

MINISTÉRIO DA EDUCAÇÃO
UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO SUL
ESCOLA DE ENGENHARIA
Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas Metalurgia e Materiais

GABRIEL MENEGHETTI FAÉ GOMES

**ESTUDO DOS ASPECTOS DE PROCESSO ENVOLVIDOS NA TRANSIÇÃO DA
COMBUSTÃO COM AR ATMOSFÉRICO PARA OXICOMBUSTÃO EM LEITO
FLUIDIZADO BORBULHANTE**

Porto Alegre

2013

GABRIEL MENEGHETTI FAÉ GOMES

**ESTUDO DOS ASPECTOS DE PROCESSO ENVOLVIDOS NA TRANSIÇÃO DA
COMBUSTÃO COM AR ATMOSFÉRICO PARA OXICOMBUSTÃO EM LEITO
FLUIDIZADO BORBULHANTE**

Trabalho realizado no Centro de Tecnologia da Escola de Engenharia da UFRGS, dentro do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e de Materiais – PPGEM e no Laboratório de Combustão da Fundação de Ciência e Tecnologia do estado do Rio Grande do Sul, como parte dos requisitos para a obtenção do título de Doutor de Engenharia.

Área de Concentração: Tecnologia Mineral, Ambiental e Metalurgia Extrativa

Orientador: Prof. Dr. Antônio Cesar Faria Vilela

Porto Alegre

2013

Esta tese foi julgada para a obtenção do título de Doutor em Engenharia – Área de Concentração Tecnologia Mineral, Ambiental e Metalurgia Extrativa em sua forma final pelo Orientador e pela Banca Examinadora do curso de Pós Graduação em Engenharia de Minas, Metalúrgica e Materiais.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Cesar Faria Vilela

Banca Examinadora:

Dr.^a Lizete Senandes Ferret – CIENTEC

Prof. Dr. Nilson Romeu Marcílio – PPGEQ/UFRGS

Prof. Dr. Eduardo Osório – PPGE3M/UFRGS

Prof. Dr. Telmo Roberto Strohaecker
Coordenador do PPGE3M

Este trabalho é dedicado à minha esposa, fonte constante de força e paz no mundo material, e ao meu pai, fonte constante de paz e intuição no plano espiritual.

AGRADECIMENTOS

São muitas as pessoas que merecem agradecimentos por diferentes motivos (técnicos, motivacionais, espirituais). Assim, agradeço:

Ao meu orientador, Prof. Dr. Antônio Cezar Faria Vilela, pela confiança e orientação;

Ao meu sogro, Prof. Dr. Leandro Dalla Zen, simplesmente por tudo;

Ao eterno mecânico da planta piloto de Leito Fluidizado Borbulhante, Sérgio Gomes (*in memoriam*), que possibilitou totalmente a realização deste e muitos outros trabalhos;

Ao colega e amigo Guilherme Priebe, pela ajuda em todos os âmbitos do trabalho: análise, operação de planta, manutenção e instrumentação;

Ao estagiário, bolsista, quase engenheiro, faz tudo, quebra-galho, Felipe, pelo apoio em toda a parte experimental;

Aos estagiários Pedro Henrique (pH) e Rodrigo, pela colaboração sistemática nas operações;

Ao colega Jorge Cunha, pelo auxílio em toda a parte experimental;

Aos colegas do Departamento de Engenharia de Processos da CIENTEC, pela ajuda sempre que foi necessária;

À minha sogra, pela constante ajuda e motivação sempre que foi necessário;

À minha esposa, por ser a fonte de motivação de tudo.

RESUMO

O uso de combustíveis fósseis para a geração de energia, especificamente carvão mineral, ainda dominará a matriz energética mundial por algumas décadas. No Brasil, entretanto, apesar de sua vasta disponibilidade, o carvão mineral segue ocupando uma tímida posição na matriz. Ao mesmo tempo, há uma considerável geração de resíduos de biomassa oriundos de atividades agrícolas, que poderiam ser incorporados ao uso do carvão na geração termoelétrica de energia. Sobre o uso de combustíveis fósseis na geração termoelétrica e a consequente emissão de CO₂, a ainda insipiente tecnologia de oxidação aparece como possibilidade de geração de emissões quase-zero de CO₂. Diante disso, esta tese tem como objetivo estudar os aspectos envolvidos na adaptação da combustão em leito fluidizado borbulhante para a oxidação de carvão mineral e biomassa. Para tanto, inicialmente, realiza-se uma estimativa da possibilidade do uso de resíduos de biomassa, especificamente os provenientes da cadeia produtiva de madeira e casca de arroz, em sistemas de combustão no estado do Rio Grande do Sul. Estes combustíveis são, então, utilizados na combustão com ar atmosférico em planta piloto, com capacidade de 0,25 MW_t de leito fluidizado borbulhante, para posterior comparação com a oxidação dos mesmos combustíveis. As comparações foram realizadas quanto ao balanço de massa balanço de energia e questões fluidodinâmicas. A influência dos principais parâmetros de processo na transição de combustão com ar atmosférico para a oxidação foi analisada quanto à possibilidade de minimizar a entrada de ar falso no sistema. A manutenção de pressões negativas mostrou-se indesejável na oxidação, especialmente quando é realizada a adaptação de plantas já existentes. Os resultados indicaram uma forte influência do ajuste da válvula de recirculação dos gases, da potência do ventilador e da vazão de gases no sistema na minimização da entrada de ar falso. A partir do ajuste das condições operacionais, foi possível a obtenção de uma concentração de 59,6% vol. de CO₂ nos gases de combustão.

Palavras-chave: Carvão. Biomassa. Oxidação. Leito fluidizado borbulhante.

ABSTRACT

The fossil fuels use for energy generation, especially coal, will dominate the world energy matrix for decades. However, in Brazil, coal still occupies a timid position in spite of its extensive disponibility. At the same time, there is a considerable generation of wastes from agricultural activities that could be incorporated to coal as fuels on thermoelectric energy processes, in special for a decentralized system configuration. Yet, by considering the use of fossil fuels on thermoelectric generation and the consequent CO₂ emission, there is the oxyfuel combustion technology that has appeared as an option for near-zero CO₂ emissions by promoting its capture. From this perspective, this work has the objective of studying the aspects that involve the retrofit of bubbling fluidized bed combustion to oxyfuel combustion by using coal and biomass wastes as fuels. In this sense, an estimative of the use of biomass wastes, especially wood wastes and rice husk, on combustion systems in the State of Rio Grande do Sul is firstly proceeded. These fuels are used on air combustion in a 0,25 MW_t bubbling fluidized bed pilot plant for comparison to oxyfuel combustion with the fuels used. Such comparisons were done by applying material balance, energy balance and fluid dynamics analysis. The influence of the main process parameters on the retrofit of air combustion to oxyfuel combustion were analyzed concerning the air leakage minimization. Negative pressure maintenance in key points of the system was shown as an undesirable issue when retrofitting. The results indicated a strong influence of the recycling valve adjustment, fan power and gases flow on the air leakage. From operational conditions adjustment, 59,6 vol.% CO₂ concentration could be achieved in the gases.

Keywords: Coal. Biomass. Oxyfuel combustion. Bubbling fluidized bed.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Oferta interna de energia elétrica por fonte no Brasil em 2009.	25
Figura 2: Cadeia produtiva do setor florestal.	27
Figura 3: Distribuição das florestas plantadas de <i>Eucalyptus</i> e <i>Pinus</i> em alguns estados do Brasil.	28
Figura 4: Comparação da produtividade florestal de coníferas e folhosas no Brasil com países selecionados.	29
Figura 5: Estimativa do potencial de geração de energia a partir de resíduos da silvicultura na Região Sul do Brasil.	30
Figura 6: Estimativa do potencial de geração de energia com resíduos de biomassa no sul do Brasil.	32
Figura 7: Localização dos principais depósitos minerais de carvão nos estados do Rio Grande do Sul.	33
Figura 8: Rotas para a captura de CO ₂	36
Figura 9: Esquema da <i>chemical looping combustion</i>	38
Figura 10: O leito fluidizado.	54
Figura 11: Relação entre o ΔP_{leito} e a U_{mf}	55
Figura 12: Planta piloto de oxidação em leito fluidizado borbulhante.	58
Figura 13: Determinação do ponto de funcionamento ventilador-sistema.	62
Figura 14: Efeito do registro sobre o ponto de funcionamento.	62
Figura 15: Variação da vazão Q de um sistema pela variação do número de rotações por minuto do ventilador.	63
Figura 16: Pureza do CO ₂ como função do ingresso de ar falso e pureza do O ₂	64
Figura 17: Variação da concentração de CO ₂ em função da entrada de ar falso.	66
Figura 18: Percentagem de aumento de uso de energia por kWh em comparação com as tecnologias tradicionais.	70
Figura 19: Razão estequiométrica de oxigênio versus concentração de CO ₂ , H ₂ O, O ₂ e N ₂	72
Figura 20: Equilíbrio líquido-vapor CO ₂ -N ₂ (a) para pressão de 0,22 Mpa e fração molar CO ₂ de 0 a 1,0 e (b) pressão de 0 a 10 Mpa e fração molar CO ₂ de 0,85 a 1,0.	73

Figura 21: Purificação do CO ₂ por destilação flash de dois estágios.	74
Figura 22: Purificação do CO ₂ por coluna de destilação de pratos.	75
Figura 23: Diagrama p X T para a liquefação do CO ₂ em um estágio do gás proveniente da oxidação.....	76
Figura 24: Geometria do condensador proposto.	77
Figura 25: Sistema de recuperação de CO ₂	79
Figura 26: Processo de purificação de CO ₂ com duplo flash.....	80
Figura 27: Processo de purificação de CO ₂ por destilação.....	81
Figura 28: Fluxograma da planta piloto de 0,5 MW _{th}	83
Figura 29: Etapas da parte experimental.	87
Figura 30: Distribuição acumulada para carvão mineral.	91
Figura 31: Distribuição acumulada para casca de arroz.	91
Figura 32: Distribuição acumulada para cavaco de eucalipto.	91
Figura 33: Fluxograma da planta piloto com ventilação (V1 e V2) via tiragem balanceada e pontos de tomada de pressão (P1, P2 e P3).	94
Figura 34: Fluxograma da planta piloto com ventilação (V1) via insuflamento de ar e pontos de tomada de pressão (P1, P2 e P3).....	94
Figura 35: Carcaça do reator em leito fluidizado borbulhante de 0,25 MW _{th}	95
Figura 36: Configuração interna do leito fluidizado borbulhante.....	95
Figura 37: Calibração da rosca de carvão mineral.	96
Figura 38: Calibração da rosca de biomassa para cavaco de eucalipto.	96
Figura 39: Calibração da rosca de biomassa para casca de arroz.....	97
Figura 40: “Tomada” da pressão estática.....	102
Figura 41: Volume de controle considerado para a combustão com ar atmosférico e oxidação.	103
Figura 42: Excesso de Ar em função da % volumétrica do CO ₂ e O ₂ nos gases para carvão.	107
Figura 43: Excesso de Ar em função da % volumétrica do CO ₂ e O ₂ nos gases para eucalipto.....	107
Figura 44: Excesso de Ar em função da % volumétrica do CO ₂ e O ₂ nos gases para casca de arroz.....	108
Figura 45: Comportamento da combustão do carvão no leito fluidizado borbulhante.	114

Figura 46: Comportamento da combustão da lenha picada no leito fluidizado borbulhante.	115
Figura 47: Comportamento da casca de arroz no leito fluidizado borbulhante.	115
Figura 48: Variação do coeficiente de perda de carga da válvula borboleta para três diferentes fabricantes.	120
Figura 49: Variação de pressão estática do ventilador em função da vazão volumétrica de ar.	122
Figura 50: Velocidade de fluidização <i>versus</i> variação de pressão do leito para cada frequência do ventilador.	122
Figura 51: Perda de carga por ponto de medição e potência do ventilador.	127
Figura 52: Variação da perda de carga entre os pontos P2 e P3 para cada potência do ventilador.	127
Figura 53: Efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões dos pontos P1, P2 e P3 para 70% da potência do ventilador.	130
Figura 54: Efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões dos pontos P1, P2 e P3 para 80% da potência do ventilador.	131
Figura 55: Efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões dos pontos P1, P2 e P3 para 90% da potência do ventilador.	131
Figura 56: Comportamento da concentração de O ₂ de acordo com a abertura da válvula de recirculação para 70%, 80% e 90% de abertura do variador de frequência.	132
Figura 57: Comportamento das concentrações de O ₂ e CO ₂ em função da abertura da válvula de recirculação de 70% da potência do ventilador.	133
Figura 58: Comportamento das concentrações de O ₂ e CO ₂ em função da abertura da válvula de recirculação de 80% da potência do ventilador.	133
Figura 59: Comportamento das concentrações de O ₂ e CO ₂ em função da abertura da válvula de recirculação de 90% da potência do ventilador.	134
Figura 60: Entalpias correspondentes aos componentes do ar atmosférico e dos gases de recirculação na entrada do VC para carvão mineral.	147
Figura 61: Entalpias correspondentes aos componentes do ar atmosférico e dos gases de combustão na saída do VC para carvão mineral.	147
Figura 62: Variação de c_p/R com a temperatura utilizando o modelo de gás ideal.	149
Figura 63: Representação dos pontos de coleta do gás de recirculação (P1, P2, P3 e P4) para análise da entrada de ar falso.	158

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Principais óxidos de cinzas volantes do usinas termelétricas localizadas no Estado do Rio Grande do Sul.....	34
Tabela 2: Vantagens e desvantagens das metodologias técnicas para captura de CO ₂	37
Tabela 3: Qualidade do CO ₂ para uma perspectiva de transporte e armazenamento	40
Tabela 4: Propriedades dos gases da combustão a 1396,15 K e pressão atmosférica.....	42
Tabela 5: Composição dos gases da oxidação de gás natural (GN) e carvão pulverizado (CP) em base volumétrica.....	43
Tabela 6: Comparação das composições estimadas para os gases de combustão.	44
Tabela 7: Atividade radiante do gás proveniente da combustão com ar atmosférico e oxidação de carvão em base seca (BS) e base úmida (BU).	49
Tabela 8: Constantes sugeridas para o cálculo de U _{mf}	57
Tabela 9: Características das correntes de entrada e saída do condensador proposto.	76
Tabela 10: Caracterização dos combustíveis utilizados.	89
Tabela 11: Umidade dos combustíveis para cálculo do PCI _{BU}	90
Tabela 12: Características físicas dos combustíveis.....	92
Tabela 13: Gases analisados e métodos utilizados.	99
Tabela 14: Determinação da potência disponível de serragem e resíduos de madeira a partir da Acácia Negra no estado do Rio Grande do Sul.....	109
Tabela 15: Determinação da potência disponível a partir da casca de arroz no estado do Rio Grande do Sul.....	110
Tabela 16: Comparação da potência disponível a partir de resíduos de eucalipto, acácia negra e casca de arroz com a capacidade instalada para carvão mineral e parques eólicos no estado do Rio Grande do Sul.	111
Tabela 17: Condições operacionais das operações sem recirculação de gases para carvão mineral, eucalipto e casca de arroz.	113
Tabela 18: Condições da operação na recirculação com tiragem balanceada.	116

Tabela 19: Condição da pressão estática no sistema de tiragem balanceada na zona de <i>freeboard</i> e nos pontos P1, P2 e P3.	118
Tabela 20: Valores calculados para U_{mf}	123
Tabela 21: Condições de operação para carvão mineral antes de proceder a recirculação.	125
Tabela 22: Condições de operação na recirculação dos gases com 100% de abertura da válvula de recirculação para carvão mineral.	126
Tabela 23: Perda de carga de pressão, h_p , Perda de carga de posição, h_c , e perda de carga, H , ao longo do sistema para carvão mineral.	126
Tabela 24: Variação dos parâmetros do sistema para cada abertura da válvula de recirculação de acordo com o valor do inversor de frequência para carvão mineral.	129
Tabela 25: Condições obtidas com o aumento da vazão mássica de gases de entrada para 90% da potência do ventilador e 25% de abertura da válvula de recirculação.	135
Tabela 26: Condições de operação com recirculação e adição de oxigênio para duas potências do ventilador com carvão mineral e casca de arroz.	138
Tabela 27: Condições de operação obtidas para a oxicombustão de carvão mineral.	140
Tabela 28: Balanço de massa no VC.	144
Tabela 29: Balanço de energia no VC.	146
Tabela 30: Valores do calor específico dos gases de combustão e oxicombustão na saída do VC.	150
Tabela 31: Valores do calor específico médio dos gases de combustão e oxicombustão na entrada do VC.	151
Tabela 32: Variação das propriedades dos gases obtidos para as condições de combustão e oxicombustão obtidas.	152
Tabela 33: Valores de U_{mf} para os gases de entrada no VC da oxicombustão.	156
Tabela 34: Variação da razão molar N_2/O_2 na recirculação sem adição de oxigênio.	159
Tabela 35: Variação da razão molar N_2/O_2 na recirculação com adição de oxigênio.	159
Tabela 36: Fração mássica de ar falso entrando no sistema em relação à corrente $N_2 + O_2$	159

LISTA DE ABREVIATURAS

BS	Base seca
BU	Base úmida
C_{AN}	Casca de Acácia Negra
C_{fixo}	Carbono Fixo
Char	Carvão desvolatilizado
CIENTEC Sul	Fundação de Ciência e Tecnologia do estado do Rio Grande do
CP	Carvão pulverizado
DTF	<i>Drop tube furnace</i>
EOS	<i>Equation of State</i>
G_{RAN}	Geração de Resíduos de Acácia Negra
G_{SAN}	Geração de Serragem de Acácia Negra
GN	Gás natural
h	Entalpia
h_c	Carga de velocidade
h_{it}	Perda de carga entre dois pontos
h_p	Carga de posição
H	Perda de carga por unidade de peso
MEA	Momoetanolamina
MV	Material Volátil
N_u	Potência do Ventilador
p	Pressão estática
P	Produtos
P_{RAN}	Produção de Resíduos de Acácia Negra
P_{SAN}	Produção de Serragem de Acácia Negra
PCI	Poder Calorífico Inferior
PCS	Poder Calorífico Superior
PCI_{BU}	Poder Calorífico Inferior em base úmida
PCS_{BU}	Poder Calorífico Superior em base úmida
P_r	Número de Prandtl

PSRK	<i>Predictive-Soave-Redlich-Kwong</i>
ρ	Massa Específica
ρ_{aparente}	Massa Específica Aparente
Q	Vazão Volumétrica
γ	Peso Específico
R	Reagentes
Re_p	Número de Reynolds de partícula
SI	Sistema Internacional de Unidades
U_{mf}	Velocidade Mínima de Fluidização
UFRGS	Universidade Federal do Rio Grande do Sul
VC	Volume de Controle

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	17
2 OBJETIVOS	21
3 ESTRUTURAÇÃO E LIMITAÇÕES DA TESE	22
4 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	24
4.1 A QUESTÃO RENOVÁVEL NA MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA	24
4.2 A BIOMASSA NO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL	26
4.2.1 Resíduos da cadeia produtiva do setor florestal	27
4.2.2 Resíduos da cadeia produtiva da produção de arroz	31
4.3 O CARVÃO NO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL	32
4.4 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CO ₂	35
4.5 NÍVEIS DE PUREZA E USOS DO CO ₂	39
4.6 CARACTERÍSTICAS DA TECNOLOGIA DE OXICOMBUSTÃO.....	41
4.6.1 Aspectos de processo na oxidação em leito fluidizado borbulhante	52
4.6.2 O leito fluidizado borbulhante	53
4.6.3 Teoria dos ventiladores	59
4.6.4 Teoria dos ventiladores nos sistemas de combustão	61
4.6.5 Adaptação dos sistemas de combustão para a oxidação	63
4.7 LIMITAÇÕES TÉCNICO-ECONÔMICAS DA TECNOLOGIA DE OXICOMBUSTÃO	67
4.8 PROCESSAMENTO DO CO ₂	71
4.9 USO DE BIOMASSA NA TECNOLOGIA DE OXICOMBUSTÃO	83
5. MATERIAIS E MÉTODOS	87
5.1 MATERIAIS.....	88
5.1.1 Combustível	88
5.1.2 Oxigênio	92
5.2 MÉTODOS.....	92
5.2.1 Planta piloto	92

5.2.2 Avaliação da disponibilidade energética de resíduos de biomassa no estado do Rio Grande do Sul	97
5.2.3 Análise dos gases	99
5.2.4 Perda de carga no sistema de recirculação dos gases	100
5.2.5 Determinação da vazão de escoamento dos gases	101
5.2.6 Determinação da pressão estática	102
5.2.7 Balanço de massa na fornalha.....	102
5.2.8 Balanço de energia na fornalha	104
5.2.9 Determinação de massa de ar estequiométrico para a combustão..	106
6 RESULTADOS E DISCUSSÃO	109
6.1 DISPONIBILIDADE ENERGÉTICA A PARTIR DE RESÍDUOS DA SILVICULTURA E CASCA DE ARROZ NO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL	109
6.2 COMBUSTÃO COM AR ATMOSFÉRICO	111
CONDIÇÃO	113
6.3 ADAPTAÇÃO DO PROCESSO PARA OXICOMBUSTÃO	115
6.3.1 Análise da pressão negativa do sistema	117
6.3.2 Modificação do sistema de ventilação	121
6.3.3 Análise do efeito da potência do ventilador	123
6.3.4 Análise do efeito da abertura da válvula de recirculação.....	128
6.3.5 Análise do efeito da vazão de gases	134
6.4 AJUSTE DAS CONDIÇÕES DE PROCESSO	135
6.5 OPERAÇÃO DE OXICOMBUSTÃO	137
6.5.1 Balanço de massa no sistema	143
6.5.2 Balanço de energia no sistema.....	145
6.5.3 Velocidade mínima de fluidização	155
6.6 VERIFICAÇÃO DA ENTRADA DE AR FALSO NO SISTEMA	156
7 CONCLUSÕES	160
8 CONTINUAÇÃO DO TRABALHO	163
REFERÊNCIAS.....	164
APÊNDICE A – CROMATOGRAMAS DA CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO 13.....	181

ANEXO A – METODOLOGIA PARA O CÁLCULO DOS CALORES ESPECÍFICOS	
.....	188
ANEXO B – METODOLOGIA PARA O CÁLCULO DA VISCOSIDADE	190
ANEXO C – METODOLOGIA PARA O CÁLCULO DA CONDUTIVIDADE TÉRMICA	
.....	193

1 INTRODUÇÃO

A energia, na sua forma bruta, é um recurso natural que existe em abundância, tendo distintas fontes de disponibilidade de acordo com um respectivo país ou região. No entanto, as formas brutas de energia não são necessariamente compatíveis com as diferentes necessidades de utilização. Sendo assim, a conversão de recursos naturais em energia em formas e quantidades úteis (transporte, indústria e uso doméstico) trata-se de algo relativamente recente (GHONIEM, 2011). Neste contexto, a conversão de combustíveis baseados no carbono – combustíveis fósseis – tem gerado, desde o início de sua utilização, um aumento da concentração de dióxido de carbono na atmosfera, promovendo discussões e preocupações referentes à ação desse incremento no clima.

