaustão da turbina a gás para secagem e do vapor extraído de uma turbina para gaseificação. O presente trabalho dá continuidade a estudos anteriores baseados no mesmo conceito. (de SOUZA-SANTOS; BENINCA, 2014).

Com base nos resultados obtidos neste trabalho, foram determinadas as seguintes conclusões:

- 1) Os ciclos a vapor apresentam rendimentos significativamente superiores ao processo a gás (Tabela 6.9), em parte devido à temperatura limite de 800K, imposta para viabilizar a limpeza do gás antes de ingressar na turbina.
- 2) O trabalho demonstra que não é necessário vapor como agente de gaseificação, simplificando assim o processo e diminuindo os custos de capital. Estudos futuros podem ser dirigidos à otimização de processos FSIG/GT sem utilização de vapor como agente gaseificador.
- 3) O estudo demonstra a viabilidade do processo FSIG/GT como uma alternativa factível para a geração de potência tendo como princípio a alimentação de combustível na forma de lama.
- 4) A estratégia FSIG/GT leva a níveis de eficiência maiores quando comparados com processos utilizado apenas turbinas a vapor de alta pressão, processos BIG/GT consumindo bagaço de cana de açúcar e ciclos combinados utilizando caldeiras de câmara pressurizada.
- 5) O rendimento global máximo alcançado neste estudo para a unidade geradora é em torno de 33,0 %. Este valor é significativo, visto que em propostas anteriores

consumindo biomassa no conceito FSIG/GT alcançam rendimentos próximos a 30% (de SOUZA-SANTOS-BENINCA, 2014).

7.1 Sugestões para próximos trabalhos

Dentro do escopo da proposta básica aqui desenvolvida, as seguintes linhas de pesquisa podem ser exploradas:

- 1) Investigar metodologias que permitam níveis menos conservadores ou outros métodos de limpeza, dado que a temperatura estabelecida como máxima de 800K para o gás condensar os compostos alcalinos antes de injeção na turbina é uma limitante do processo na configuração básica adotada na pesquisa.
- 2) Desenvolver e otimizar outras configurações do secador e gaseificador bem como das estratégias de combinação dos equipamentos do processo de geração.
- 3) Testar limites de concentração de bagaço na lama injetada no processo, pois tal diminuiria a vazão de gás necessária para secagem da mesma.

Referências Bibliográficas

ANTHONY, E. Fluidized bed combustion of alternative solid fuels; status, successes and problems of the technology. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 21, n. 3, p. 239-268, 1995.

AGENCIA NACIONAL DE ENERGIA ELÉTRICA - ANEEL. Usinas do tipo UTE operação no Brasil. Disponível: <<http://www.aneel.gov.br/aplicacoes/capacidadebrasil/CombustivelListaUsinas.asp?classe=Biomassa&combustivel=13&fase=3>>. Acesso em: 14 Abril, 2014.

BEJAN, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. **Thermal Design and Optimization**. 1. ed.: Wiley-Interscience, 542p. 1995.

BENINCA, Wilson de Aguiar. **Estudos de processos avançados em geração termelétrica utilizando leitos fluidizados consumindo biomassa**. 2012. 104p. Dissertação (Mestrado) Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

BREAUT, R. W. Gasification Processes Old and New: A Basic Review of the Major Technologies. *Energies*, **2010**, 3, 216-240. www.mdpi.com/1996-1073/3/2/216 (accessed on 20/09/2013).

DANTAS, Djolse Nascimento. **Uso da biomassa da cana-de-açúcar para geração de energia elétrica: análise energética, exergética e ambiental de sistemas de cogeração em sucroalcooleiras do interior paulista**. 2010. 112p. Dissertação (Mestrado) Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo, São Carlos.

de SOUZA-SANTOS, M. L.; Comprehensive Modelling and Simulation of Fluidized Bed Boilers and Gasifiers. **Fuel**, v. 68, p. 1507-1521, 1989.

de SOUZA-SANTOS, M. L.; Application of Comprehensive Simulation of Fluidized Bed Reactors to Pressurized Gasification of Biomass. **Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences**, v. 16, p. 376-383, 1994, a.

de SOUZA-SANTOS, M. L.; Application of Comprehensive Simulation of Pressurized Fluidized Bed Hydroretorting of Shale. **Fuel**, v. 73, p. 1459-1465, 1994, b.