Desde o início da Revolução Industrial, em meados do século XVIII, os gases que provocam o efeito estufa tiveram um aumento de sua participação na atmosfera: o dióxido de carbono cresceu 31%, o metano 151%, e o óxido nitroso 17%. Considerando as fontes de tais gases de efeito estufa, em torno de 75% provém da queima de combustíveis fósseis (TAKAMI et al, 2009).

No atual momento histórico, a utilização de combustíveis fósseis na energia primária é dominante, compreendendo cerca de 85% de toda a demanda mundial. Até que fontes auxiliares de produção de energia, como a energia nuclear ou de fontes renováveis, estejam em uma situação confiável para a produção de significativas quantidades de energia, os combustíveis fósseis continuarão a desempenhar o papel mais importante (BUHRE et al, 2005). Em face de tal situação, processos alternativos para a geração de energia a partir da combustão de combustíveis fósseis necessitam de uma maior investigação, visando à redução ou compensação da geração de CO₂.

Ainda, devido à necessidade de redução das emissões de gases de efeito estufa e da forte dependência mundial dos combustíveis fósseis, a utilização da biomassa como fonte de energia tem aumentado nos últimos anos, fato que foi acompanhado pelo desenvolvimento de tecnologias paralelas para a viabilização da combustão de distintos combustíveis de uma forma mais sustentável. A combustão multicomcombustível em leito fluidizado, por exemplo, é, hoje, uma tecnologia consolidada e adaptável a distintas situações locais de disponibilidade de biomassa e carvão mineral. Tem-se, também, a emergente tecnologia de oxicomcombustão, que,

no entanto, ainda precisa ser mais estudada e desenvolvida, sobretudo no que diz respeito à utilização de distintos tipos de combustíveis em uma mesma caldeira. Dada as características da elevada geração de biomassa e a disponibilidade de carvão mineral no Brasil, a utilização da tecnologia de oxidação multicombustível pode ser uma alternativa bastante promissora.

Ainda com relação à biomassa, a sua utilização como fonte de energia tem aumentado nos últimos anos, sendo acompanhada pelo desenvolvimento de tecnologia paralela e uma consequente redução de custos. A América Latina tem mostrado o maior aumento no uso de biomassa para geração de energia em todo o mundo, com uma média de 2,28% por ano durante o período entre 1999 e 2003. Para efeito de comparação, o aumento mundial médio anual foi de 0,57% durante o mesmo período (CORTEZ et al., 2008).

Quanto às perspectivas de uso dos combustíveis fósseis, diversos cenários indicam que a demanda de energia primária fará com que seu uso seja dominante, pelo menos, até a metade deste século. A implantação de tecnologias renováveis já conhecidas poderia atingir uma boa estabilização das emissões atmosféricas, mas sua implantação ainda requer mudanças socioeconômicas e institucionais. Nesse contexto, a viabilidade das tecnologias de captura de CO₂ nas opções existentes facilitaria a obtenção de bons níveis de estabilização (IPCC, 2005). Considerando, especificamente, a utilização de carvão mineral a ser ainda utilizado nas próximas décadas como fonte energética, há um interesse especial devido à sua já provada estabilidade de suprimento e custos. Isso deverá mantê-lo em uma importante posição dentro da matriz energética mundial (BUHRE et al, 2005). A este fato, soma-se a importância que se tem dado à utilização de biomassa para a produção de energia primária, devido ao balanço positivo em relação à absorção/liberação de dióxido de carbono. Infere-se, assim, que a produção de energia termelétrica de uma forma ambientalmente adequada, a partir da utilização de carvão mineral, biomassa, ou misturas de carvão mineral e biomassa, deve, ainda, receber uma crescente atenção.

Diante do exposto, as distintas rotas de utilização de combustíveis fósseis com captura de CO₂ surgem como uma opção para a produção de energia elétrica em larga escala, com emissão bastante reduzida de gases de efeito estufa. De acordo com Hustad (2008), as opções tecnológicas existentes para a captura de CO₂ ocorrem apenas em combinação com uma quebra de paradigma e uma crise. A

quebra de paradigma está relacionada ao reconhecimento mundial do impacto ambiental e econômico do CO₂ no planeta; já a crise em razão do fato de que energias baseadas em combustíveis não fósseis (uma combinação de renováveis novas, hidroelétrica e nuclear) não estão nada perto de atender à demanda de energia. Em um futuro próximo, carvão e óleo combustível continuarão fornecendo energia para a demanda mundial.

No momento, existem três principais tecnologias para a captura do dióxido de carbono proveniente da combustão de combustíveis fósseis, as quais configuram processos ambientalmente mais favoráveis de produção de energia termelétrica: captura na pré-combustão, captura na pós-combustão e na oxidação. Os gases produzidos em plantas que utilizam tecnologias convencionais são caracterizados pela baixa concentração de dióxido de carbono devido à presença do nitrogênio presente no ar. A recuperação do dióxido de carbono diluído nestes gases acarreta em altas penalizações energéticas – o uso da tecnologia de oxidação evita esta penalização (RUBIERA et al., 2008). Entretanto, outras penalizações energéticas surgem na utilização da referida tecnologia.

A tecnologia de oxidação, especificamente, consiste na utilização de oxigênio no lugar de ar atmosférico para a combustão de um combustível fóssil. Uma vez que o nitrogênio do ar é eliminado do gás de alimentação, o gás de combustão é altamente enriquecido com dióxido de carbono (TAN et al., 2006). Para a captura do dióxido de carbono em forma de gás, é recomendada a compressão do mesmo para a fase líquida após sucessivas etapas de purificação e, posteriormente, o armazenamento permanente do mesmo ou a sua utilização industrial. (TAKAMI et al., 2009). O maior custo associado ao processo de oxidação está relacionado à compressão e captura do dióxido de carbono (ANDERSSON e JOHNSON, 2007).

Devido às diferenças de processo quando comparada à combustão com ar atmosférico, a oxidação afeta os parâmetros de processo usualmente controlados. Questões fundamentais envolvendo a razão de reciclagem de gases, ignição, estabilidade de chama, transferência de calor, características de combustão, e formação e redução de emissões atmosféricas têm sido estudadas e investigadas (SCHEFFKNECHT et al., 2011).

Levando-se em consideração o exposto, é de suma importância o estudo do ciclo da oxidação proposto por este trabalho, visando à retirada de dados e

parâmetros que permitam definições técnicas e econômicas para sua implantação no ciclo de geração termoelétrica.

2 OBJETIVOS

Considerando a elevada geração de resíduos de biomassa no estado do Rio Grande do Sul, especialmente biomassa proveniente da atividade de silvicultura e produção de arroz, bem como a elevada disponibilidade de carvão mineral, esta tese tem como objetivo geral:

- Estudar os aspectos envolvidos na adaptação da combustão em leito fluidizado borbulhante para a oxidação de carvão mineral e biomassa.

Este objetivo, por sua vez, dá lugar aos seguintes objetivos específicos:

- Avaliar a disponibilidade energética de resíduos da silvicultura e casca de arroz no estado do Rio Grande do Sul;
- Estudar o efeito da potência do ventilador de insuflamento de ar, válvula de recirculação e vazão de gases nas condições de processo na transição da operação de combustão para oxidação para minimização da entrada de ar falso;
- Obter um gás rico em CO_2 a partir do ajuste das variáveis de processo estudadas para carvão mineral e biomassa;
- Comparar as condições de processo, composição de gases e vazões de entrada e saída da combustão e da oxidação para uma mesma alimentação de combustível em leito fluidizado borbulhante a partir do balanço de massa e balanço de energia.

3 ESTRUTURAÇÃO E LIMITAÇÕES DA TESE

Quanto à estrutura deste trabalho, no Capítulo 4, é realizada, primeiramente, uma breve análise da geração de resíduos de biomassa e da disponibilidade de carvão mineral no estado do Rio Grande do Sul. Posteriormente, é feita uma descrição técnica a respeito da tecnologia de oxidação, dos problemas a serem enfrentados para viabilizá-la e do uso de biomassa nesta tecnologia. Além disso, discutem-se questões tecnológicas envolvidas no uso de leito fluidizado dentro da oxidação. No Capítulo 5, é apresentada a metodologia aplicada à análise da transição da tecnologia de combustão com ar atmosférico para a oxidação em leito fluidizado borbulhante, assim como a sua comparação. No Capítulo 6, é discutida a possibilidade de incremento do uso de biomassa, especificamente resíduos da cadeia produtiva da madeira, na matriz energética, e são analisados os parâmetros de processo que possuem forte influência na transição da combustão para a oxidação e a sua consequente otimização. Ainda no Capítulo 6, uma comparação dos processos de combustão com ar atmosférico e oxidação, para uma mesma alimentação de combustível, é realizada via balanço de massa e balanço energético. No Capítulo 7, são realizadas as conclusões referentes aos aspectos envolvidos na transição da combustão para oxidação em leito fluidizado borbulhante e, no Capítulo 8, são sugeridos alguns pontos para a continuação da referida transição, a fim de uma melhor otimização do processo e a consequente obtenção de um gás com maior pureza de CO₂.

Cabe ainda comentar que, devido à configuração da planta piloto em leito fluidizado borbulhante e a questões inerentes à operação da referida planta, algumas limitações ocorreram na obtenção dos resultados, sendo as mesmas descritas a seguir:

- Devido à configuração da planta, com uma estrutura suscetível à entrada de ar falso, relacionadas, principalmente, a questões mecânicas, houve uma limitação quanto à máxima pureza de CO₂ possível de ser obtida. Nesse sentido, a partir de observações de manutenção das condições operacionais obtidas, considerou-se que as condições de oxidação alcançadas descrevem o equilíbrio que pode ser obtido na planta piloto utilizada;
- Para o ajuste das condições operacionais para a minimização da entrada de ar falso no sistema, uma condição de pressão positiva na fornalha foi

necessária de ser mantida. Consequentemente, devido à configuração da rosca e do silo de alimentação de biomassa, ocorreram constantes problemas de alimentação inconstante, tanto de casca de arroz quanto de lenha picada em função da entrada de gases de combustão na rosca de alimentação. No entanto, tais fatos não ocorreram com carvão mineral, que já possui outra configuração do sistema de alimentação.

- A consequência direta da limitação anterior é uma limitação quanto ao tempo de operação na oxidação com biomassa para a realização de um ajuste fino nas variáveis de processo e aumento da pureza do CO₂ obtido, fato que não ocorreu com carvão mineral. De qualquer maneira, o tempo de operação conseguido com biomassa já possibilitou a manutenção de um equilíbrio no sistema, em comparação às condições de processo dos combustíveis utilizados.

4 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

4.1 A QUESTÃO RENOVÁVEL NA MATRIZ ENERGÉTICA BRASILEIRA

No Brasil, a matriz energética é estruturada de um modo bem distinto do que ocorre internacionalmente, uma vez que foi dada prioridade para a utilização dos recursos energéticos renováveis, tendo maior ênfase os empreendimentos hidrelétricos. Destaca-se, embora não se constitua como um combustível para a geração de energia primária, a introdução do uso do álcool da cana-de-açúcar – um derivado de biomassa – como combustível automotivo. No entanto, devido à saturação do potencial energético, movida por grandes hidrelétricas, tem sido necessário preparar o país para uma mudança, como vistas a uma expansão energética com características totalmente diferentes, que deverá possuir uma matriz mais diversificada e priorizar um maior uso de outras fontes de energia renováveis, tais como a eólica e a energia da biomassa (BRASIL, 2007). A Figura 1 mostra a oferta interna de energia no Brasil no ano de 2009, exemplificando a elevada liderança da energia hidrelétrica – 76,9% – contra apenas 5,4% da biomassa, que inclui a lenha, bagaço de cana, lixívia e outras recuperações.

Neste contexto, em 2002, a Lei nº 10.438 (BRASIL, 2002) foi promulgada, criando o "Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica" e dando estímulo à geração de energia eólica, à utilização de pequenas centrais hidrelétricas e ao uso térmico da biomassa. Considerando que um dos objetivos da lei é aumentar a participação da energia elétrica produzida por empreendimentos de Produtores Independentes Autônomos, o incremento do uso da biomassa vai ao encontro do desenvolvimento e ampliação de Pequenas Centrais Térmicas (PCTs) para a geração de energia termelétrica descentralizada.

Cabe, porém, ressaltar a origem da biomassa como material para uso como combustível sólido. Segundo Cortez et al. (2008), a biomassa como combustível pode ser obtida a partir de vegetais não-lenhosos e lenhosos, de resíduos orgânicos, compostos basicamente por resíduos agrícolas, e resíduos provenientes de operações urbanas e industriais.

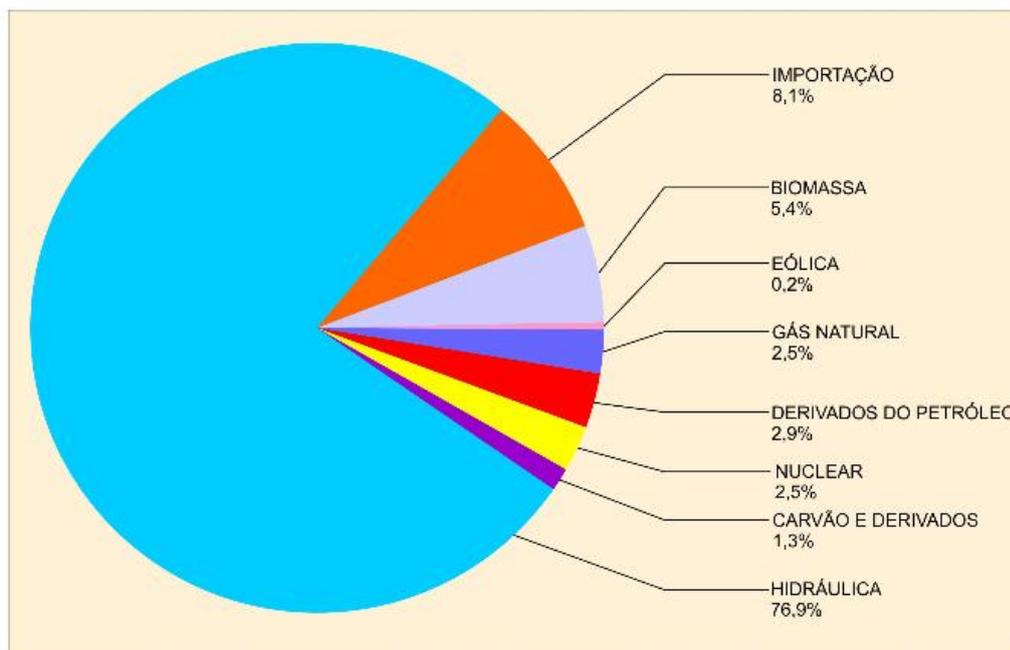


Figura 1: Oferta interna de energia elétrica por fonte no Brasil em 2009.

Fonte: Brasil (2010)

Na sequência, cada tipo de biomassa é descrita com maior detalhe (CORTEZ ET AL., 2008):

- *Resíduos agrícolas*: produzidos a partir de quaisquer atividades agrícolas. São resíduos gerados em enormes quantidades anuais uma vez que o Brasil é um importante produtor agrícola e que ainda possuem uma tendência de elevação de disponibilidade devido ao crescimento da produção primária. Destacam-se os resíduos do cultivo de açúcar, arroz, mandioca e soja, que possuem grande potencial para a geração de energia. Ressalta-se, ainda, que a Região Sul do Brasil é responsável por 44,4% da produção agrícola nacional;
- *Resíduos industriais*: gerados a partir da moagem ou transformação de produtos agrícolas e florestais e do uso de carvão vegetal no setor siderúrgico. Há também a geração de resíduos na indústria da madeira, alimentos, bebidas, a moagem do arroz e o setor de papel e celulose;
- *Resíduos florestais*: gerados a partir da produção de madeira, tanto de florestas e bosques naturais, através do extrativismo vegetal, quanto do reflorestamento, através da silvicultura. O Brasil tem 64% de sua área coberta por mata nativa, 29.000 km² de reflorestamento de eucalipto e é o maior produtor mundial de madeira proveniente da silvicultura.

A cada ano, cerca de 330 milhões de toneladas de resíduos de biomassa são gerados no país. Entretanto, o uso destes resíduos como fonte de energia não tem tido uma atenção considerável, em parte devido à falta de um programa adequado, em parte devido às dificuldades inerentes à sua utilização - altos custos durante o manuseio, transporte e armazenamento (BRASIL, 2009).

No entanto, levando em conta a política de energias renováveis estabelecida no Brasil, existe a forte possibilidade de aproveitamento da produção de energia por resíduos a partir de PCTs, que são extremamente importantes ao considerar-se a necessidade de descentralização da geração de energia. Desta forma, tanto o uso de combustíveis de baixo custo quanto à integração direta com o local de geração de combustível parecem ser opções viáveis. Como consequência, a necessidade de um planejamento adequado para o uso de combustível, considerando as características regionais torna-se essencial.

4.2 A BIOMASSA NO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL

Dentre as opções para a diversificação da matriz energética brasileira, a biomassa mostra-se bastante interessante, devido à sua diversidade por todo o vasto território brasileiro e à possibilidade de uso perto do seu local de produção. Nesse sentido, cita-se o estado do Rio Grande do Sul, que possui uma geografia que contribuiu, ao longo de sua história, para o desenvolvimento de uma agricultura e pecuária fortes, especialmente com relação à produção de grãos. Soma-se a isso o fato de que, nos últimos anos, o uso do solo para a silvicultura, principalmente o desenvolvimento de *Eucalyptus* e *Pinus*, ganhou considerável importância.

Considerando a necessidade de descentralização da produção de energia, no estado do Rio Grande do Sul, 80% dos projetos de usinas de energia térmica produzem entre 300 e 600 kWe. Ainda, de acordo com Mayer (2009), nesta região do Brasil, há uma grande coincidência da distribuição geográfica entre a produção de resíduos de biomassa (casca de arroz e madeira) capaz de ser empregada para a geração contínua e uma demanda reprimida da energia elétrica, possivelmente causada ou determinada pelo baixo índice de industrialização e agregação de valor das respectivas regiões (FELFLI et al., 2011).

4.2.1 Resíduos da cadeia produtiva do setor florestal

Os resíduos da cadeia produtiva do setor florestal, como mostra a Figura 2, podem ser definidos como todos os resíduos gerados na coleta da madeira, tanto em florestas e bosques naturais como em reflorestamento, constituindo os resíduos florestais, assim como a serragem e aparas produzidas nas distintas atividades de processamento deste material na produção de bens de consumo. Ainda, para fins de aproveitamento energético, pode-se considerar a lenha picada, um produto direto da exploração da madeira, como uma possibilidade de utilização de combustível sólido (CORTEZ et al., 2008).

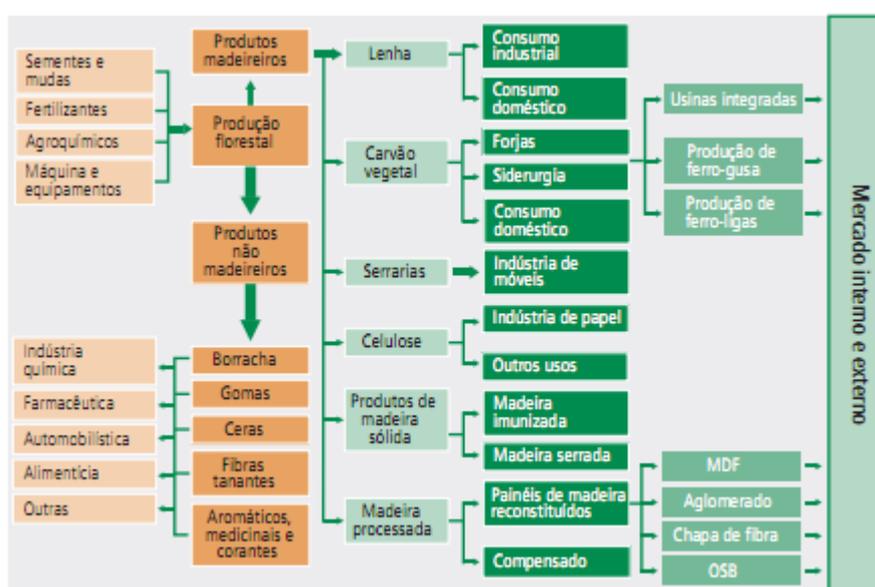


Figura 2: Cadeia produtiva do setor florestal.

Fonte: ABRAF (2006)

Em 2011 a produção primária da silvicultura do Brasil somou R\$ 13,1 bilhões. Neste mesmo ano, o estado do Rio Grande do Sul somou R\$ 888,0 milhões na produção silvicultural (IBGE, 2013). Considerando a área de produção de madeira no Brasil, existem 6,5 milhões de hectares de florestas plantadas, das quais 3,6 milhões são certificadas. Deste total, 4,26 milhões de hectares são plantados com *Eucalyptus* e 1,87 milhões com *Pinus* – o restante é composto por plantações de seringueiras e outras espécies (BRASIL, 2006). A Figura 3 mostra a distribuição dessas duas principais espécies em florestas plantadas nas maiores áreas

produtoras do Brasil. O estado do Rio Grande do Sul (RS) tem uma área com 6,8% do total de *Eucalyptus* e *Pinus* plantados no Brasil (BRASIL, 2009).

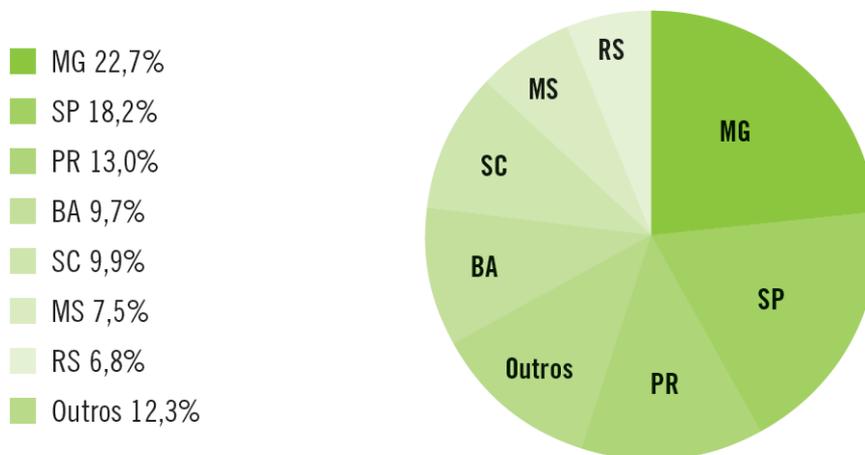


Figura 3: Distribuição das florestas plantadas de *Eucalyptus* e *Pinus* em alguns estados do Brasil.

Fonte: ABRAF (2009)

Uma importante característica da produção florestal do Brasil, em especial na Região Sul, é a alta produção de madeira da silvicultura, a qual pode ser atribuída ao sucesso de programas de reflorestamento que foram realizados nas últimas décadas, que levaram a uma produtividade relativamente alta das florestas e a um baixo custo de trabalho manual e de manutenção dos solos (BRASIL, 2006). Como consequência, altos rendimentos passaram a ser alcançados com o plantio de espécies exóticas de rápido crescimento, como mostrado na Figura 4. Considerando-se, ainda, as duas principais espécies da silvicultura, *Pinus* e *Eucalyptus*, pode-se chegar a uma produtividade de 30 e 60 m³/ha.ano, respectivamente, o que é um valor elevado quando comparado a outros países.

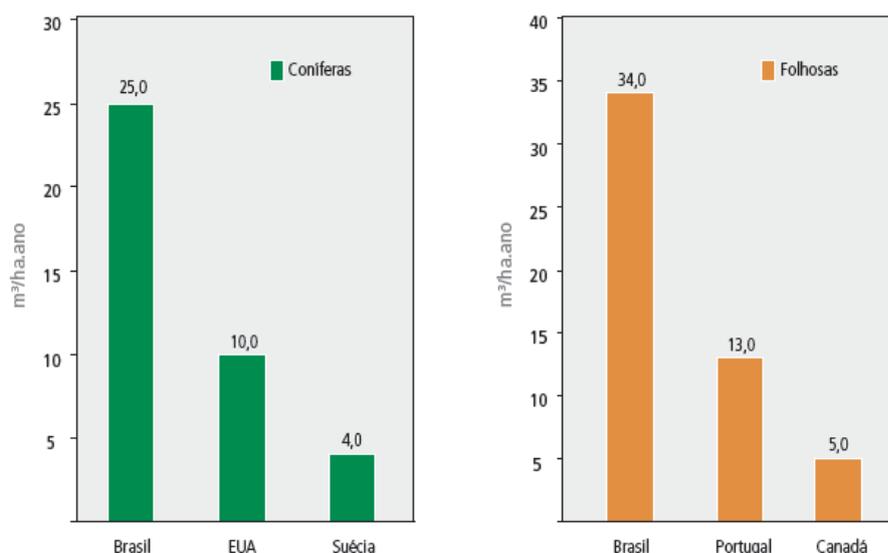


Figura 4: Comparação da produtividade florestal de coníferas e folhosas no Brasil com países selecionados.

Fonte: ABRAF (2006)

Um importante produto da silvicultura no Brasil é a lenha, que pode ser gerada diretamente para a produção de energia. No ano de 2011, a silvicultura gerou uma produção de $51,7 \times 10^9 \text{ m}^3$ de lenha. Deste total, o estado do Rio Grande do Sul produziu $14,3 \times 10^9 \text{ m}^3$, isto é, 27,6% de produção brasileira e 100% a partir de florestas plantadas, sendo o maior produtor de lenha de florestas plantadas do Brasil (IBGE, 2013). Ao levar-se em conta apenas o excedente da silvicultura, definido pela diferença entre a produção de madeira e o consumo no ano de 2005, chega-se a um valor de $287,6 \times 10^6 \text{ GJ/ano}$ de conteúdo energético primário de resíduos de eucalipto no Brasil, e $15,4 \times 10^6 \text{ GJ/ano}$ apenas no estado do Rio Grande do Sul (BRASIL, 2006).

Também em relação ao Rio Grande do Sul, deve-se salientar a elevada produção de Acácia-Negra (*Acacia mollissima Willd*), uma espécie leguminosa de múltiplos usos, tais como restauração de ambientes degradados, fixação de nitrogênio, produção de tanino e de energia, dentre outros (EMBRAPA, 2003). No ano de 2009, por exemplo, foram produzidas 105.578 toneladas de casca de acácia negra no estado, totalizando 100% da produção brasileira (IBGE, 2013).

Em face das questões levantadas a respeito da produção silvicultural no Brasil, em especial no estado do Rio Grande do Sul, a Figura 5 mostra o potencial de geração de energia a partir do uso de resíduos da silvicultura na Região Sul do

Brasil. Vê-se que no Rio Grande do Sul, especificamente, o potencial está concentrado na região litorânea, na região da serra, e alguma concentração na região central e na chamada microrregião de Montenegro e Estrela-Lajeado. Nesta última, concentra-se a maior produção de acácia negra.

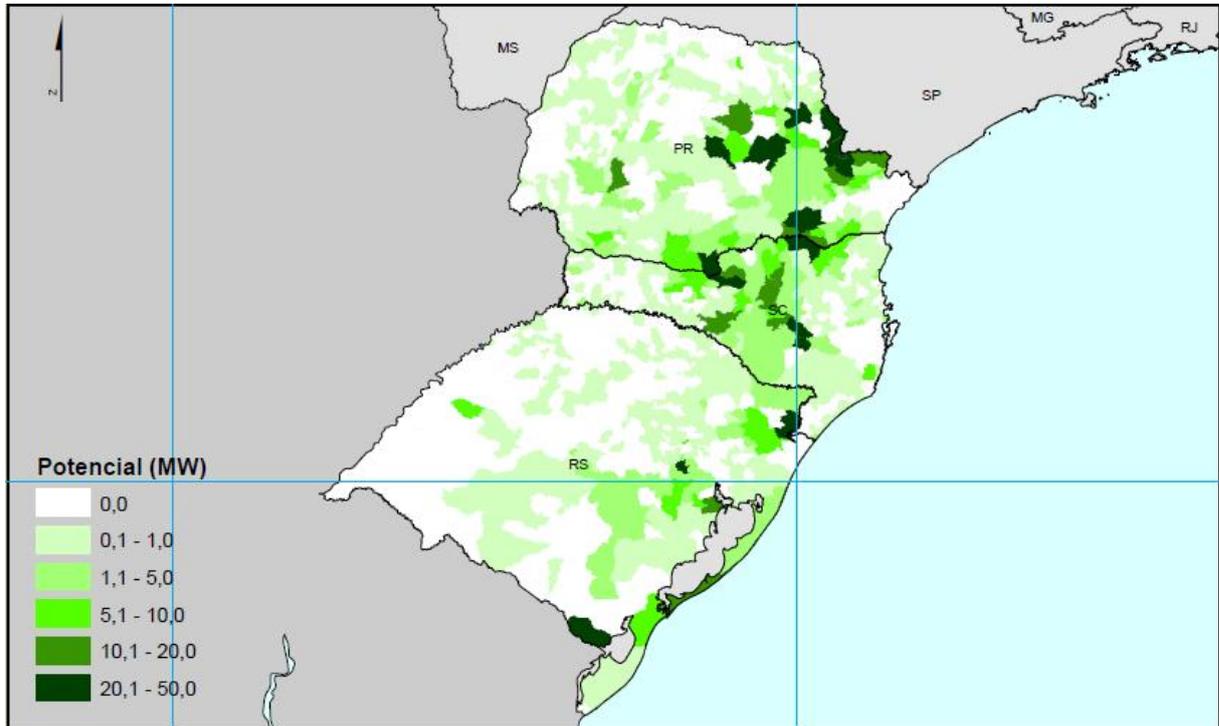


Figura 5: Estimativa do potencial de geração de energia a partir de resíduos da silvicultura na Região Sul do Brasil.

Fonte: CENBIO (2010)

Considerando que todas as atividades da exploração da madeira, moagem e processamento, como mostrado na Figura 2 na página 26, produzem resíduos, e levando em conta a elevada produção florestal brasileira, é possível estimar o enorme potencial para a geração de biomassa de resíduos florestais para uso energético existente tanto em nível nacional quanto em nível estadual. Para tanto, de acordo com Cortez et al. (2008), não é fácil obter estatísticas precisas sobre resíduos florestais no Brasil, mas, de modo geral, do processamento da madeira produzida na silvicultura os resíduos gerados são compostos de aproximadamente 7% de casca, 10% de serragem e 28% de peças (cavaco de madeira). O restante refere-se ao produto final – madeira processada.

4.2.2 Resíduos da cadeia produtiva da produção de arroz

Dentre os resíduos originários da produção de arroz, a casca de arroz já se tornou um material largamente utilizado em nível mundial dentre as variedades de biomassa existentes para geração de energia (RODRIGUES et al., 2010). O estado do Rio Grande do Sul é uma região de elevada produção de arroz em comparação a outros estados no Brasil. Além disso, O Brasil é o nono maior produtor mundial de arroz no mundo, gerando em torno de 2,9 milhões de toneladas de arroz anualmente, uma quantidade energética equivalente a 5 milhões de barris de petróleo (IRGA, 2011).

O Rio Grande do Sul, especificamente, é o maior produtor de arroz do Brasil, sendo responsável por mais de 50% do arroz produzido no país (BRASIL, 2006). Em 2009, por exemplo, produziu cerca de 7,9 milhões de toneladas, ou seja, 63% de toda a produção nacional (IRGA, 2011). É também importante considerar que o Rio Grande do Sul possui 24 municípios como os maiores produtores de arroz do país (BRASIL, 2006). Em 2011, sua produção alcançou 8,9 milhões de toneladas de arroz (em casca) das 13,5 milhões de toneladas produzidas no Brasil (IBGE, 2013).

Sendo assim, no estado do Rio Grande do Sul, a casca de arroz é um dos resíduos de origem agrícola de maior geração. O potencial para a exploração de tais resíduos é extremamente significativo, como mostrado na Figura 6, na qual se pode observar o potencial energético dos três estados do sul do Brasil. Como pode ser analisado na Figura 6, o Rio Grande do Sul (RS) tem um território distinto, com alto potencial para a geração de energia a partir de resíduos agrícolas em quase toda a sua metade sul.

Uma desvantagem considerável quando a casca de arroz é utilizada para fins energéticos é o elevado custo de transporte devido à sua baixa massa específica (GHANI et al., 2009). No entanto, o uso descentralizado deste produto poderia facilmente eliminar tal desvantagem. Além disso, quando utilizada em uma escala acima de 1 MW, há uma possibilidade econômica para o uso da casca de arroz como recurso energético (FELFLI et al., 2011).

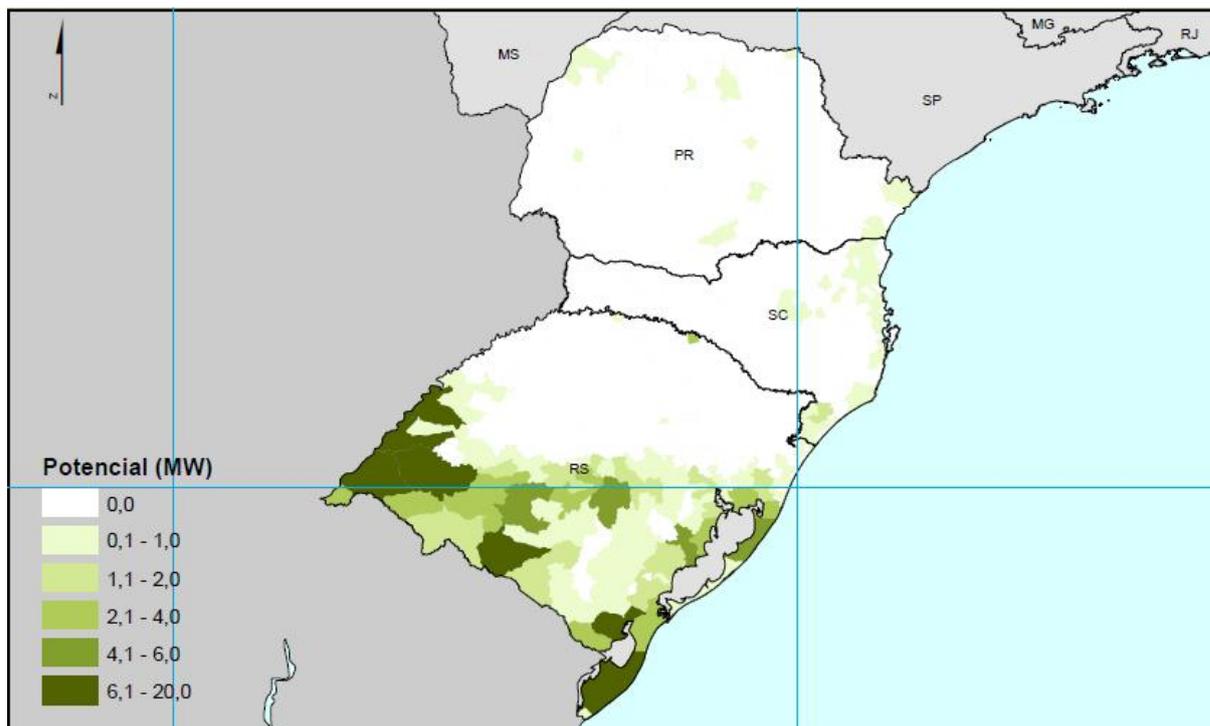


Figura 6: Estimativa do potencial de geração de energia com resíduos de biomassa no sul do Brasil.

Fonte: CENBIO (2010)

4.3 O CARVÃO NO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL

Apesar de ser um combustível de elevado potencial poluente, o carvão mineral continuará a desempenhar um papel importante como fonte de energia primária, dada a sua disponibilidade em enormes reservas que estão espalhadas pelo mundo inteiro, ao baixo custo e ao desenvolvimento de tecnologias limpas que proporcionam um uso sustentável deste material. Deve-se ainda ressaltar que o investimento na extração do carvão é cerca de 5 vezes menor do que o necessário para a extração de gás natural e cerca de 4 vezes menor do que para a extração de petróleo. Além disso, devido à sua massa específica, o transporte também é rentável para este combustível (BRASIL, 2007).

No Brasil, linhito e carvões sub-betuminosos podem ser encontrados. Porém, as minas que podem ser exploradas estão localizadas na Região Sul, nos estados do Rio Grande do Sul, Santa Catarina e Paraná. Aproximadamente 88% dos recursos estão localizados no Rio Grande do Sul. Os mais importantes, listados geograficamente de sudoeste para nordeste, são: Candiota, Capané, Iruí, Leão, Charqueadas, Morungava/Chico Lomã, Santa Terezinha, bem como as minas

localizadas no estado de Santa Catarina, como mostrado na Figura 7. O carvão varia, por grau de carbonificação, de sudoeste para nordeste, de betuminosos C alto volátil para betuminoso alto volátil A (GOMES, 1998). A principal fonte é Candiota, localizada na metade sul do estado do Rio Grande do Sul, que é também a maior reserva brasileira conhecida. Neste lugar, a camada de carvão possui grande continuidade e cobertura pequena, tendo muito boa qualidade para uso energético e podendo ser extraída da boca da mina sem a necessidade de moagem. No mesmo estado, na sua parte central, existem depósitos que permitem a moagem e transporte de curta distância. Devido a essas características, o carvão mineral do Brasil vem sendo consumido, preferencialmente, onde é encontrado (BRASIL, 2007).

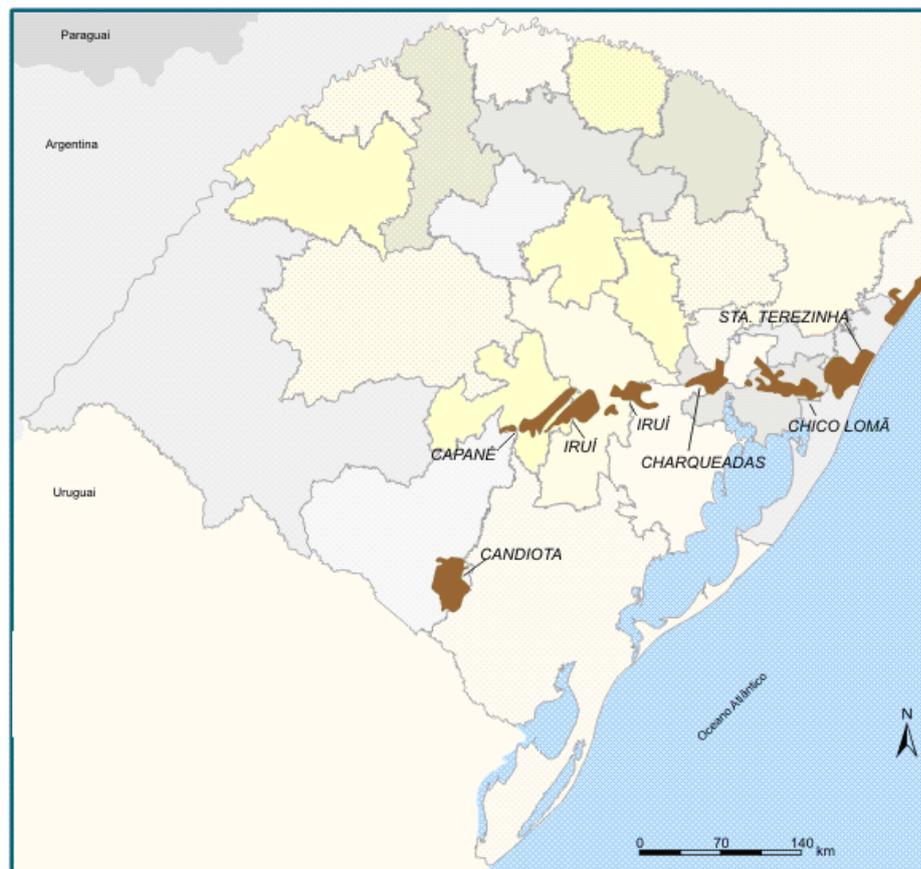


Figura 7: Localização dos principais depósitos minerais de carvão nos estados do Rio Grande do Sul.