de SOUZA-SANTOS, ML. • A Study on Thermo-chemically Recuperated Power Generation Systems Using Natural Gas. **Fuel**, v. 76. n. 7, p. 593-601, 1997. (<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236197000598>) (Acesso em: 05/05/2014).

de SOUZA-SANTOS, M.L. A Study on Pressurized Fluidized-Bed Gasification of Biomass Through the Use of Comprehensive Simulation. **Book on Combustion Technologies for a Clean Environment; Gordon and Breach Publishers: Amsterdam, The Netherlands**, 1998.

de SOUZA-SANTOS, ML.; COSTA, M. A. S. Studies on the Mathematical Modeling of Circulation Rate of Particles in Bubbling Fluidized Beds. Part I: Preliminary theoretical investigations. **Powder Technology**, v. 103, p. 110-116, 1999.

de SOUZA-SANTOS, M. L.; Feasibility Study of an Alternative Power Generation System Based on Biomass Gasification/Gas Turbine Concept. **Fuel**, v. 78, n. 5, p. 529-538, 1999.

de SOUZA-SANTOS, ML.; RABI, J. A. Incorporation of a two-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part I: Preliminary theoretical investigations. **Thermal Engineering**, v. 3, p. 64-70, 2003. (ojs.c3sl.ufpr.br/ojs2/index.php/reterm/article/view/3516 (Acesso em: 03/03/2014))

de SOUZA-SANTOS, ML.; RABI, J. A. Incorporation of a two-flux model for radiative heat transfer in a comprehensive fluidized bed simulator. Part II: Numerical results and assessment. **Thermal Engineering**, v.4, p.49-54, 2004. (ojs.c3sl.ufpr.br/ojs/index.php/reterm/article/view/3476(Acesso em: 03/03/2014))

de SOUZA-SANTOS, M. L.; A New Version of CSFB, Comprehensive Simulator for Fluidized Bed Equipment. **Fuel**, v. 86, p.1684-709, 2007. dx.doi.org/10.1016/j.fuel.2006.12.001 (Acesso em: 05/05/2014)

de SOUZA-SANTOS, ML.; RABI, J. A. Comparison of Two Model Approaches Implemented in a Comprehensive Fluidized-Bed simulator to Predict Radiative Heat Transfer: Results for a Coal-Fed Boiler. **Computer and Experimental Simulations in Engineering and Science**, v. 3, p. 87-105, 2008.

de SOUZA-SANTOS, M. L.; Comprehensive Simulator (CSFMB) Applied to Circulating Fluidized Bed Boilers and Gasifiers. **The Open Chemical Engineering Journal**, v. 2, p. 106-118, 2008. (www.benthamscience.com/open/tocengj/articles/V002/106TOCENGJ.pdf) (Acesso em: 05/05/2014)

de SOUZA-SANTOS, M. L.; CSFMB Applied to Fluidized-bed Gasification of Special Fuels. **Fuel**, v. 88, p. 826-833, 2009.

de SOUZA-SANTOS, M.L. **Solid Fuels Combustion and Gasification: Modeling, Simulation, and Equipment Operations** Second Edition (Mechanical Engineering.) 2nd. ed.: CRC Press New York, U.S.A., 2010. (ISBN 9781420047493)

de SOUZA-SANTOS, ML.; BASTOS-NETTO D.; RIEHL R. Conceptual Design of a Sugar Cane Biomass Gasifier Using CSFMB Model. **Journal of Energy and Power Engineering**, v. 5, p. 233-237, 2011. davidpublishing.org/show.html?2610 (Acesso em: 03/03/2014).

de SOUZA-SANTOS, ML.; CERIBELI, KB. Technical evaluation of Power generation Process consuming Municipal Solid Waste. **Fuel**, v. 108, p. 578-585, 2012.

de SOUZA-SANTOS, M.L.; CHAVEZ, J. V. Preliminary studies on advanced power generation based on combined cycle using a single high-pressure fluidized bed boiler and consuming sugarcane bagasse. **Fuel**, v. 95, p. 221-225, 2012 a.