Fonte: SPG (2011)

Considerando um fator de 60% de recuperação da mina, uma taxa de 50% de uso, um fator de capacidade médio de 55% e uma eficiência de 35%, as reservas

de carvão brasileiras seriam suficientes para abastecer usinas térmicas com 28.000 MW nos próximos 100 anos (BRASIL, 2006).

Quanto aos usos dados ao carvão produzido no Brasil, o setor energético é o que tem apresentado o maior uso, com 94,3% de participação, seguido pelo seu uso como corretivo de solos (2,18), fundição (1,31%), pisos e revestimentos (1,15%), cerâmica vermelha (0,35%), siderurgia (0,24%), cimento (0,21%) e coquearias (0,03%) (DNPM, 2010).

Ainda quanto às características do carvão mineral brasileiro, especialmente o carvão localizado nas minas do Rio Grande do Sul, cabe comentar acerca do seu elevado teor de cinzas, acarretando, conseqüentemente, em uma elevada produção de cinzas a partir da sua utilização (DEPOI et al., 2008). Devido a isso, a Tabela 1 mostra os principais óxidos de algumas cinzas volantes de usinas termelétricas do Estado do Rio Grande do Sul.

Tabela 1: Principais óxidos de cinzas volantes do usinas termelétricas localizadas no Estado do Rio Grande do Sul, em % mássica.

Composição (% mássica)	Charqueadas	Candiota	São Jerônimo
SiO ₂	62,20	67,20	62,10
Al ₂ O ₃	28,50	20,10	27,30
Fe ₂ O ₃	2,94	6,55	4,26
CaO	1,58	1,00	1,34
MgO	0,62	0,84	0,46
Na ₂ O	0,14	0,31	0,34
K ₂ O	1,43	1,79	1,25
P ₂ O ₅	0,05	0,06	0,05
TiO ₂	1,27	0,77	1,53
SO ₃	1,04	0,31	1,52

Fonte: Depoi et al. (2008)

A partir da Tabela 1, é possível observar a excelente atividade pozolânica da cinzas geradas no Rio Grande do Sul pela sua alta porcentagem mássica da soma dos óxidos SiO₂, Al₂O₃ e Fe₃O₄. Reitera-se, no entanto, que, hoje, não há nem estudos nem geração da cinzas de carvões brasileiros geradas pela tecnologia de

leito fluidizado, uma vez que as cinzas da Tabela 1, por exemplo, são geradas a partir do uso de carvão pulverizado (FAÉ GOMES et al., 2013). De qualquer maneira, no Estado do Rio Grande do Sul, tanto as cinzas volantes quanto as cinzas de fundo apresentam atividades pozolânicas, não possuindo diferenças consideráveis no sua composição (ROHDE et al., 2006)

4.4 TECNOLOGIAS DE CAPTURA DE CO₂

A redução da emissão de CO₂, além da introdução do uso da biomassa, tem como possíveis causas o aumento da eficiência das plantas térmicas, a introdução de ciclos combinados de geração de gás e turbinas de vapor, a substituição do carvão pelo gás natural, e as tecnologias de captura e armazenamento de CO₂ (PORTER et al., 2011).

Em relação a esta última opção, no atual momento tecnológico existem três distintas tecnologias para a combustão de carvão que têm recebido maiores estudos e investimentos, com vistas a uma menor geração de CO₂:

- captura do CO₂ após a combustão do carvão;
- gaseificação com ciclo combinado seguido de pré-captura do CO₂;
- oxidação – utilização de oxigênio no lugar do ar atmosférico e reciclo do gás enriquecido com CO₂

O objetivo destas tecnologias é produzir uma corrente com alta concentração deste gás que pode ser transportado e armazenado. A pós-combustão separa o CO₂ dos gases produzidos em um típico processo de combustão com ar atmosférico. O sistema mais usual de captura através dessa rota é a utilização de um solvente líquido para absorver o CO₂ contido nos gases de combustão (3 a 15% vol. BS). Um solvente comumente utilizado é o composto orgânico monoetanolamina (MEA). Outras tecnologias emergentes para pós-combustão são a captura por adsorção através de peneiras moleculares, membranas poliméricas e sólidos sorbentes, como o CaO, que produz uma reação de carbonatação. A pré-combustão captura o CO₂ contido no gás de síntese rico de CO e H₂. Este gás possui uma alta concentração de CO₂ (15 a 60% vol. BS) e tal rota pode ser utilizada em usinas termelétricas integradas de gaseificação com ciclo combinado. A oxidação utiliza oxigênio no lugar de ar atmosférico na combustão para produzir um gás que consiste

principalmente de vapor d'água e CO_2 , sendo este último encontrado em torno de 80% vol. Após o resfriamento e compressão do gás, é possível obter uma corrente com uma concentração de CO_2 de 95-99% vol. (IPCC, 2005). A Figura 8 mostra um esquema das três possíveis rotas para a captura de CO_2 .

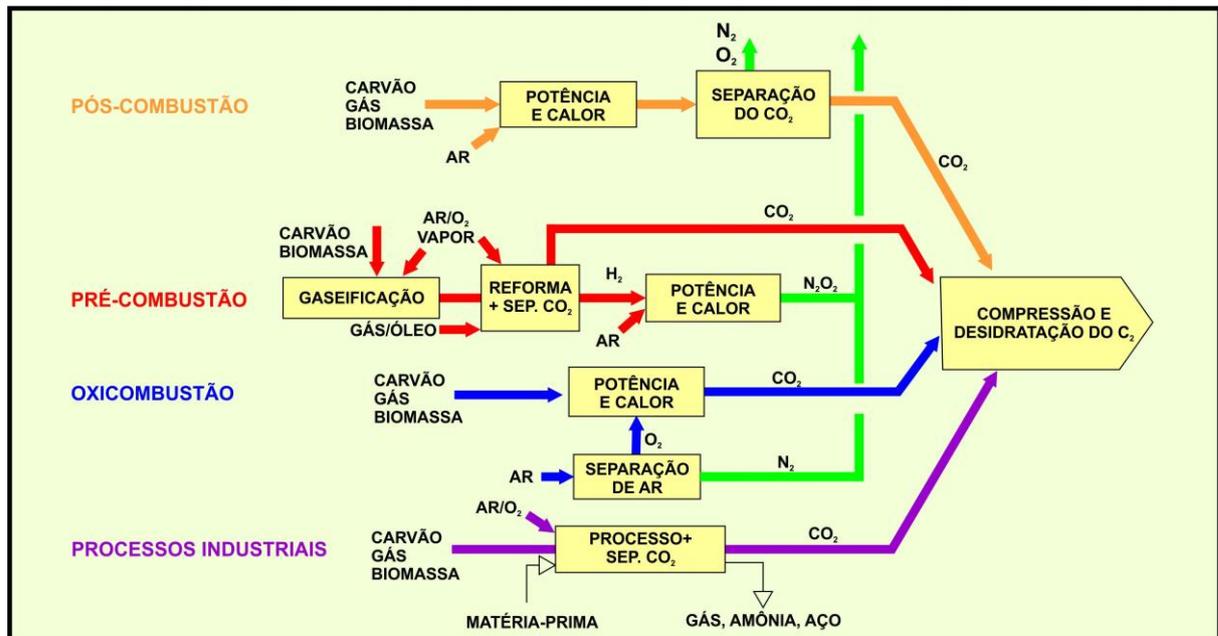


Figura 8: Rotas para a captura de CO_2

Fonte: IPCC (2005)

Segundo Wall (2007), as três tecnologias mencionadas na Figura 8 estão em fase de demonstração em plantas de 30 a 300 MW, sendo que a meta para a sua utilização comercial se situa entre o período de 2015 a 2020. Todas as três tecnologias envolvem a compressão do CO_2 para um estado supercrítico, a uma pressão de 10 MPa para o seu transporte e disposição final, este último usualmente realizado por meio de um armazenamento geológico em elevadas profundidades. A tecnologia de oxidcombustão, especificamente, envolve a combustão com a utilização de uma corrente de gases reciclada, com concentração em torno de 30% de oxigênio, e o CO_2 é resfriado e sofre uma compressão. Essas três tecnologias descritas estão associadas a altos custos energéticos, devido à compressão, produção ou captura do CO_2 .

A Tabela 2 mostra algumas vantagens e desvantagens inerentes a cada uma das possíveis rotas para emissão quase zero de CO_2 .

Tabela 2: Vantagens e desvantagens das metodologias técnicas para captura de CO₂

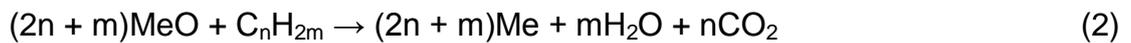
Metodologia	Vantagens	Barreiras para implantação
<i>Pós-Combustão</i>	<ul style="list-style-type: none"> - Aplicável à maioria das plantas de combustão de carvão - Opção tecnológica de fácil adaptação 	<p><i>Gás gerado é:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - diluído em CO₂ - a pressão atmosférica <p><i>Resulta em:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - baixa pressão parcial de CO₂ - significativa alta performance ou altos níveis de recirculação para uma captura significativa
<i>Pré-Combustão</i>	<p><i>Gás de síntese é:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - concentrado em CO₂ - alta pressão <p><i>Resulta em:</i></p> <ul style="list-style-type: none"> - alta pressão parcial de CO₂ - menor obstáculo tecnológico para a separação 	<ul style="list-style-type: none"> - Aplicável principalmente para plantas novas - Barreiras para aplicação comercial da gaseificação
<i>Oxicombustão</i>	<ul style="list-style-type: none"> - alta concentração de CO₂ no gás de combustão - opção de adaptação de plantas já existentes 	<ul style="list-style-type: none"> - alto custo da produção criogênica de O₂ - CO₂ resfriado é requerido para a manutenção das condições para a combustão - diminui a eficiência do processo

Fonte: Figueroa et al.(2008)

A pós-combustão é aplicada primeiramente a usinas termelétricas a carvão mineral que utilizam ar atmosférico. A pré-combustão está mais direcionada a

plantas e gaseificação. A oxidação pode ser aplicada tanto a novas plantas quanto a adaptação de plantas já existentes.

Ainda é possível destacar o processo chamado *chemical looping combustion* (CLC), o qual produz uma corrente concentrada em CO₂ sem a necessidade de uma extensiva unidade de separação. O oxigênio é entregue por um carregador sólido ao invés de obtê-lo através de separação criogênica. O processo ocorre em dois leitos: no primeiro, um sólido metálico (Me) é oxidado com ar para formar um óxido metálico (MeO); o óxido formado vai para o segundo leito, onde o metal é reduzido ao seu estado inicial pelo combustível, produzindo um gás com alta concentração de CO₂ (FIGUEROA et al., 2008). As reações que ocorrem no primeiro e no segundo leito, respectivamente, são expressas pelas Equações 1 e 2 (DENNIS, 2009):



Os carregadores de oxigênio que têm sido mais utilizados em investigação são NiO, CuO, Fe₂O₃, Mn₂O₃. A Figura 9 esquematiza o CLC.

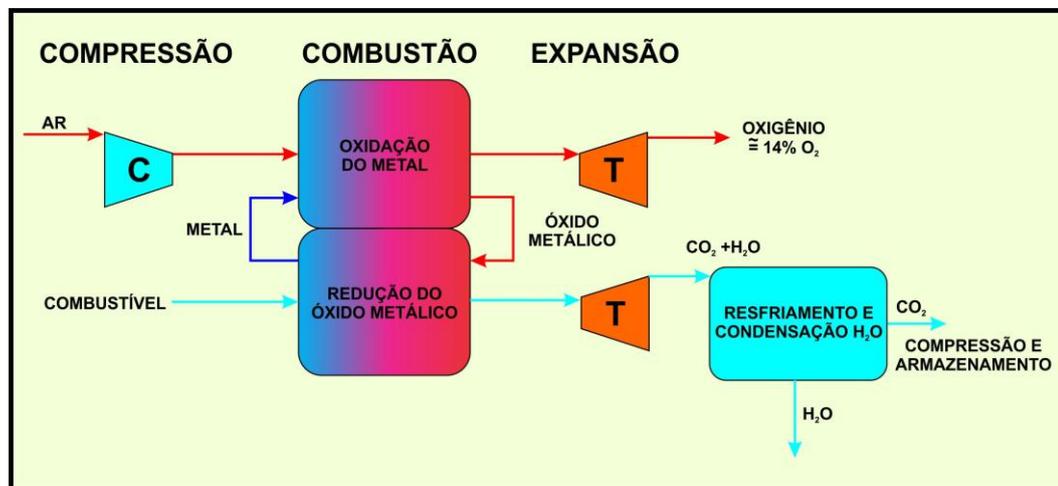


Figura 9: Esquema da *chemical looping combustion*

Fonte: IPCC (2005)

As tecnologias mencionadas, apesar de estarem em distintos estágios de amadurecimento, são todas ainda insipientes e necessitam de fortes aportes financeiros em pesquisa e desenvolvimento. Uma vez que existe uma série de barreiras que limitam, no momento, a utilização dessas tecnologias em larga escala, à medida que estas metodologias entram no mercado e são comercializadas, existem tendências em inovações do processo de captura do CO₂ e tecnologias de

separação que devem ocorrer e diminuir os custos e as barreiras de tais processos (FIGUEROA et al., 2008).

Considerando apenas o desenvolvimento da tecnologia de oxidação, Wall et al. (2011) enfatizam que a primeira geração de plantas já está definida, utilizando suprimento de oxigênio criogênico, projetos ainda conservadores de desenho da caldeira com recirculação externa de gases e integração limitada das unidades de obtenção de oxigênio e purificação do CO₂. Plantas de demonstração em escala de 10-30 MW_e estão surgindo rapidamente e plantas de 250-300 MW_e já estão comissionadas.

Os mesmos autores destacam a necessidade de pesquisa na primeira geração de unidades de oxidação em plantas piloto para projetos para a segunda geração em 2020. Além disso, os autores incluem a necessidade de co-combustão com biomassa, otimização de projeto da fornalha, entre outras, na segunda geração do desenvolvimento da tecnologia.

4.5 NÍVEIS DE PUREZA E USOS DO CO₂

O tipo e nível de impurezas do CO₂ capturado dependem do tipo de combustível utilizado, processo de conversão e processo de captura. Isto ocorre, entre outros fatores, pois o transporte do CO₂ capturado deve ser seguro. Para tanto, a pureza do CO₂ deve atender especificações inerentes à durabilidade da infraestrutura de transporte, uso efetivo e eficiente da capacidade de transporte, bem como a utilização do CO₂ purificado (DYNAMIS, 2007). A Tabela 3 mostra a recomendação de qualidade do CO₂ para uma perspectiva de transporte e armazenamento.

Os efeitos das impurezas no CO₂ que causam limites técnicos podem ser:

Efeitos no volume

A capacidade da tubulação de transporte pode ser reduzida significativamente com o aumento dos níveis de impurezas.

Efeito da umidade

Riscos de formação de hidratos e corrosão na tubulação.

Efeitos na relação pressão de miscibilidade

Muito importante quando o CO₂ é aplicado na recuperação de reservatórios de óleo. A maioria das impurezas aumenta à mínima pressão de miscibilidade do CO₂ no óleo, em particular O₂, N₂, Ar, H₂ e CO (DE VISSER et al., 2008).

Efeitos de compostos oxidantes

Além de questões inerentes à utilização do CO₂ na recuperação de óleo, a presença de oxigênio e água simultaneamente pode aumentar a taxa de corrosão.

Efeitos de gases não condensáveis no trabalho de compressão

Maiores pressões de operação são necessárias para manter o CO₂ em uma fase densa. Em particular, a presença de O₂, H₂ e CH₄ faz com que o processo de mudança de fases seja mais complexo. O aumento do trabalho de compressão depende, linearmente, da concentração das impurezas gasosas e é de 2,5, 3,5, e 4,5%, aproximadamente, para uma concentração de 1% de O₂, N₂ e H₂, respectivamente. Gases não condensáveis requerem trabalho adicional de compressão (DE VISSER et al., 2008).

Tabela 3: Qualidade do CO₂ para uma perspectiva de transporte e armazenamento

Componente	Concentração
H ₂ O	500 ppm
H ₂ S	200 ppm
CO	2000 ppm
O ₂	Aqüífero: < 4% Vol. – EOR: 100-1000 ppm
CH ₄	Aqüífero: < 4% Vol. – EOR: < 2% Vol.
N ₂	< 4% Vol.
Ar	< 4% Vol.
H ₂	< 4% Vol.
SO _x	100 ppm
NO _x	100 ppm
CO ₂	> 95,5%

Fonte: DYNAMIS (2007)

EOR: *Enhanced Oil Recovery*

As grandes alternativas de destino do CO₂ capturado são as formações geológicas, como campos de óleo ou gás, minas de carvão mineral e formações

salinas profundas. Há, também, a opção de armazenamento no oceano em altas profundidades e fixação industrial, transformando-o em carbonatos inorgânicos (IPCC, 2005). Dentro da utilização em campos de óleo, existe a possibilidade de utilizar o CO₂ na recuperação de petróleo, através da sua dissolução, desta forma aumentando a produção. Este processo já é largamente utilizado em campos de petróleo na América do Norte, tendo com nome *enhanced oil recovery* (EOR).

Uma alternativa aos usos para fins de fixação ou armazenamento do CO₂ é a aplicação do mesmo como um gás industrial. Apesar de a demanda ser pequena quando comparada às emissões antropogênicas, existem inúmeros segmentos industriais que utilizam o CO₂ na sua forma gasosa.

4.6 CARACTERÍSTICAS DA TECNOLOGIA DE OXICOMBUSTÃO

O projeto de fornalhas para a oxidação exige algumas adaptações quando parte-se da combustão com ar atmosférico. As duas principais características das propriedades que interferem na combustão são a característica radiante e o calor específico dos gases. A substituição do N₂ pelo CO₂ no oxidante tem como consequência um maior calor específico dos gases, como mostra a Tabela 4. Com isso, a combustão com a mesma relação entre oxigênio e inertes resulta em uma menor temperatura de chama, o que exige maiores frações volumétricas de O₂ para as reações de combustão (TOFTEGAARD et al., 2010).

Além disso, as propriedades radiantes do CO₂ e do H₂O são opostas às propriedades do N₂. Isto quer dizer que a zona de transferência de calor da fornalha aumenta na oxidação. Como consequência, a diminuição da concentração de N₂ e a maior massa específica do CO₂ tendem a diminuir o volume de gases na fornalha, como mostrado na Tabela 4.

Ainda na oxidação, a recirculação dos gases modera a temperatura de chama, que tende a aumentar devido ao enriquecimento da concentração de O₂ nos gases de recirculação. Ao mesmo tempo, a recirculação do O₂/CO₂ é um parâmetro crítico para a pureza do CO₂ obtido, assim como para a eficiência do processo de captura do CO₂ (PORTER et al., 2011). De fato, a razão de recirculação e, conseqüentemente, a concentração de oxigênio nos gases de recirculação, é o principal parâmetro que determina as ótimas condições de queima (SCHEFFKNECHT et al., 2011).

Tabela 4: Propriedades dos gases da combustão a 1396,15 K e pressão atmosférica.

Propriedade	H ₂ O	O ₂	N ₂	CO ₂
Massa				
específica (kg/m ³)	0,157	0,278	0,244	0,383
Calor				
específico (kJ/kg.K)	2,53	1,00	1,22	1,31
Difusividade				
mássica do O ₂ em N ₂ ou O ₂ (m ² /s)	-	-	1,7 X 10 ⁻⁴	1,3 X 10 ⁻³

Fonte: Toftegaard et al. (2010)

Uma consequência dessas diferenças de propriedades dos gases envolvidos na combustão e na oxidação é a alteração nos mecanismos de transferência de calor e massa na fornalha. Sendo assim, trabalhos envolvendo a transição e comparação da combustão e oxidação têm surgido, abordando os vários aspectos no desenvolvimento de uma tecnologia de oxidação de baixo custo.

De acordo com Buhre et al. (2005), os estudos recentemente realizados têm tido como principais objetivos (1) geração de um gás rico em CO₂ pronto para o seqüestro e (2) potencial para reduzir o custo de controle de emissões, especialmente NO_x. Uma recente ênfase tem sido dada para a geração de um gás rico em CO₂, uma vez que tecnologias, como a recuperação de reservatórios de óleo, já demonstraram serem comercialmente viáveis.

Pipitone e Bolland (2009) apresentaram duas composições de gases provenientes de processos de oxidação de gás natural e carvão pulverizado, respectivamente, como mostrado na Tabela 5. A concentração de gases não condensáveis, como N₂, Ar e O₂ não deve exceder 4% se o CO₂ é depositado em um aquífero; altas concentrações de gases não condensáveis resultam em trabalho de compressão adicional antes do armazenamento devido à imiscibilidade resultante (PIPITONE e BOLLAND, 2009).

Tabela 5: Composição dos gases da oxidação de gás natural (GN) e carvão pulverizado (CP) em base volumétrica.

Corrente gasosa	GN	CP
Vazão mássica (kg/s)	61,1	180,2
P (atm)	1,5	1,5
T (°C)	120	120
CO ₂ (%)	75,1	62,6
H ₂ O (%)	15,0	16,9
Ar (%)	4,8	1,9
N ₂ (%)	3,2	13,5
O ₂ (%)	1,9	4,9
SO ₂ (ppm)	163	896
NO (ppm)	125	578
NO ₂ (ppm)	1	1

Fonte: Pipitone e Bolland (2009)

Wall et al. (2008) compararam a combustão de carvão pulverizado com ar atmosférico e com oxigênio em uma fornalha em escala piloto (1,2 MW_t), com 1,3 m de diâmetro e 7,2 m de altura. O desempenho da combustão, estabilidade da chama, bem como parâmetros como locais de ignição do combustível, composição dos gases de saída, tempo de residência e carvão não queimado foram analisados. Cálculos de balanço de calor e massa indicaram que, para manter a concentração requerida de oxigênio nos gases de combustão de 3,3% em base úmida, é necessária uma concentração de oxigênio de 27% em volume. As composições estimadas para a composição dos gases estão na Tabela 6. Os cálculos também indicaram a necessidade de se operar com 3,5% de excesso de oxigênio, contra os 20% de excesso de ar para a combustão. As temperaturas de acordo com a distância axial ao longo da fornalha foram medidas por um pirômetro; foi verificada uma distribuição de temperaturas com valores um pouco menores para a oxidação. Modelagens realizadas indicaram um atraso na ignição da oxidação em comparação com o ar atmosférico, que foi explicado por duas razões combinadas, relacionadas às propriedades dos gases de combustão, e a impactos aerodinâmicos das diferenças de vazão de entrada de gases primários e secundários (recirculação).

Tabela 6: Comparação das composições estimadas para os gases de combustão.

Composição dos gases de combustão	Ar atmosférico (% molar)	Oxigênio (% molar)
CO ₂	15,1	82,5
H ₂ O	7,8	13,7
O ₂	3,3	3,3
N ₂	13,8	0,5
Taxa massa total (kmol/h)	33,2	24,4

Fonte: Wall et al. (2008)

Fazendo um sumário das várias características inerentes ao processo, a oxidação difere da combustão tradicional com ar em muitos aspectos, principalmente relacionados à atmosfera rica em CO₂ onde ocorre o processo e os efeitos da recirculação (WALL, 2007):

- Para se atingir a mesma temperatura adiabática de chama, a concentração de oxigênio passando pelo queimador deve ser maior, em torno de 30%, necessitando uma recirculação de 60% dos gases gerados;
- Os altos teores de CO₂ e H₂O nos gases resultam em uma alta emissividade do mesmo, aumentando a transferência de calor por radiação;
- O volume de gases que passa pela caldeira bem como os gases gerados reduz em 80%;
- A massa específica do gás aumenta devido ao aumento da massa molar do CO₂ em comparação com o N₂;
- A oxidação necessita apenas de um excesso de oxigênio de 3 a 5% para atingir uma fração similar ao mesmo nos gases gerados;
- Algumas espécies, como gases de enxofre, estão presentes em uma maior quantidade por volume de gás se não há remoção dos mesmos.

Ainda segundo Wall (2007), as mudanças que ocorrem na transferência de calor na oxidação são ocasionadas, principalmente, por duas características do gás: propriedades da radiação e calor específico. A maior contribuição para a

transferência de calor em um processo de combustão normal é a radiação através da chama. Na oxidação, o aumento da concentração de moléculas triatômicas aumenta a emissividade do gás que entra na caldeira e, como consequência, a transferência de calor por radiação. Além disso, o dióxido de carbono e o vapor de água possuem calores específicos maiores que o nitrogênio. Este fato aumenta também a transferência de calor por convecção.

Segundo Wall et al. (2008), como a proporção de O_2 na alimentação deve ser em torno de 30% em volume para manter a mesma temperatura adiabática de chama e um gás é rico em CO_2 , a vazão volumétrica de gases que entra na fornalha é reduzida. Como a velocidade de gás deve ser mantida constante para manter o combustível em suspensão na sua forma pulverizada e, como a massa específica do CO_2 é maior que a do N_2 , a taxa de massa dos gases de entrada aumenta.

Wall et al. (2009a) também descreveram os fatores que afetam a reatividade sob atmosferas O_2/CO_2 . A temperatura da partícula de carvão desvolatilizado (*char*) é um importante fator que determina a sua taxa de combustão; um maior calor específico do CO_2 em comparação com o N_2 diminui a temperatura dos gases e, conseqüentemente, influi na temperatura das partículas de *char*. A combustão do *char* é controlada pela difusão do O_2 através da camada externa da partícula sob temperaturas muito altas, ou limitadas pela combinação de reações e difusão através dos poros da partícula sob temperaturas moderadas; a menor difusividade do O_2 no CO_2 em comparação com a N_2 afeta o transporte de oxigênio para a superfície da partícula acarretando em menores taxas de combustão. A combustão dos voláteis também depende do transporte de O_2 . A reação de gaseificação *char*- CO_2 pode aumentar a reatividade do *char* em atmosferas O_2/CO_2 devido às maiores concentrações de CO_2 ; entretanto, parâmetros como temperatura de partícula, pressão e propriedades do *char* também afetam esta reação.

Em outra publicação, Wall et al. (2009a) descrevem os resultados de experimentos conduzidos em escala piloto. Os gases de combustão são reciclados de modo a obter uma concentração de oxigênio de 3%. Comparando com experimentos com ar atmosférico, a temperatura de chama medida foi, normalmente, 373,15-423,15 K maior do que a oxidação. A concentração obtida nos gases de combustão, a partir da utilização de oxigênio, foi de 70-80% em base seca, sendo que este baixo valor foi explicado pela entrada falsa de ar. A quantidade de carbono nas cinzas foi aproximadamente 40% menor do que a combustão com ar. De

maneira a obter uma temperatura adiabática de chama similar à combustão com ar, a concentração de oxigênio que deve entrar no queimador deve ser de 28% em base úmida ou 35% em base seca. As reações do carvão, incluindo a formação de voláteis e o *char* foram medidas em um forno DTF (*drop tube furnace*). Houve um maior rendimento na geração de voláteis em atmosferas com CO₂, devido à reação de gaseificação *char*-CO₂ além da desvolatilização. Os resultados também mostraram que o aumento da concentração de oxigênio resulta em uma maior queima do *char* e, além disso, tal queima aumenta em atmosferas de oxicombustão. Este fato também é explicado pela reação de gaseificação *char*-CO₂. Estudando as mesmas reações em um analisador termogravimétrico, os autores concluíram que a reação de gaseificação *char*-CO₂ desempenha um importante papel em temperaturas maiores que 1073 K.

Kakaras et al. (2007), através de uma simulação, determinaram diferenças específicas de projeto da tecnologia de oxicombustão em comparação à combustão tradicional com ar atmosférico. Foi utilizada como referência uma planta de 360 MW_{el}. A compressão do CO₂ foi realizada em cinco estágios, de 1,05 a 110 bar. A remoção de umidade ficou localizada após a compressão de 33,5 bar, a remoção de gases não condensáveis a 71 bar, e o excesso de oxigênio utilizado foi de 5%. Apesar de ocorrer uma maior produção de energia na caldeira, 46 MW, a demanda interna de energia total da planta foi de 8,5%. A superfície de transferência de calor da caldeira pôde ser reduzida em 8,5%. Os coeficientes de transferência de calor por radiação e convecção calculados a partir dos dados experimentais mostraram-se sempre maiores que os mesmos coeficientes para a combustão, utilizando-se tanto a caldeira quanto as condições para ar atmosférico.

Zanganeh e Shefeen (2007) simularam a combustão de carvão sem a adição de ar atmosférico até uma composição de 65% do mesmo em relação ao oxigênio. Um aumento de 8,25% na geração dos gases foi encontrado na utilização de 65% de ar atmosférico em comparação com a oxicombustão, sugerindo que o tamanho do equipamento para ambos os casos não teria uma mudança considerável. A recirculação de gases quando se utiliza ar atmosférico deve diminuir para que a chama mantenha a mesma temperatura.

Tan et al. (2006) reportaram as conclusões retiradas de experimentos realizados com combustão utilizando ar atmosférico e oxicombustão com concentração de oxigênio de 21 e 35%, respectivamente, em um combustor de

bancada de 60 cm de diâmetro e 8,3 m de altura. Os experimentos foram conduzidos com três tipos de carvão: betuminoso, sub-betuminoso e linhito. A chama gerada utilizando oxigênio apresentou um brilho menos intenso devido à maior capacidade do CO₂ de absorver a radiação, além de ser mais compacta do que a chama de combustão tradicional. Quando foi utilizada uma atmosfera rica em CO₂, com 21% de oxigênio, a temperatura da chama foi bastante reduzida, o que justifica a utilização de concentrações maiores de oxigênio, 30 a 35% em tais atmosferas. A quantidade de transferência de calor foi medida no combustor; a utilização de 35% de oxigênio no gás de alimentação produziu uma transferência de calor e temperaturas maiores do que a comparação com ar atmosférico, ao passo que a utilização de 21% de oxigênio já produziu uma transferência de calor e temperaturas menores do que a mesma comparação. Este fato evidencia certa flexibilidade no ajuste da concentração de entrada de oxigênio de acordo com as características dos combustíveis utilizados.

Na literatura, ainda existem deficiências de trabalhos que caracterizem as diferenças de chama de uma atmosfera O₂/CO₂ e apenas ar atmosférico para condições bem definidas de temperatura e composição dos gases (ANDESSON e JOHNSON, 2007). Tais autores estudaram as diferenças na radiação que ocorrem entre três distintas composições de atmosferas O₂/CO₂ e ar atmosférico. A intensidade de radiação a qualquer distância, d , é dada (1) pela radiação da chama e dos gases ao longo da parte visível da chama, (2) radiação de fundo da parede de refratários e (3) a radiação de fundo refletida pela chama e pelos gases. Esta última foi desconsiderada ao longo do tratamento matemático, uma vez que a emissividade da parede, ϵ_b , foi considerada igual a 1. A radiação total pode ser expressa pela Equação 3, onde são descritas as três contribuições acima mencionadas.

$$q_1 = \int_0^{\infty} \epsilon_{\lambda} R_{\lambda T_g} d\lambda + \epsilon_b \int_0^{\infty} (1 - \epsilon_{\lambda}) R_{\lambda T_s} d\lambda + (1 - \epsilon_b) \int_0^{\lambda} \epsilon_{\lambda} (1 - \epsilon_{\gamma}) R_{\lambda T_g} d\lambda \quad (3)$$

onde q_1 é a soma das contribuições de radiação, ϵ_{λ} , a emissividade dos gases e da chama a certo comprimento de onda λ . A função $R_{\lambda T}$ é a radiação de corpo negro para certa temperatura e T_g e T_s são as temperaturas do gás e da radiação de fundo das paredes, respectivamente. Como a instrumentação utilizada não dá informações sobre o comprimento de onda, foi utilizada uma metodologia mais simplificada, a qual considera a chama ou gás como corpos cinza, isto é, independentes do

comprimento de onda. Dessa forma, a Equação 3 pode ser reescrita de acordo com a Equação 4:

$$q_1 = \sigma \varepsilon_m T_{mr}^4 + \sigma(1 - \varepsilon_m)T_s^4 \quad (4)$$

sendo ε_m a emissividade média, T_{mr} a temperatura média ao longo da parte visível do instrumento de medida. Substituindo o primeiro e o segundo termo da Equação 4 por q_1 e q_2 , respectivamente, contribuições de radiação dos gases e da chama e da parede, tem-se as Equações 5 e 6:

$$\varepsilon_m = 1 - \frac{q_1 - q_2}{q_3} \quad (5)$$

$$T_{mr} = \sqrt[4]{\frac{q_2}{\sigma \varepsilon_m}} \quad (6)$$

Na Equação 5, q_2 é o primeiro termo da Equação 3 e q_3 é a contribuição líquida da parede. Desta maneira, a partir das simplificações adotadas, é possível calcular a emissividade e a temperatura do gás. Foram realizados experimentos utilizando ar atmosférico e atmosferas O_2/CO_2 com 21% e 27% de oxigênio em volume.

Andesson e Johnsson (2007) observaram que a atmosfera com 27% atingiu a temperatura próxima da combustão com ar, em contraste com a atmosfera com 21% de oxigênio, que apresentou temperaturas menores. A quantidade de hidrocarbonetos não queimados analisados se mostrou maior com 21% de oxigênio e, como consequência, foi detectada boa presença de O_2 na chama. A intensidade de radiação da atmosfera com 27% de oxigênio foi a maior, sendo que as duas outras atmosferas mostraram intensidades de radiação similares – a diferença das temperaturas é, então, explicada pela diferença de pressão parcial de CO_2 , a qual aumenta a intensidade da radiação. Quando se tem uma atmosfera O_2/CO_2 , o volume de gases de combustão é menor, o que compensa as perdas verificadas nos perfis de temperatura devido à maior emissividade deste tipo de atmosfera. O problema da atmosfera com 21% de oxigênio é devido ao maior calor específico do CO_2 em comparação com N_2 .

Considerando ainda a radiação dos gases da combustão com ar atmosférico e da oxidação, Becher et al. (2012) apresentaram a atividade radiante de gases

provenientes dos dois processos – combustão e oxidação, como mostra a Tabela 7.

Tabela 7: Atividade radiante do gás proveniente da combustão com ar atmosférico e oxidação de carvão em base seca (BS) e base úmida (BU).

Componente	Ar atmosférico	Oxidação BS	Oxidação BU
CO₂ (% vol.)	14,6	76,7	57,3
H₂O (% vol.)	9,6	16,6	37,7
O₂ (% vol.)	3,3	5,8	4,3
N₂ (% vol.)	72,5	0,9	0,7
Atividade radiante (% vol.)	24,2	93,3	95

Fonte: Becher et al. (2012)

Sturgeon (2009) apresentou dois projetos de investigação com tecnologias de oxidação que estão sendo realizados no Reino Unido, e alguns resultados preliminares de testes em planta piloto. Os resultados da planta piloto se referem a um combustor de 5,0 m de altura e 0,5 m de diâmetro de 160 KW_t, que foi adaptado para a combustão com oxigênio, injeção de CO₂, e recirculação dos gases. O trabalho evidenciou que, no momento, há um alto investimento no Reino Unido em projetos de investigação da tecnologia de oxidação através de partes interessadas da iniciativa privada e diversas universidades.

Wall (2009) mediu a reatividade de quatro carvões australianos sob atmosferas O₂/N₂ e O₂/CO₂ em um reator de bancada mantido a 1673 K. A concentração de oxigênio utilizada variou de 3 a 21% nas atmosferas O₂/N₂ e de 5 a 30% nas atmosferas O₂/CO₂. Houve uma maior perda de massa sob atmosferas ricas em CO₂ a partir da temperatura de 1030 K. Este fato foi explicado pelo começo das reações de gaseificação *char*-CO₂ nesta temperatura. As partículas de *char* foram analisadas por microscopia eletrônica de varredura. A área superficial das partículas de *char* formadas sob atmosferas de CO₂ foi maior do que a mesma área para as atmosferas de N₂. Este fato ocorreu, provavelmente, pela maior exposição da área da superfície interna criada pelas reações de gaseificação *char*-CO₂. Como era esperado, a queima dos combustíveis aumenta à medida que aumenta a

concentração de oxigênio, uma vez que há um aumento da reatividade, confirmada pelas análises termogravimétricas.

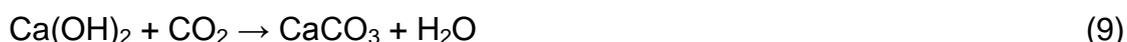
Czakiert et al. (2005) estudaram a oxidação em um leito fluidizado circulante. Os experimentos foram baseados no comportamento do combustível com o aumento da concentração de oxigênio a diferentes temperaturas e alimentação de combustível. O leito fluidizado é de escala de bancada, sendo o elemento principal uma coluna vertical de 1,7 m de altura e 0,05 m de diâmetro interno dotada de aquecedores. Cilindros de gases fornecem os distintos tipos gasosos necessários para os experimentos. As concentrações de gases utilizadas nos experimentos foram de 21, 40 e 60% de O_2 com N_2 e CO_2 . As porções de massa de carvão mineral alimentadas no combustor foram de 4, 6 e 8 g, respectivamente. As temperaturas se mantiveram entre 973 e 1173 K. Como resultado, foi evidenciado um aumento da conversão de carbono com o aumento da concentração de oxigênio, independentemente da temperatura do leito. No entanto, não foi verificada variação da conversão com a temperatura.

Wang et al. (2008) utilizaram as cinzas geradas em um leito fluidizado circulante para verificar a capacidade de carbonatação em um analisador termogravimétrico, sob as mesmas condições esperadas de um processo de oxidação. A faixa de temperatura investigada foi de 250 a 800°C, com concentrações de 80% de CO_2 , e de 0, 8 e 15% de H_2O . Os resultados mostraram que, em diferentes faixas de temperatura, o comportamento do processo de carbonatação mudou. Na faixa $400 < T < 800^\circ C$, quanto maior a temperatura, maior a razão de conversão CaO para carbonato, como mostrado na Equação 7. A presença de H_2O na fase gasosa resultou em maiores conversões de CaO do que aquelas sem umidade no gás, de acordo com a Equação 8. As diferenças de conversão para a umidade na faixa de 8 e 15% não sofreram, entretanto, mudanças significativas. Para temperaturas menores do que 400°C, não ocorreu carbonatação das cinzas volantes sem a presença de umidade, porém, com a adição desta última, foi observada carbonatação, inclusive na temperatura de 250°C. Nessas baixas temperaturas (entre 250 e 300°C), a taxa de carbonatação decresceu consideravelmente. Para temperaturas menores do que 300°C, pequenas quantidades de $Ca(OH)_2$, representado pela Equação 9, foram encontradas no produto final juntamente com $CaCO_3$. Ainda para esta faixa de temperatura, foi encontrado que: para uma mesma temperatura, a quantidade de $Ca(OH)_2$ aumentou

com o aumento da concentração de H₂O; e para uma mesma concentração de H₂O a quantidade de Ca(OH)₂ decresceu com o aumento da temperatura. Pelas observações realizadas, pode-se concluir que a reação de carbonatação, expressa usualmente pela Equação 7, é catalisada na presença de umidade nos gases, provavelmente devido à formação de espécies de hidróxido transientes.



Os autores sugeriram que as reações expressas pelas Equações 8 e 9 ocorrem para a carbonatação de CaO em gases contendo umidade e alta concentração de CO₂.



Para pressões parciais menores que 20 KPa e temperatura menor que 400°C, Ca(OH)₂ não pode existir como uma espécie estável, porém, pode-se assumir que Ca(OH)₂ ainda é formado como um intermediário transiente.

Toporov et al. (2008) desenvolveram uma chama estabilizada, utilizando atmosferas O₂/CO₂, com níveis de O₂ no gás de combustão similar aos utilizados com ar. O trabalho apresentou resultados numéricos e experimentais de uma chama de carvão pulverizado obtido com uma concentração de 21 vol% O₂. Os testes de combustão foram realizados em uma fornalha em escala piloto de 100 KW_{th}.

Tigges et al. (2009) descreveram as adaptações necessárias para a passagem de uma planta de combustão tradicional de 620 MW_e para a oxicombustão. A recirculação dos gases deve ser realizada com uma remoção de temperatura dos mesmos após o lavador de gases para minimizar a formação de SO₃ e, por conseguinte, o risco de corrosão. As modificações na corrente gasosa ainda incluem o sistema de tratamento de NO_x e a adição de um condensador de 150 MW_{th} para resfriar o CO₂ para 30°C. A taxa de massa que sai da fornalha é reduzida em 25%. Simulações realizadas provaram a viabilidade de conversão de plantas de combustão com ar atmosférico para a oxicombustão sem modificações no ciclo de vapor e pequenas mudanças na caldeira. Entretanto, equipamentos adicionais para a purificação e compressão do CO₂ são necessários.

Considerando plantas de demonstração construídas para a tecnologia de oxicombustão, Anheden et al. (2011) descreveram algumas características da planta de 30 MW_{th} da *Vattenfall*, Alemanha. Concentrações de CO₂ de 63-64 % vol. foram obtidas após a fornalha e 87% vol. após o condensador e concentrações de 3-4%

vol. de N_2 também foram obtidas nos gases. Algumas razões para a elevada concentração de CO_2 foram descritas:

- elevada pureza de oxigênio, 99,5%;
- bom comportamento da combustão;
- implementação de diferentes pontos de medição de ingresso de ar na fornalha e precipitador eletrostático;
- uso de um sistema de selagem dos gases.