de SOUZA-SANTOS, M. L.; CHAVEZ, J. V. Development of Studies on Advanced Power Generation Based on Combined Cycle Using a Single High-Pressure Fluidized Bed Boiler and Consuming Sugar Cane Bagasse. **Energy and Fuels**, v. 26, p. 1952-1963, 2012 b.

de SOUZA-SANTOS, M.L.; CHAVEZ, J. V. Second Round of Studies on Advanced Power Generation Based on Combined Cycle Using a Single High-Pressure Fluidized Bed Boiler and Consuming Biomass. **The Open Chemical Engineering Journal**, v. 6, p. 41-47, 2012 c.

de SOUZA-SANTOS, ML.; CERIBELI, KB. Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to Municipal Solid Waste (MSW). **Energy and Fuels**, v. 27, p. 7697-7713, 2013.

de SOUZA-SANTOS, ML.; BENINCA W. New Strategy of Fuel-Slurry Integrated Gasifier/Gas Turbine (FSIG/GT) Alternative for Power Generation Applied to Biomass. **Energy and Fuels**, March 2014, (on line) <http://pubs.acs.org/doi/full/10.1021/ef500317a>

DOU, B.; PAN, W.; REN, J.; CHEN, B.; HWANG, J.; YU, T., Single and Combined Removal of HCl and Alkali Metal Vapor from High-temperature Gas by Solid Sorbents. **Energy & Fuels**, v. 21, p. 1019-1023, 2007.

ENGELBRECHT, A. D.; NORTH, B. C.; OBOIRIEN, B. O.; EVERSON, R.C.; NEOMAGUS H. W. P. J. Fluidized bed gasification of high-ash South African coals: An experimental and modelling study. **IFSA 2011 Conference on Industrial Fluidization, Johannesburg, South Africa**, 2011. (www.saimm.co.za/Conferences/IFSA2011/145-Engelbrecht.pdf (Acesso em: 03/03/2014))

ESPINAL, J.F.; TRUONG, T. N.; MONDRAGÓN, F., Mechanisms of NH₃ formation during the reaction of H₂ with nitrogen containing carbonaceous materials. **Carbon**, v. 45, p. 2273-2279, 2007).

ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. TECHNOLOGY CHARACTERIZATION: STEAM TURBINES. www.epa.gov/chp/documents/catalog_chptech_steam_turbines.pdf Acesso em: 3 Março. 2014.

GLAZER, M.P.; KHAN, N.; WIEBREN DE JONG; SPLIETHOFF, H.; SCHURMANN H.; MONKHOUSE, P., Alkali Metals in Circulating Fluidized Bed Combustion of Biomass and Coal: Measurements and Chemical Equilibrium Analysis, **Energy & Fuels** v. 19, p. 1889-1897, 2005).

GRESH, M. T.; SASSOS, M. J.; WATSON, A.; Axial Air Compressors – Maintaining Peak Efficiency. turbolab.tamu.edu/proc/turboproc/T21/T21173-181.pdf Acesso em: 3 Março. 2014.

HANSSON, K. M.; SAMUELSSON, J.; TULLIN, C.; AMAND L. E., Formation of HNCO, HCN, and NH₃ from the pyrolysis of bark and nitrogen – containing model compounds. **Combustion and Flame**, v. 137, p. 265-277, 2004.

HE, W.; PARK, C. S.; NORBECK, J. M. Rheological Study of Comingled Biomass and Coal Slurries with Hydrothermal Pretreatment. **Energy Fuels**, v. 23, n. 10, p. 4763-4767, 2009 a.

He, W.; PARK, C. S.; NORBECK, J. N. A Rheological Study on the Pumpability of Co-Mingled Biomass and Coal Slurries. **International Pittsburgh Coal Conference 2008**, Pittsburgh, PA, 2009 b. www.docin.com/p-46581930.html Acesso em: 3 Março. 2014.

HOLT, N.; ALPERT, S. Integrated Gasification Combined Cycle Power Plants, **Encyclopedia of Physical Science and Technology (Third Edition)**, 2003. p. 897 – 924.

HOLLANDA, JB.; FRYDMAN, I.; TRINKENREICH, J.; BERTELLI, LG.; MACEDO, I.; RODRIGUES, L.; LORENZ, K.; CAMPO; SERFATY, M.; ASSAD, LS.; DASTRELD; SPINELLI; ORTIZ; PRACCHIALC; LEWIS A; BENITEZ, S; SILVERSTRIN, CR.;

HOWANIEC, N.; SMOLINSKI, A.; Steam co-gasification of coal and biomass – Synergy in reactivity of fuel blends chars, **International Journal of Hydrogen Energy**, v. 38, n. 36, p. 16152-16160, 2013.