Fujimori e Yamada (2012) apresentaram resultados e questões relativas ao *Callide Oxyfuel Project*, que tem demonstrado a viabilidade técnica de toda a necessidade da tecnologia de oxicombustão, incluindo a captura e armazenamento do CO_2 . A pressurização do CO_2 capturado a 1,6 MPa e liquefação na unidade de processamento do gás consegue produzir CO_2 com 99,9% de pureza. Uma planta similar de 1000 MW já foi comissionada para 2015 para estar completa em 2020.

Cabe ainda citar a planta CIUDEN, localizada na Espanha, que pode operar com carvão pulverizado em uma capacidade de 20 MW_t ou com leito fluidizado circulante em uma capacidade de 30 MW_t (ÁLVAREZ, 2013).

Estas três plantas de demonstração citadas, na Alemanha, Austrália e Espanha, são as maiores plantas que utilizam, hoje, a tecnologia de oxicombustão. No entanto, espera-se que, até 2020, tenha-se a primeira planta comercial em operação (TOPPER, 2013).

4.6.1 Aspectos de processo na oxicombustão em leito fluidizado borbulhante

A necessidade de recirculação dos gases na oxicombustão para retornar parte dos gases à fornalha e a diferente composição dos gases recirculados fazem com que algumas características de ventilação do sistema devam ser devidamente adaptadas. Para tanto, é preciso ter em conta que os gases recirculados devem retornar à fornalha com uma taxa de vazão mássica que esteja dentro de parâmetros mínimos e máximos para a realização da reação de combustão. Sendo assim, o sistema de ventilação utilizado necessita sofrer uma adaptação da combustão tradicional, com ar atmosférico, para a oxicombustão.

Os ventiladores utilizados para prover o movimento dos gases podem insuflar o ar ou removê-lo do sistema. Estas duas características de ventilação dizem

respeito aos sistemas de ventilação por insuflamento e exaustão, respectivamente. De acordo com as características do sistema de ventilação, é possível gerar pressões nas tubulações de gases com valores iguais, maiores (pressão positiva) ou menores (pressão negativa) que a pressão do exterior, normalmente a pressão atmosférica.

O gradiente energético que permite o escoamento de ar ou gases de combustão, ou mesmo recirculação, no caso da oxidação, necessita do dimensionamento adequado de um ventilador. Como consequência, devido à energia requerida pelo rotor das pás do equipamento, o fluido torna-se capaz de escoar em dutos, vencendo as resistências que se oferecem ao seu deslocamento, proporcionando a vazão desejável de gases para a necessidade que se tem em vista. Deve-se, ainda, comentar que o ventilador é estudado como uma máquina de fluido incompressível, uma vez que o grau de compressão que nele se verifica é tão pequeno, que não é possível analisar o seu comportamento como se fosse uma máquina térmica (MACINTYRE, 1990).

Tais considerações tornam-se extremamente importantes quando a fornalha utilizada para a combustão é o leito fluidizado. Assim, vazões mínimas e máximas de ar atmosférico para a combustão – ou gases de recirculação para a oxidação – são necessárias para a manutenção das condições de fluidização e um bom contato combustível-oxigênio. Desta maneira, o sistema de ventilação, o retorno dos gases com a injeção de oxigênio e os aspectos inerentes ao leito fluidizado passam a possuir profunda relação.

4.6.2 O leito fluidizado borbulhante

Um diagrama esquemático dos distintos tipos da aplicação de um leito suporte em processos industriais pode ser observado na Figura 10. O funcionamento do leito fluidizado borbulhante, de interesse neste trabalho, consiste da alimentação de combustível sólido em leito dotado de partículas inertes, normalmente areia. Ar atmosférico ou gás de recirculação – no caso da oxidação – entra na fornalha (leito fluidizado) em fluxo ascendente, a partir da sua parte inferior, e é distribuído uniformemente, de maneira a fluidizar o leito em uma velocidade tal que o material suporte passe a possuir propriedades de fluido, provocando um turbilhamento do mesmo e uma boa mistura entre combustível e

oxigênio. A combustão de combustíveis sólidos ocorre em temperaturas em torno de 1073,15-1173,15 K, consideravelmente menor da que ocorre na combustão com carvão pulverizado. Os gases de combustão deixam o leito após a passagem por uma zona acima do mesmo chamada de *freeboard*.

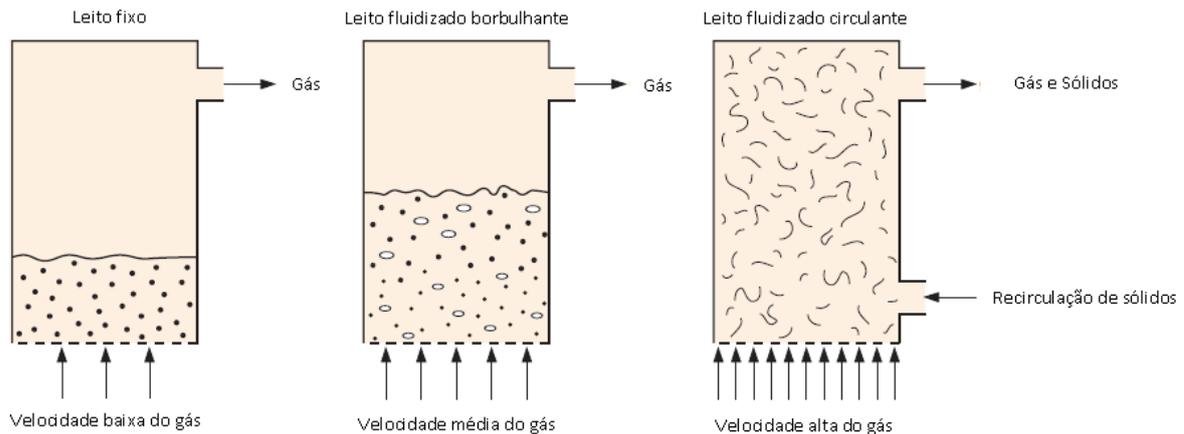


Figura 10: O leito fluidizado.

Fonte: WU (2003)

O *freeboard* normalmente é projetado com uma área maior que a área do leito, de maneira a diminuir a velocidade dos gases nesta seção para que as partículas não queimadas de combustível consigam voltar para o leito pela ação da gravidade. No entanto, partículas de menor diâmetro e massa específica, produzidas pela combustão e abrasão do leito, podem ser carregadas para fora do combustor (WU, 2003).

A velocidade de fluidização vem a ser um parâmetro-chave do leito fluidizado, tendo uma velocidade mínima de fluidização, U_{mf} , que provoca o aparecimento de bolhas no leito. A velocidade de fluidização, ao mesmo tempo, está relacionada com um diferencial de pressão, ΔP , entre a entrada e a saída do leito. Como consequência, deve haver uma energia suficiente dos gases de entrada no leito para vencer a diferença de pressão imposta pelo sistema e ainda estar acima da mínima velocidade de fluidização.

A Equação de Ergun, expressa pela Equação 10, relaciona este valor, U_{mf} , com outros parâmetros do leito:

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U}{d^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_g U^2}{d} \quad (10)$$

Onde

ΔP é a queda de pressão no leito;

L é o comprimento do leito;

ε é a porosidade do leito;

μ é a viscosidade do fluido;

d é o diâmetro das partículas do leito;

U é a velocidade superficial do fluido;

ρ_g é a massa específica do gás.

Como consequência, a velocidade mínima de fluidização passa a ter um papel extremamente importante para o projeto de um reator de leito fluidizado borbulhante, uma vez que seu valor antecipa dados de dimensionamento e operação do reator. Isto ocorre porque o aumento da velocidade do leito chega a um momento em que a força de arraste deve ser suficiente para suportar o peso das partículas do leito e causar a fluidização. Para velocidades maiores que U_{mf} , a perda de carga através do leito atinge um valor igual à razão entre o peso efetivo do leito e a área da seção transversal – o valor da perda de carga se mantém aproximadamente constante, como mostra a Figura 11. Nela, pode-se visualizar algumas possibilidades de comportamento da fluidização (YANG, 2003):

- ABDEF, AB'DEF: pó em um tubo estreito ou pó compactado;
- AC'EFG, AC''FG: pó distribuído em um tubo com amplas dimensões ou fluidização parcial indicando segregação de partículas;
- ACEDFG: curva de fluidização normal;
- FG: região de fluidização total.

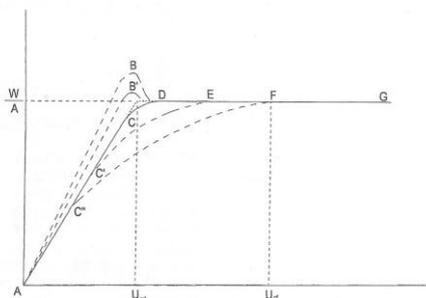


Figura 11: Relação entre o ΔP_{leito} e a U_{mf} .

Fonte: Yang, 2003

No ponto de mínima fluidização, a queda de pressão é suficiente para suportar o peso das partículas e pode ser expressa pela Equação 11:

$$\frac{\Delta P_{\text{leito}}}{L} = (\rho_p - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf}) \quad (11)$$

Onde

L é a altura do leito;

ρ_g é a massa específica do gás de fluidização;

ρ_p é a massa específica do material do leito;

ε_{mf} é a porosidade mínima de fluidização.

Ficando com uma porosidade mínima de 0,476, segundo Yang (2003), U_{mf} pode ser representada pela Equação 12:

$$U_{mf} = 0,00114 \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{\mu} \quad (12)$$

Onde

g é a aceleração da gravidade;

d_p é o diâmetro médio de partículas no leito;

μ é a viscosidade do gás.

Dhodapkar et al. (2012), a partir da Equação de Ergun, mostraram uma correlação para a determinação de U_{mf} tendo como base o número adimensional de Arquimedes, como mostra a Equação 13:

$$Ar = \frac{d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu^2} \quad (13)$$

Tendo uma relação entre Re, Equação 14, e Ar, chega-se a uma expressão para a U_{mf} pela Equação 15:

$$Re_{mf} = \sqrt{(C_1)^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (14)$$

$$U_{mf} = \frac{\mu}{d_p \rho_f} \sqrt{(C_1)^2 + C_2 Ar} - C_1 \quad (15)$$

Onde os parâmetros C_1 e C_2 são constantes empíricas de distintos autores. Existem alguns valores sugeridos para as constantes C_1 e C_2 , como mostra a Tabela 8.

Tabela 8: Constantes sugeridas para o cálculo de U_{mf} .

Referência	C_1	C_2
Wen e Yu (1966)	33,7	0,0408
Richardson (1971)	25,7	0,0365
Saxena e Vogel (1977)	25,3	0,571
Babu et al. (1978)	25,25	0,0651
Grace (1982)	27,2	0,0408
Chitester et al. (1984)	28,7	0,0494

Fonte: Yang (2003)

Cabe mencionar que há um efeito de aumento de temperatura no comportamento do leito fluidizado, uma vez que, na oxidação, temos uma recirculação de gases, que muda a composição de entrada no leito. Sabendo que, para gases, com o aumento de temperatura tem-se uma diminuição da massa específica e aumento da viscosidade (DHODAPKAR et al., 2012):

- U_{mf} diminui com o aumento de temperatura para partículas pequenas;
- Sob tamanhos intermediários de partícula, U_{mf} exibe um valor mínimo quando forças viscosas dominam em temperaturas mais elevadas;
- Para partículas maiores, U_{mf} aumenta com a temperatura devido à diminuição da massa específica.

Considera-se, ainda, que acima do equipamento utilizado para distribuir uniformemente o gás no leito, o chamado distribuidor, quando fluidizado, o leito é composto por duas fases: bolhas e emulsão. A emulsão é uma combinação de sólidos e gases, quando se tem um sistema sólido-gás apenas, e é a fase por onde o gás gerado percola. A circulação dos gases na emulsão é elevada, o que provoca certo grau de homogeneidade e temperatura.

Considerando a utilização do leito fluidizado na tecnologia de oxidação, especificamente, taxas de recirculação entre 55-60% já foram reportadas, sendo bem menores do que quando utilizado carvão pulverizado (ROMEO et al., 2011). Este vem a ser um parâmetro importante, dado que o mesmo possui uma forte influência na taxa de gases que volta para o leito fluidizado e, conseqüentemente, na velocidade de entrada dos gases no leito fluidizado.

Ainda sobre o uso do leito fluidizado borbulhante na tecnologia de oxidação, Romeo et al. (2011a) desenvolveram um leito fluidizado de 95 kW_{th} e compararam com a combustão tradicional utilizando misturas de carvão e biomassa. O esquema da planta piloto é mostrado na Figura 12. Devido ao maior conteúdo de material volátil de biomassa, a zona do *freeboard* apresentou uma temperatura mais constante em relação ao leito. Os resultados dos autores indicaram que, na oxidação em leito fluidizado com a velocidade de fluidização sem sofrer mudanças, o calor produzido aumenta com o aumento do uso de oxigênio na entrada. Além disso, a transição da combustão com ar atmosférico para oxidação causou um aumento súbito de temperatura no sistema, o que introduziu duas questões a serem equilibradas quando a oxidação é introduzida: súbito aumento de temperatura e velocidade. A entrada de ar falso ficou situada na faixa de 5% em base seca. Deve ainda ser comentado que, na transição da combustão para oxidação, uma mistura sintética de O₂/CO₂ foi introduzida no sistema.

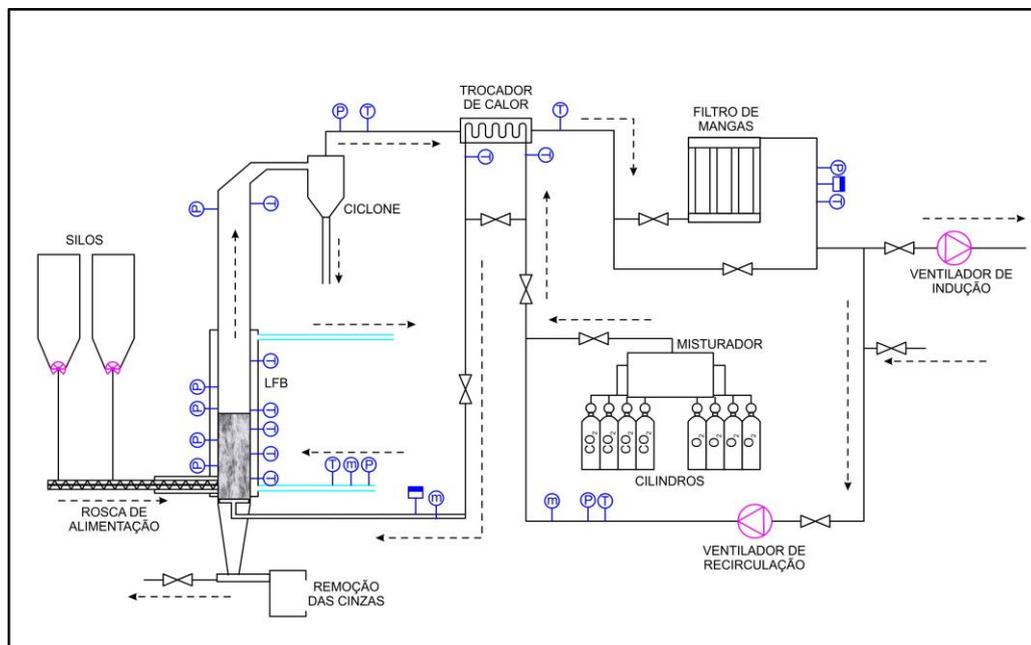


Figura 12: Planta piloto de oxidação em leito fluidizado borbulhante.

Fonte: Romeo et al. (2011a)

Romeo et al. (2011b) apresentaram o desenvolvimento matemático e a validação experimental do reator de leito fluidizado anteriormente descrito. O objetivo foi a determinação das diferenças experimentais entre a operação com ar

atmosférico e atmosferas de O_2/CO_2 , além do estudo da interação das fases gasosa e sólida. Foi observado, em experimentos com ar atmosférico e gases artificiais a frio, que a velocidade mínima de fluidização no caso de misturas com O_2/CO_2 foram menores devido à maior massa específica dos gases e, com teores abaixo de CO_2 nos gases de fluidização, bolhas de menor diâmetro e uma menor expansão do leito foram observadas. Os testes de combustão tiveram como foco a predição do comportamento da pressão dentro do leito, bem como a evolução do diâmetro das bolhas. Os seguintes parâmetros foram analisados para a obtenção dos resultados: atmosfera O_2/CO_2 , temperatura do leito, carga do leito e velocidade de fluidização. O aumento da concentração de CO_2 teve uma influência direta na diminuição da queda de pressão no leito, além de uma diminuição de 20-40% no diâmetro das bolhas sob as condições de oxidação.

Scala e Chirone (2010) estudaram a combustão da partícula de carvão quando no estado referente ao *char* em leito fluidizado, em escala de bancada a 1123,15 K, sob atmosfera com elevada concentração de CO_2 . A taxa de queima das partículas foi monitorada em função do tempo pela medição contínua das concentrações de CO e O_2 na saída. Os resultados evidenciaram um aumento da taxa de combustão com o aumento da concentração de O_2 na entrada do leito, assim como com o aumento do diâmetro de partícula. Esta segunda constatação indica que a difusão do oxigênio na partícula de *char* vem a ser o mais importante mecanismo quando se considera transferência de massa. No entanto, ressalta-se que apenas partículas com $d > 1$ mm foram utilizadas.

4.6.3 Teoria dos ventiladores

Na ventilação industrial, o fornecimento de energia necessária para manter o escoamento do ar, normalmente, é feito através de um ventilador. Para tanto, alguns parâmetros são de suma importância para a otimização do funcionamento dos ventiladores (CLEZAR E NOGUEIRA, 2009):

- Vazão do ventilador (Q): volume de ar que passa pela saída do ventilador por unidade de tempo;
- Pressão total do ventilador: diferença entre a pressão total do ar na saída e na entrada do ventilador;

- Pressão estática do ventilador: diferença entre a pressão total e a pressão de velocidade na saída do ventilador.

Nesse sentido, é mister diferenciar dois tipos de pressão que podem ser analisados (CLEZAR E NOGUEIRA, 2009):

- Pressão estática (P_e): decresce ao longo de um duto de seção constante e cresce nos aumentos de seção;
- Pressão de velocidade (P_v): mantém-se constante em dutos de seção transversal constante;
- Pressão total (P_t): decresce sempre ao longo do sistema de dutos, podendo aumentar somente quando houver suprimento de energia ao escoamento.

A pressão estática do ventilador vem a ser expressa pela Equação 16:

$$PEV = P_{e_{saída}} - P_{t_{entrada}} \quad (16)$$

Se for aplicada uma potência, N_e , pelo rotor de um ventilador a uma massa de gás com um peso específico γ , o mesmo adquire uma energia H_e (altura de elevação), razão pela qual passa a possuir condições de escoar segundo uma vazão Q , como mostra a Equação 17:

$$N_e = \gamma Q H_e \quad (17)$$

Quando se representam as parcelas de energia que a unidade de peso de um fluido possui para deslocar-se entre dois pontos, 1 – entrada no ventilador – e 2 – saída do ventilador, expressas em altura de coluna fluida de peso específico, elas são denominadas de altura de útil elevação, H_u . Esta altura representa um desnível energético entre dois pontos, Equação 18, sendo expressa em termos de pressão e energia cinética.

$$H_u = \left(\frac{p_2}{\gamma} - \frac{p_1}{\gamma} \right) + \left(\frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} \right) \quad (18)$$

Como mostra a Equação 19, deve-se ressaltar que a carga total cedida pelo rotor do ventilador ao fluido, expressa pela elevação H_e , divide-se entre a altura útil de elevação e uma parte desta energia que se perde no próprio ventilador por atritos e turbilhonamento, H_ϵ .

$$H_e = H_u + H_\epsilon \quad (19)$$

Com isso, pode-se chegar à potência útil do fluido, que vem a ser a potência ganha por ele em sua passagem pelo ventilador, Equação 20:

$$N_u = \gamma Q H_u \quad (20)$$

4.6.4 Teoria dos ventiladores nos sistemas de combustão

A partir do conhecimento de algumas grandezas características dos ventiladores, podem-se determinar pontos de funcionamento dos mesmos, de maneira a prover a elevação da linha energia útil aos fluidos de combustão para a sua saída para a atmosfera, no caso da combustão tradicional, ou para a sua recirculação, no caso da oxicombustão.

Com isso, curvas que determinam o ponto de funcionamento dos ventiladores em relação às características do sistema em questão, relacionando as suas grandes características, são úteis para avaliar o efeito de parâmetros de processo. Para tanto, deve-se considerar que os sistemas por onde o fluido escoar oferecem resistência ao escoamento devido aos acessórios e aos próprios dutos, provocando uma perda de carga no fluido e, conseqüentemente, baixando a linha de energia – de altura – do fluido.

Como mencionado, o sistema de ventilação deve fornecer a energia perdida ao longo do escoamento dos gases. Desse modo, há uma curva característica do ventilador e outra do sistema $H=f(Q)$, onde “H” representa a altura de elevação relacionada à perda de energia, Figura 13. O ponto de encontro das duas curvas – ponto de funcionamento – caracteriza os valores de “Q” e “H”, com os quais o ventilador associado ao sistema deve operar.

A vazão de ar fornecida pelo ventilador corresponderá ao ponto de intersecção das duas curvas. Neste ponto, o acréscimo de pressão produzido pelo ventilador equilibra a resistência ao escoamento oferecida pelo sistema de tubulações (CLEZAR E NOGUEIRA, 2009).

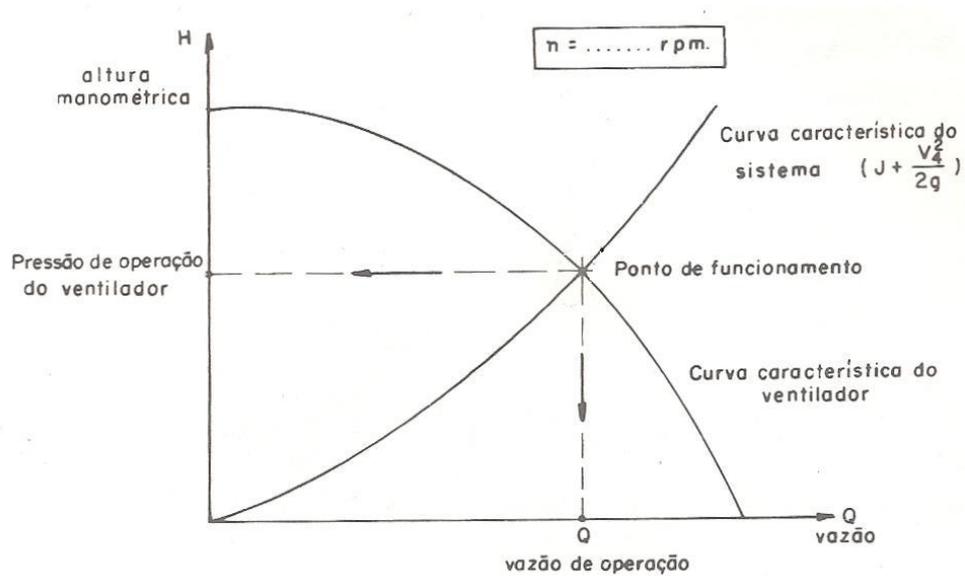


Figura 13: Determinação do ponto de funcionamento ventilador-sistema.

Fonte: Macintyre (1990)

Uma possibilidade de atuação na curva do sistema é o uso de um *damper*, de modo a elevar a linha de energia no sistema. Como mostra a Figura 14, atuando com um *damper* em um sistema, a curva "S" do sistema passa para "S'", com maior perda de carga e a vazão "Q" passa para um valor menor "Q'".

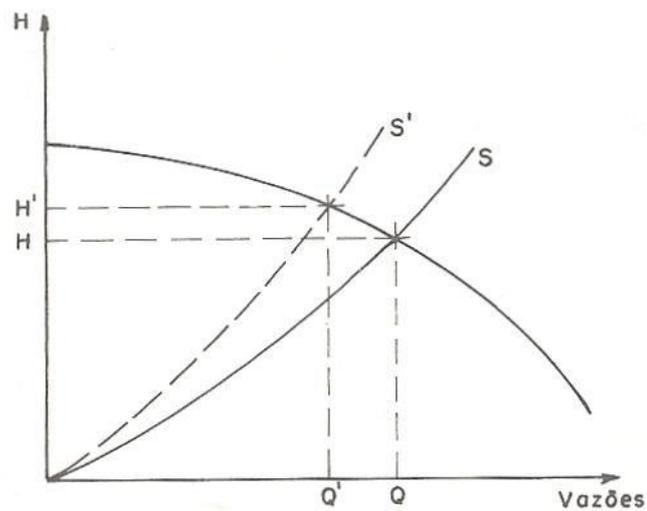


Figura 14: Efeito do registro sobre o ponto de funcionamento.

Fonte: Macintyre (1990)

A vazão de um sistema pode também ser alterada variando-se o número de rotações do eixo, seja pela substituição do motor, seja pelo emprego de um variador de velocidade mecânico, o que provoca um comportamento no sistema semelhante ao mostrado na Figura 15.

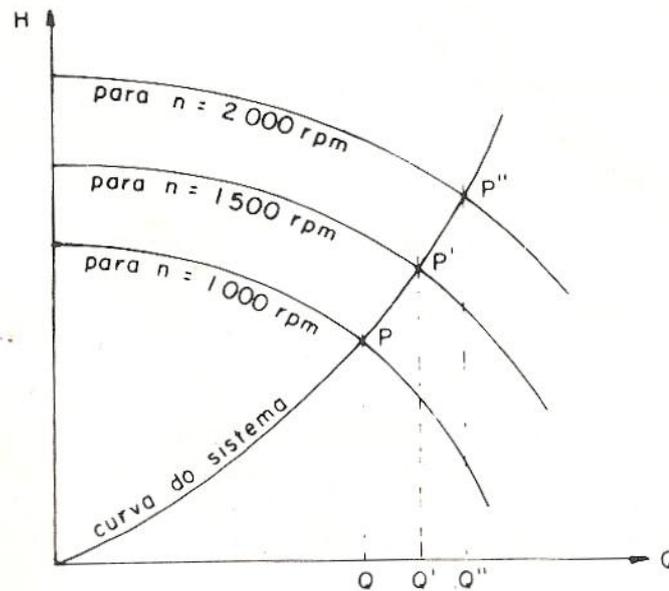


Figura 15: Variação da vazão Q de um sistema pela variação do número de rotações por minuto do ventilador.

Fonte: Macintyre (1990)

Em suma, se deseja aumentar a altura de elevação provida por um ventilador no sistema, pode-se recorrer a algumas situações (MACINTYRE, 1990):

- a. Aumentar o número de rotações do ventilador;
- b. Aumentar a altura manométrica do sistema;
- c. Aumentar a potência do ventilador.

4.6.5 Adaptação dos sistemas de combustão para a oxicombustão

A transição da combustão com ar atmosférico para a oxicombustão e mudanças na composição dos gases de combustão pode variar, consideravelmente, as condições de processo dentro da fornalha. Essa questão é particularmente importante quando a oxicombustão ocorre dentro de fornalhas operando de acordo com sistemas de leito fluidizado, onde as condições de fluidização devem situar-se

dentro de faixas de parâmetros de processo bem definidas, tais como a velocidade de fluidização ou concentração de oxigênio nos gases de entrada e, ainda, as características de recirculação tendem a perturbar o equilíbrio do sistema.

De acordo com Kather e Kownatzki (2011), em plantas comerciais de combustão, o ingresso de ar falso pode chegar a 10% da massa de gases que saem do sistema e, em plantas novas para oxicombustão, corresponde a aproximadamente 3% da massa de recirculação. A perda de eficiência em plantas de combustão de ar atmosférico com o ingresso de ar falso é desprezível, porém, para plantas de oxicombustão, o ingresso de ar falso é responsável por maiores desvantagens no processo. Hoje em dia, com ingressos de ar falso de 3%, a concentração de CO₂ nos gases de combustão pode chegar a 83,7% em volume se a pureza do O₂ fica em 99,5% volumétrica e se tem um excesso de O₂ de 10%. A Figura 16 mostra como o ingresso de ar e a entrada de impurezas influencia na concentração do CO₂ obtido.

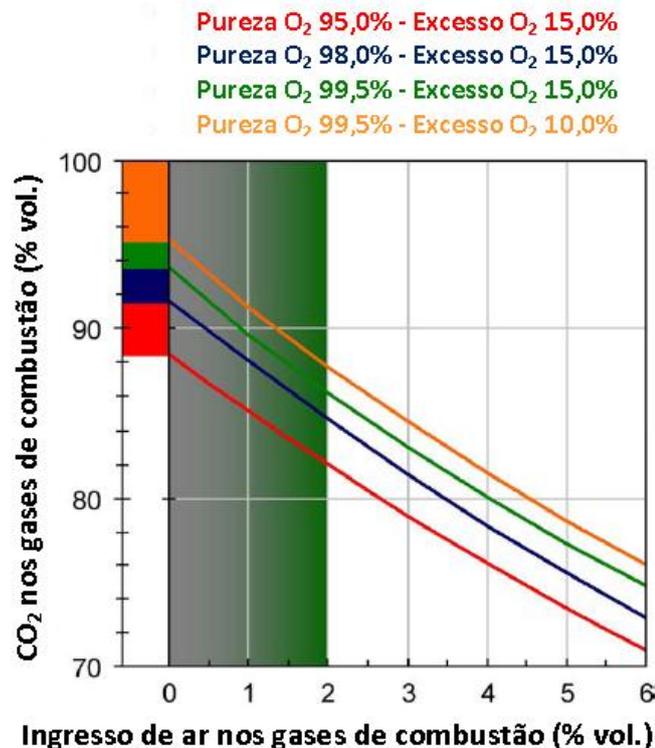


Figura 16: Pureza do CO₂ como função do ingresso de ar falso e pureza do O₂.

Fonte: Kather e Kowatzki (2011)

Na oxicombustão, a entrada de ar falso ocorre tipicamente entre a saída da fornalha, a tubulação de recirculação e o ventilador de indução. Plantas

convencionais e novas sofrem entradas de ar entre 2 e 4% e, para plantas mais antigas, entradas de ar entre 8 e 16% já foram descritas. Para avaliar este comportamento, Preusche et al. (2011) realizaram experimentos a fim de, mediante a dosagem artificial de ar falso na planta de oxidcombustão de Vattenfall (Alemanha), monitorar a entrada de ar falso. Métodos estatísticos foram utilizados para a determinação de possíveis locais de entrada de ar falso. Entradas de ar de até 1,4% foram observadas ao longo dos pontos de análise.

Guedea et al. (2011), através de testes em planta piloto, validaram uma estratégia de modelagem para controle de instrumentação, com o objetivo de efetuar uma transição eficiente da combustão para oxidcombustão. O controle da recirculação dos gases recebeu especial atenção, de maneira a manter uma eficiência de combustão similar e, conseqüentemente, a mesma taxa de transferência de calor. Na planta piloto de 90 kW utilizada, um ventilador de insuflamento é utilizado para proporcionar a entrada dos gases comburentes e um ventilador de indução ajuda na saída dos gases de combustão. Ao realizar a transição dos sistemas, entradas de ar de 8-16% são estimadas e entradas abaixo de 3% não levam o processo a ser economicamente viável.

Através de simulações, esses autores variaram a taxa de recirculação de 0 a 60%, concentrações de oxigênio de 21, 30 e 40% nos gases de entrada e excesso de ar de 1,15. Os resultados mostraram que, aumentando a taxa de recirculação, a concentração de H_2O tende a aumentar nos gases de combustão e o CO_2 tende a diminuir. Além disso, devido à diminuição do volume dos gases pela retirada de N_2 , o O_2 tende a ter um aumento de concentração quando se tem o início da recirculação. O sistema operacional proposto é operado como forma de manter, assim que a recirculação ocorre, condições de fluidização do leito e um controle automático das outras variáveis de recirculação. Salienta-se que o procedimento experimental de validação da modelagem foi realizado via entrada de gases, O_2 e CO_2 , artificiais.

Além disso, os mesmos autores realizaram uma simulação da entrada de ar falso, dado que tais condições foram verificadas em testes de oxidcombustão previamente realizados. A Figura 17 mostra a variação da concentração de CO_2 com a entrada de ar falso.

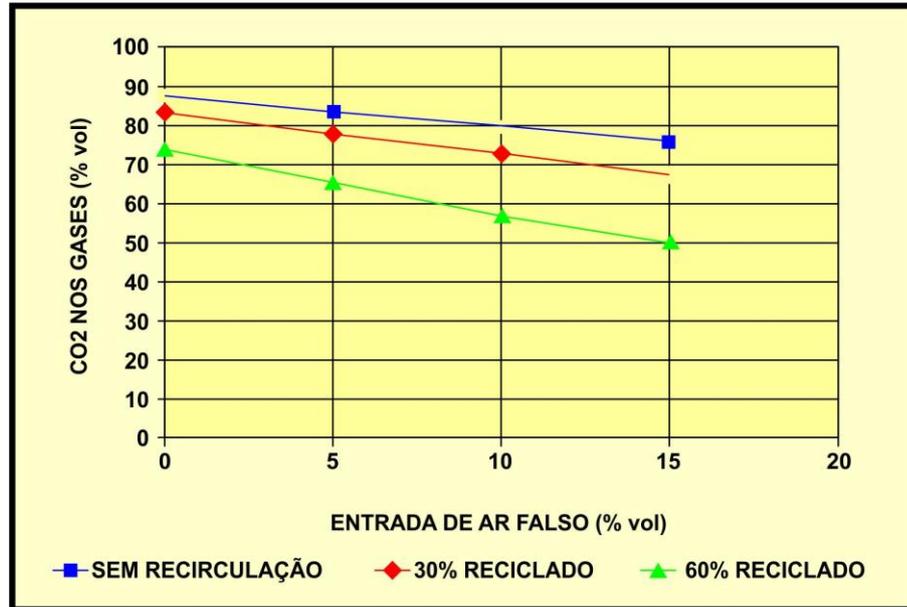


Figura 17: Variação da concentração de CO₂ em função da entrada de ar falso.

Fonte: Guedea et al., 2011

Fry et al. (2011) investigaram, em planta piloto, várias estratégias de operação de um queimador de carvão pulverizado em condições iguais de fluxo de massa, momento e velocidade em comparação à combustão com ar atmosférico. Tais estratégias foram analisadas de modo a obter a estabilização da operação da oxidação em comparação à combustão com ar atmosférico. Os resultados indicaram que, devido ao atraso de ignição nas condições de oxidação, a vazão de ar primário deve ser operada, a fim de prover uma velocidade dos gases de entrada 13% menor do que na combustão com ar atmosférico. A mesma concentração de oxigênio indicou uma menor luminosidade da chama, também devido ao atraso da ignição.

De Diego et al. (2013) analisaram os gases gerados na oxidação em planta piloto de leito fluidizado borbulhante. O carvão utilizado foi tipo antracito e calcário foi usado para a minimização das emissões de enxofre. Diferentes composições do gás de recirculação foram utilizadas. O grande objetivo foi a análise do efeito da recirculação dos gases na formação dos gases poluentes. Quanto à análise dos gases gerados, a concentração de CO diminuiu, exponencialmente, com o aumento da temperatura.

Roy e Bhattacharya (2013) apresentaram resultados experimentais de um reator de bancada em leito fluidizado borbulhante, sob condições de oxidação, para investigar o comportamento de carvão de origem australiana. Diferentes

condições de operação foram empregadas nos experimentos. O reator utilizado possui 550 mm de altura e 40 mm de diâmetro interno com aquecimento elétrico. Os gases usados foram misturados, previamente, em um tanque antes da alimentação no reator. Uma importante conclusão foi o aumento da temperatura do leito com a concentração de CO₂ nos gases de combustão.

Ainda relacionado ao uso da tecnologia de oxidação em leito fluidizado, cabe citar o trabalho desenvolvido por Guedea et al. (2013). Os autores realizaram experimentos termogravimétricos e modelagem de partículas de carvão com diâmetros de até 18 mm, a fim de estudar o comportamento da oxidação em diâmetros de partículas similares aos utilizados em leito fluidizado. Os resultados indicaram que a substituição do N₂ pelo CO₂ não interferiu substancialmente na etapa de desvolatilização, além de uma diminuição da reatividade em atmosferas O₂/CO₂.

4.7 LIMITAÇÕES TÉCNICO-ECONÔMICAS DA TECNOLOGIA DE OXIDACIÓN

As modificações da tecnologia de oxidação em plantas de combustão incluem a operação de separação, a obtenção de oxigênio ou um tanque criogênico para o mesmo, a tubulação destinada à recirculação dos gases, além dos equipamentos para compressão, transporte e armazenagem do CO₂. Tais modificações envolvem custos extras para tais plantas, mas que podem ser compensados, positivamente, pela venda do CO₂, pela redução das emissões do mesmo gás, ou mesmo pela minimização de custos inerentes ao controle de outras emissões. Buhre et al. (2005) apresentam as seguintes conclusões em relação à avaliação técnico-econômica:

- A adaptação de plantas convencionais de combustão de carvão para a oxidação é técnica e economicamente viável;
- A oxidação com a recuperação do CO₂ é uma tecnologia competitiva para a geração de energia;
- Existem algumas penalizações inerentes à combustão oxidação: geralmente a captura do CO₂ reduz a eficiência de geração de eletricidade em torno de 10% em comparação com a combustão convencional com ar

atmosférico. Entretanto, a eficiência e custos da oxidação podem chegar a ser comparáveis se é adicionado um sistema de captura de CO₂ pós-combustão;

- O componente de maior custo em um sistema de oxidação é a unidade de separação de ar para obtenção de oxigênio. Mesmo assim, esse custo pode ser balanceado por uma possível eliminação ou diminuição de sistemas de abatimento de NO_x e SO₂;
- Dependendo do possível uso do CO₂, o sistema de captura de SO₂ pode ser opcional.

Mesmo tendo uma demanda energética interna relacionada à obtenção de oxigênio e captura de CO₂, a oxidação possui um custo de captura menor do que a pós-combustão com MEA. Segundo Buhre et al. (2005), os custos de captura de CO₂ são de 55 US\$/ton CO₂ para a captura com MEA após combustão com ar atmosférico, enquanto que a oxidação possui um custo de 35,5 US\$/t CO₂. Os custos de captura representam um adicional de 20-30% nos preços atuais de energia elétrica.

Rubin et al. (2009) estimaram os custos de quatro tipos de plantas equipadas com sistemas de captura de CO₂: carvão pulverizado e gás natural com ciclo combinado com sistema de captura de CO₂, gás natural com pré-captura e carvão pulverizado com oxidação. A maior redução nos custos de eletricidade estimados foi para gás natural com ciclo combinado – 18% - enquanto a menor redução foi para a oxidação – 10%. Tecnologias novas, como as citadas acima, contribuem, especialmente, com oportunidades para a redução de custos.

Amann et al. (2009) analisaram a possibilidade técnica de adequação de uma planta de ciclo combinado de gás natural para a recirculação da corrente de O₂/CO₂. Simulações foram realizadas com o *software* Aspen Plus para avaliar as performances ambientais e energéticas. O excesso de oxigênio no gás de combustão foi ajustado para 5% molar em base úmida. Em relação à composição dos gases, a concentração de CO₂ é função do nível de pureza do oxigênio utilizado. A concentração de nitrogênio decresceu com a pureza de oxigênio e o argônio manteve-se constante. A simulação realizada no Aspen Plus mostrou o compressor de ar da unidade de separação de ar como o componente de maior consumo de energia. A penalidade energética variou de 5,4 a 6,3%, fixando os níveis de pureza de O₂ de 85 a 97%, tendo um consumo respectivo de 221,3 KWh/t a 268,7 KWh/t.

Analisando a compressão da corrente de CO₂, a mesma depende da vazão e da pressão de entrada; para uma recuperação de 75% de CO₂, a potência de compressão decresce de 4,0 a 3,4 MW quando a pureza do oxigênio varia de 85 a 97%. O cálculo da eficiência ficou 53,3 e 54,0%, dependendo da pureza de oxigênio, sem captura. Para uma taxa de recuperação de 85% e pureza requerida de CO₂ de 90% molar, a eficiência líquida atingiu 51,3%. A unidade de separação de ar representou em torno de dois terços da perda de eficiência.

Analisando os resultados obtidos através da simulação realizada e comparando com os resultados obtidos por outros autores, Amann et al. (2009) relataram que a penalidade energética inerente ao processamento do CO₂ para a sua recuperação variou de 2,4 a 5,0%. As diferenças estão relacionadas a pequenas mudanças de cada sistema de recuperação.

Bouillon et al. (2009) apresentaram um estudo técnico-econômico de uma planta de pós-combustão com unidade de captura de amina e uma planta de oxicombustão com purificação do CO₂. As perdas de eficiência energética foram de 10,3% para a pós-combustão e 8,3% para a oxicombustão. No caso da oxicombustão, considerando uma produção de 709 MW_e, o consumo dentro da planta é de 197 MW_e, sendo que 90 MW_e representam o consumo na unidade de separação de oxigênio e 62 MW_e representam o consumo de compressão do CO₂. Os estudos mostraram, também, que os custos das penalizações energéticas em ambos os processos giram em torno de 44 euros por tonelada de CO₂.

Kakaras et al. (2007) analisaram a aplicação da tecnologia de oxicombustão em uma planta de combustão de linhito sob o ponto vista econômico. Os cálculos de ciclo termodinâmico foram realizados utilizando-se o software ENBIPRO. Foi usada uma planta de referência de 360 MW_e. A aplicação da tecnologia na mesma resultou em uma penalização energética de 8,5%. O custo da eletricidade aumentou significativamente. Para a utilização de linhito, que possui baixo grau de carbonificação, foi estimado que a oxicombustão possui um custo de 20 euros por CO₂ evitado, isto é, por 1t de CO₂ que deixa de ser emitido.