KOTAS, T. J. **The Exergy Method of Thermal Plant Analysis**. Florida-U.S.A: Krieger Pub Co, 328p. 1995.

KUMAR, A.; ESKRIDGE, K.; JONES, D.; HANNA, M. Steam–air fluidized bed gasification of distillers grains: Effects of steam to biomass ratio, equivalence ratio and gasification temperature. **Bioresource Technology**, v. 100, p.2062 – 2068, 2009.

LENÇO, P. C. **Caracterização do bagaço de cana-de-açúcar para geração de energia**. 2010. 161p. Tese (Doutorado)- Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas.

LOVELL, R. J.; DYLEWSKI, S. W.; PETERSON, C. A., **Control of Sulfur emissions from Oil Shale Retorts**. 1981. 190p. Report No.: EPA 600/7-82-016- Industrial Environmental Research Laboratory, Cincinnati, Ohio.

MAYERHOFER, M.; FENDT, S.; SPLIETHOFF, H.; GADERER, M. Fluidized bed gasification of biomass – In bed investigation of gas and tar formation. **Fuel**, v. 117, p. 1248–1255, 2014.

MICCIO, M.; ARENA, U.; MASSIMILLA, L.; MARESCA, A.; DEMICHELE, G. Combustion of fuel-water slurries injected in a fluidized bed. **AIChE Journal**, v. 35, n. 12, p. 2040–2042, 1989.

MME - MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA – **Balanco Energético Nacional – BEN 2007**. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br/mme/menu/ben2007.html>>. Acesso em: 14 Abril. 2014.

MME - MINISTÉRIO DE MINAS E ENERGIA - **Plano Decenal de Expansão de Energia 2020**. Disponível em: <<http://www.mme.gov.br/mme/menu/pde2020.html>>. Acesso em: 16 Nov. 2013.

MOUTSOGLU, A. A comparison of prairie cordgrass and switchgrass as a biomass for syngas production. **Fuel**, v. 95, 573-577, 2012.

Oakey, J.; Simms, N.; Kilgallon, P. Gas turbines: gas cleaning requirements for biomass fired systems. **Materials Research**, v. 7, n. 1, p. 17-25, mar 2004.

Ogden, Joan M.; Williams, Robert H.; Fulmer, Mark E. Cogeneration Applications of Biomass Gasifier/Gas Turbine Technologies in the cane sugar and Alcohol Industries. Ogden. **Anais...** Massachusetts Institute of Technology, 1990.

Ortiz, P. A. S.; Venturini, O. J.; Lora, E. E. S. Technical And Economic Evaluation of IGCC Systems Using Coal and Petroleum Coke Considering the Brazilian, **ASME 2011 Turbo Expo: Turbine Technical Conference and Exposition**, Paper No. GT2011-46836, pp. 711-719, doi:10.1115/GT2011-46836.

Pellegrini, L. F.; Oliveira Júnior, S. de; Burbano, J. C. Supercritical steam cycles and biomass integrated gasification combined cycles for sugarcane mills. **Energy**, v. 35, n. 2, p. 1172-1180, 2010.

Pellegrini, L. F.; Oliveira Júnior, S. de. Exergy analysis of sugarcane bagasse gasification. **Energy**, v. 32, n. 4, p. 314 – 327, 2007.

Pereira, V.; Simões Neto, J.; Cunha, M.; **Estudo em Otimização da Produção de Energia Elétrica em Usinas Alcooleiras**, Relatório Final (Eletrobrás, Copersucar, BNDES, CESP, CPFL, Eletropaulo), Novembro, 1991.

Pinto, F.; André, R. N.; Franco, C.; Carolino, C.; Costa, R.; Miranda, M.; Gulyurtlu, I. Comparison of a pilot scale gasification installation performance when air or oxygen is used as gasification medium. **Fuel**, v. 101, p.102 – 114, 2012.

RABOU, L. M.; ZUART, J., U; Vreugdenhil, J.; Bos, L.. Tar in biomass producer gas, the energy research centre of the Netherlands (ECN) Experience: An Enduring Challenge. *Energy & Fuels*, v. 23, p. 6189–6198, 2009.

RASUL, M. G.; RUDOLPH, V.; CARSKY, M. Physical properties of bagasse. *Fuel*, v. 78, p. 905 – 910, 1999.

RAO, A.; CURTIS, J.; HANCOCK, B.; WASSGREN, C. The Effect of Column Diameter and Bed Height on Minimum Fluidization Velocity. *AIChE Journal*, v. 56, n. 9, p. 2304–2311, 2010.

SADAKAA, S.; GHALYB, A. E.; SABBAHC, M. A. Two phase biomass air-steam gasification model for fluidized bed reactors. *Biomass & Bioenergy*, v. 22, p. 439 – 477, 2002.

SHAPIRO, H. N; MORAN, M. J.; **Fundamentals of Engineering Thermodynamics**. John Wiley & Sons, Inc. 680p. 2000.

SHAUL, S.; RABINOVICH, E.; KALMAN, H. Generalized flow regime diagram of fluidized beds based on the height to bed diameter ratio. *Powder Technology*, v. 228, p. 264-271, 2012.

SZARGUT J., MORRIS D. R., STEWART F. R., *Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes*, Hemisphere, N. Y., 1988

STEFANOVA, A.; BI, H. T.; LIM, J. C.; GRACE, J. R. Local hydrodynamics and heat transfer in fluidized beds of different diameter. *Powder Technology*, v. 212, n. 1, p. 57-63, 2011.

STEVENS, D.; Hot gas conditioning: Recent Progress with Larger – Scale biomass Gasification systems. **National Renewable Energy Laboratory Report: No: NREL/SR 510-29952**, 2001.

SVOBODA, K.; POHOŘELÝ, M.; HARTMAN, M.; MARTINEC, J. Pretreatment and feeding of biomass for pressurized entrained flow gasification. *Fuel Processing Technology*, v. 90, n. 5, p. 629-635, maio 2009.

TAUVOULAREAS, E.S. Fluidized Bed Combustion Technology. **Annual Reviews – Energy Environment**, v 16. p. 25 – 57, 1991.

van den ENDEN, P. J.; LORA, E. S. Design approach for a biomass fed fluidized bed gasifier using the simulation software CSFB.. **Biomass and Bioenergy**, v. 26, n.3 p. 281-287, 2004.

VERES, J. P.; Centrifugal and Axial Pump Design and Off-Design Performance Prediction. NASA Technical Memorandum 106745. www.grc.nasa.gov/WWW/RTT/docs/Veres_1994.pdf
Acesso em: 3 Março. 2014.

WOOLCOOCK, P; BROWN, R. A review of cleaning technologies for biomass-derived syngas. **Biomass and Bioenergy**, v. 52. p. 54 – 84, 2013.

APÊNDICE A – CÁLCULO DA EXERGIA BAGAÇO DE CANA DE AÇUCAR.

A exergía do combustível é computada segundo as seguintes relações:

$$b = \sum_j w_j b_j$$

$$b_j = h_j - h_{j,0} - T_0(s_j - s_{j,0}) + h_c + d_j$$

Onde:

$$h_j = h_{f,j} + \int_{T_0}^T c_{p,j} dT$$

e

$$s_j = s_{f,0} + \int_{T_0}^T \frac{c_{p,j}}{T} dT$$

Notação

b = exergía (kJ/kg)

c = Calor específico (kJ kg⁻¹ K⁻¹)

d = Fator padrão de disponibilidade química (kJ/kg) dos componentes gasosos produzidas pela completa oxidação dos componentes (j) no combustível sólido. Por exemplo, para j = C, o gás correspondente é CO₂ e para j = H, o correspondente é H₂O. (SZARGUT, J. et al, 1998)

h = Entalpia sensível (kJ/kg)

h_c = Entalpia de combustão computado nas condições de estado morto (kJ/kg)

s = Entropia (kJ kg⁻¹ K⁻¹)

w = Fração mássica.

Sub - índices

0 = no estado morto (298.15 K, 101.325 kPa)

f = formação

j = Espécie química do elemento no combustível.

Referencia

1. Szargut J., Morris D. R., Stewart F. R., Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes, Hemisphere, N. Y., 1988