A grande limitação das tecnologias de captura de CO₂ vem a ser a questão da perda de eficiência em comparação com as tecnologias tradicionais de combustão. A Figura 18 mostra a percentagem de aumento de uso de energia por kWh em comparação com as tecnologias tradicionais. Como pode ser visto na Figura 18, na tecnologia de oxicombustão, as penalidades energéticas são provenientes da

unidade de obtenção de O₂ e da compressão e purificação do CO₂, sendo que a contribuição deste último é mais pronunciada quando se utiliza carvão como combustível em vez do gás.

Hendriks et al. (2009) analisaram a viabilidade de aplicação de plantas com captura de CO₂ de médio porte – 1 a 100 MW. Segundo os autores, para a queima de carvão mineral, a tecnologia de oxidação vem a ser a mais atraente. A utilização de membranas para a obtenção de oxigênio é uma tecnologia promissora para viabilizar a oxidação e a pré-combustão. Após simulações realizadas, verificou-se que caldeiras de carvão mineral apresentam um baixo custo por tonelada de CO₂ evitado em comparação com outras tecnologias de médio porte para captura de CO₂.

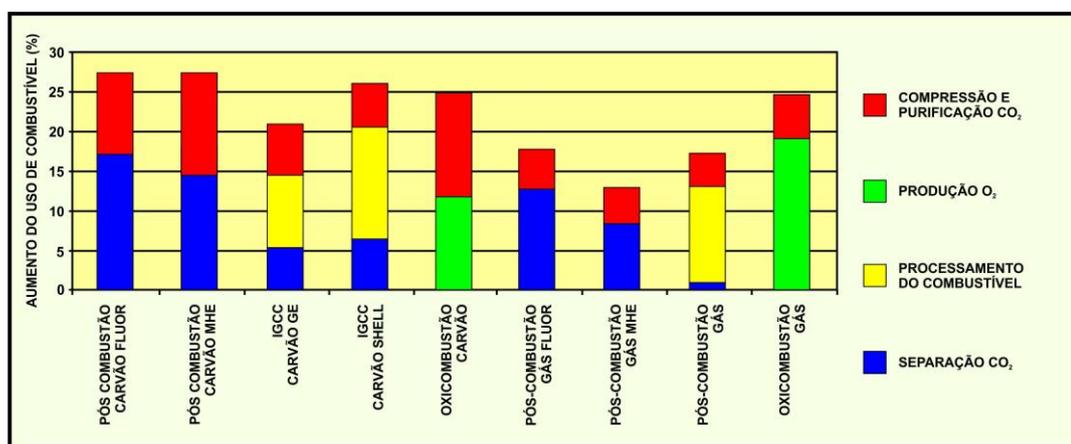


Figura 18: Percentagem de aumento de uso de energia por kWh em comparação com as tecnologias tradicionais.

Fonte: IPCC (2005)

Carbo et al. (2009), através de simulações com o software Aspen Plus, realizaram uma análise da viabilidade econômica de uma planta de oxidação de 50 MW de leito fluidizado circulante com obtenção de oxigênio por separação por membranas. Foram analisadas duas situações: Caso 1 – combustão de gás natural para pré-aquecimento do ar antes da separação da membrana para obtenção do oxigênio (que deve estar em 800°C) e posterior oxidação com carvão mineral; Caso 2 – apenas carvão mineral é utilizado, tanto no pré-aquecimento, quanto na oxidação. Os resultados indicaram que ambos os casos são quase que igualmente atrativos do ponto de vista econômico. Por outro lado, o investimento na

unidade de separação por membranas para a obtenção do oxigênio vem a ser mais atrativo para o Caso 1 – 25 M€ - contra 31 M€ para o Caso 2.

Hadjipaschalis et al. (2009) realizaram uma análise técnico-econômica da tecnologias de captura de CO₂ utilizando uma otimização algorítmica. Uma planta de 500 MW de carvão pulverizado foi analisada. A análise mostrou que o indicador de emissões de CO₂, em g/kWh, é muito menor do que as tecnologias tradicionais e menor que outras tecnologias de captura de CO₂. Em relação ao custo da geração, a tecnologia de oxidcombustão mostrou-se, como esperado, acima das tecnologias tradicionais, mas, por outro lado, apresentou-se no mesmo nível de outras tecnologias, como pré e pós-combustão. Ressalta-se que o custo aqui analisado refere-se ao custo de geração de eletricidade, não estando computados os custos de transmissão e distribuição, que também possuem influência direta no custo que chega para o usuário. Sendo assim, uma análise econômica, como a realizada no trabalho de Hadjipaschalis et al. (2009), não chega a refletir a real diferença de uso de diferentes tecnologias no custo final.

4.8 PROCESSAMENTO DO CO₂

Dependendo das condições de operação da queima de combustível, a composição dos gases provenientes da oxidcombustão tende a variar bastante. O gás, que possui uma alta concentração de CO₂, possui impurezas presentes na sua composição, que podem vir do combustível utilizado, do comburente, ou mesmo de entrada falsa de ar. Como exemplo, na Figura 19, Carbo et al. (2009), a partir de uma simulação no Aspen Plus, apresentam a variação da composição dos gases provenientes da combustão em função da razão estequiométrica de oxigênio utilizada.

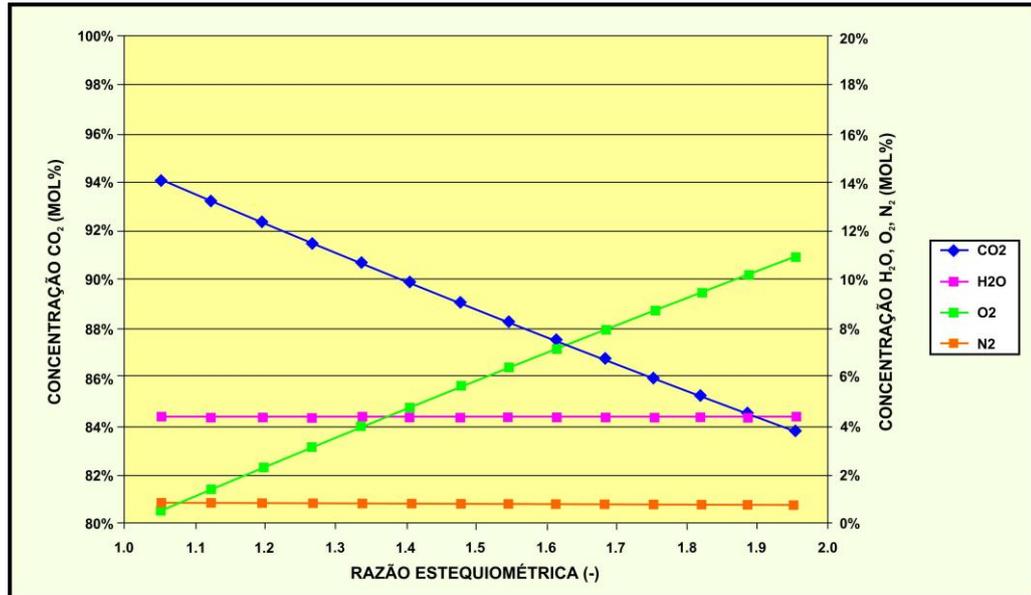


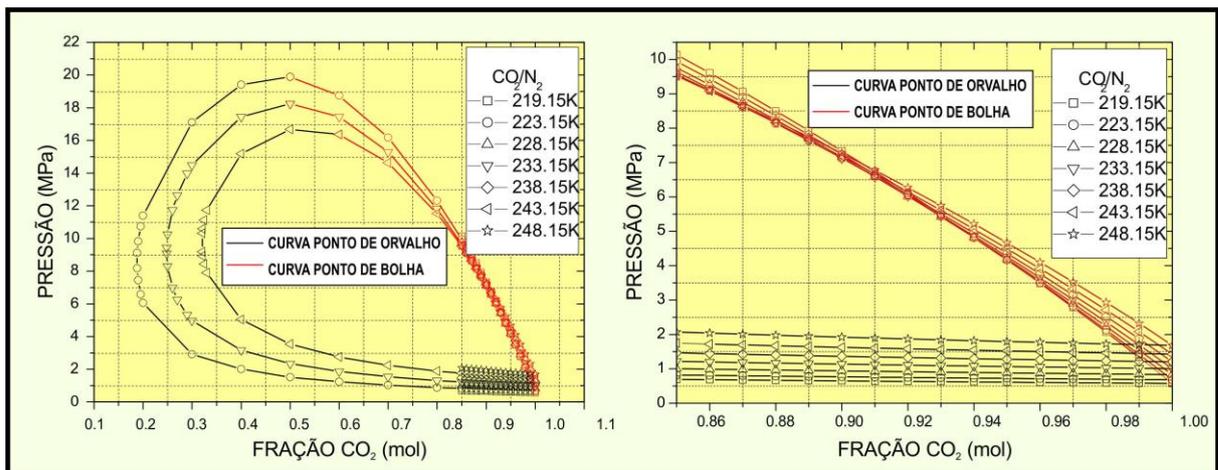
Figura 19: Razão estequiométrica de oxigênio versus concentração de CO₂, H₂O, O₂ e N₂.

Fonte: Carbo et al. (2009)

Li et al. (2009) focaram seus estudos na remoção dos gases não-condensáveis provenientes do processo de oxidação, investigando o impacto das impurezas no processo de purificação do CO₂ e incluindo as propriedades termodinâmicas do gás e dos parâmetros do sistema, como as condições de operação e o consumo de energia na compressão e condensação. Duas configurações foram analisadas, destilação flash e por estágios. Segundo os autores, o processo de purificação usual requer três etapas: compressão, condensação e separação dos gases não condensáveis. A faixa de concentração das impurezas estudadas neste trabalho foi: Ar (0-5%), N₂ (0-15%), O₂ (0-7%) e SO₂ (0-1,5%). Os cálculos termodinâmicos realizados basearam-se nas equações de estado PSRK (*Predictive-Redlich-Kwong-Soave*) e GERG2004 EOS (*GERG52004 Equation of State*). As faixas de temperatura e pressão situaram-se entre 218,15 e 248,15 K e 2 a 5 MPa, respectivamente.

Conforme Li et al. (2009), a variação da quantidade de impurezas na corrente de CO₂ causa uma variação no equilíbrio líquido-vapor das misturas com o CO₂, o qual determina os comportamentos relacionados aos pontos de bolha e orvalho. Uma vez que a separação física somente pode ocorrer acima da pressão de condensação ou abaixo da temperatura de condensação, se o equilíbrio líquido-vapor sofre uma mudança, as condições de operação de compressão e purificação serão consequência de tal variação. O ponto de orvalho determina as condições de

operação no processo de purificação, e o mesmo é mais sensível à presença de nitrogênio, como mostra o diagrama do equilíbrio líquido-vapor $\text{CO}_2\text{-N}_2$ da Figura 20. O ponto de bolha determina a pureza do CO_2 purificado, uma vez que a fração molar do CO_2 é a pureza de CO_2 no produto purificado. Pelos diagramas, é possível ver que, a certa temperatura, a fração molar do CO_2 na fase líquida diminui com o incremento da pressão. Pela determinação das volatilidades relativas, que indica a facilidade de separação das impurezas e é baseada nas diferenças entre o ponto de bolha e o ponto de orvalho, o nitrogênio, por apresentar uma volatilidade relativa com o CO_2 maior que o Ar e O_2 , pode ser mais facilmente separado. Pelo fato de o SO_2 ser condensável no CO_2 , este já possui um comportamento distinto das impurezas tratadas anteriormente, e como o CO_2 possui um ponto crítico mais alto, a sua presença aumenta a temperatura de condensação a uma pressão constante, bem como diminui a pressão de condensação se a temperatura é constante.



(a)

(b)

Figura 20: Equilíbrio líquido-vapor $\text{CO}_2\text{-N}_2$ (a) para pressão de 0 a 22 Mpa e fração molar CO_2 de 0 a 1,0 e (b) pressão de 0 a 10 Mpa e fração molar CO_2 de 0,85 a 1,0.

Fonte: Li et al. (2009)

Além disso, a entalpia da mistura de CO_2 com as impurezas varia e, conseqüentemente, os trabalhos de compressão. Como exemplo, o incremento da fração molar de todas as impurezas, com exceção do SO_2 devido ao seu maior calor específico, resulta em uma maior temperatura de descarga após uma compressão isoentrópica. Devido a este fato, é necessário um resfriamento antes da liquefação do CO_2 . A partir destas constatações, Li et al. (2009) propuseram duas metodologias

para a purificação do CO_2 , podendo ser através de uma destilação “flash” de dois estágios ou através de uma coluna de destilação, Figuras 21 e 22, respectivamente. O segundo “flash” da Figura 21 é utilizado, pois o vapor proveniente da primeira separação ainda contém uma alta quantidade de CO_2 . Ainda em relação à mesma figura, nas etapas de flash, o SO_2 na mistura vem a ser a impureza que mais afeta a pureza do CO_2 , e a energia requerida para as etapas de condensação é mais sensível à presença de N_2 . A destilação com 5 pratos proposta na Figura 22 também obteve o SO_2 como impureza que dá maior sensibilidade à pureza final do CO_2 . Comparando os dois processos, a coluna de destilação de pratos requer menos energia, em torno de 21%, do que a destilação “flash” em dois estágios. Ainda mais, a coluna de destilação de pratos produz um produto final de maior pureza.

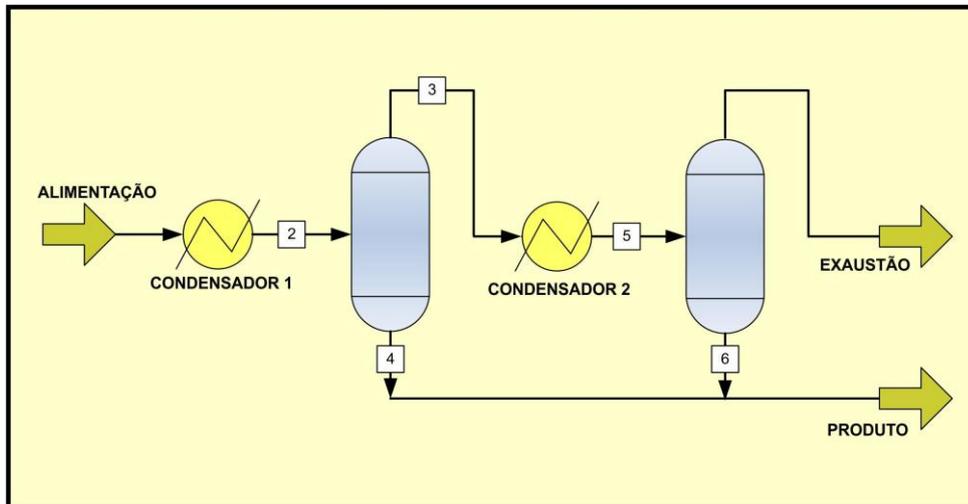


Figura 21: Purificação do CO_2 por destilação flash de dois estágios.

Fonte: Li et al. (2009)

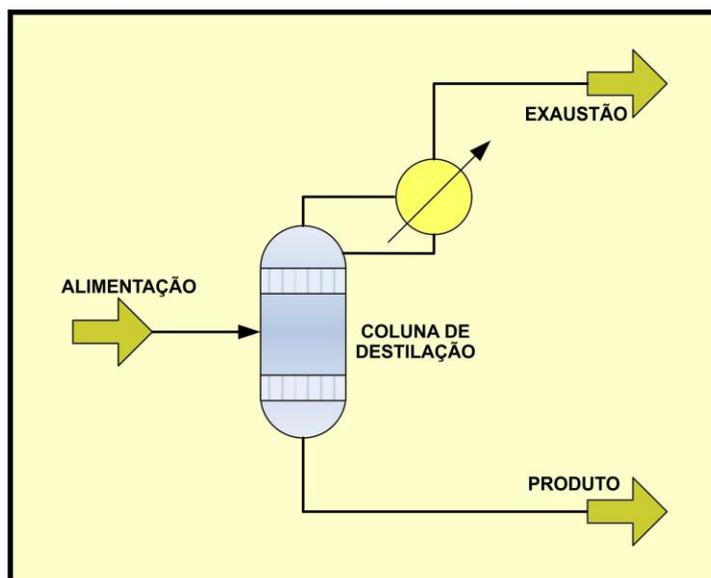


Figura 22: Purificação do CO₂ por coluna de destilação de pratos.

Fonte: Li et al. (2009)

Os resultados de Li et al. (2009) sugerem que:

- 1) A entrada falsa de ar e o excesso de oxigênio na combustão devem ser controlados para evitar a presença de impurezas na purificação do CO₂;
- 2) A etapa de compressão deve ser realizada mais próxima possível da condição isotérmica, sendo mais desejáveis compressores com bom resfriamento ou multiestágios com resfriamento entre cada etapa;
- 3) Coluna de destilação de pratos é preferível à destilação flash.

Segundo Kather e Scheffknecht (2009), há uma fração em torno de 11% de impurezas na corrente de CO₂ que aumentam significativamente a energia requerida para a liquefação. Existem as impurezas provenientes do oxigênio e da entrada falsa de ar, além dos contaminantes NO_x e SO₂ que se dissolvem no CO₂. Como mostra a Figura 23, taxas de captura de CO₂ acima de 90% e pureza acima de 95% já requerem temperaturas abaixo de 243,15 K e pressões entre 16 e 42 bar. O diagrama p x T da Figura 23 mostra a forte dependência da pressão de liquefação do CO₂ com a pureza do mesmo.

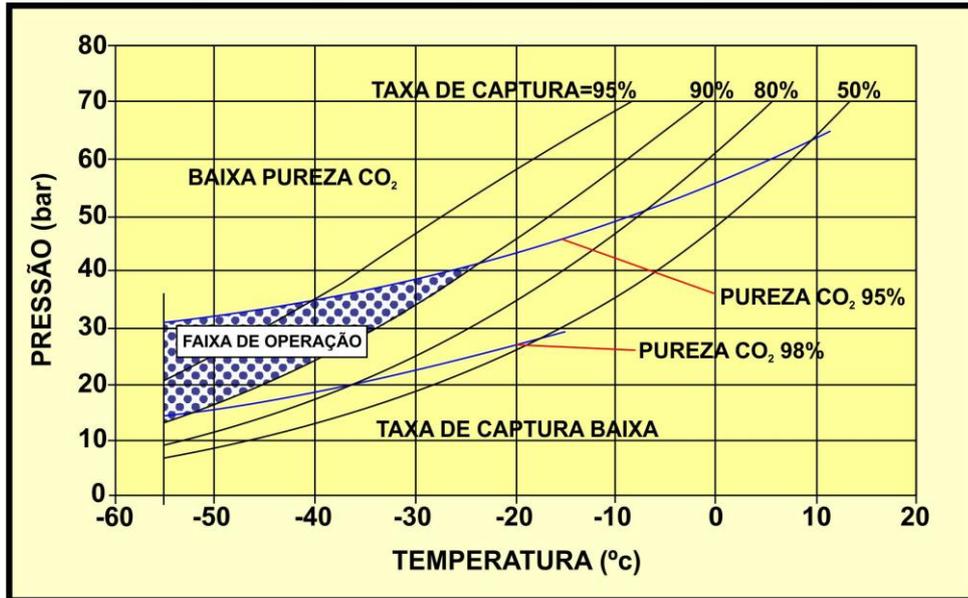


Figura 23: Diagrama p X T para a liquefação do CO₂ em um estágio do gás proveniente da oxidação.

Fonte: Kather e Scheffknecht (2009)

Takami et al. (2009) utilizaram o simulador COMSOL para simular a separação do CO₂ do vapor de água contido nos gases de recirculação e, a partir dos dados obtidos, projetar um condensador para tal função. Foi assumido que o gás entra no condensador a uma temperatura de 50°C e é resfriado por água a 25°C. Foi determinada uma velocidade crítica de entrada do gás de 2 m/s, a partir da qual o CO₂ passa a sair do sistema juntamente com a água condensada. O modelo proposto mostrou, após as simulações, que o condensador pode capturar até 60% do vapor de água contido nos gases, resultando em uma corrente de gás contendo mais de 97% de CO₂. O condensador proposto é apresentado na Figura 24 e as características dos fluidos de entrada e saída das correntes na Tabela 9.

Tabela 9: Características das correntes de entrada e saída do condensador proposto.

Corrente	CO ₂ + H ₂ O entrada	CO ₂ + H ₂ O saída	H ₂ O entrada	H ₂ O Saída
CO ₂	92,3	97,8	-	-
H ₂ O	5,7	1,2	100	100
O ₂	1,9	0,9	-	-
T (°C)	50	27,8	25	51
m (kg/s)	2	1,88	9,3	9,8

Fonte: Takami et al. (2009)

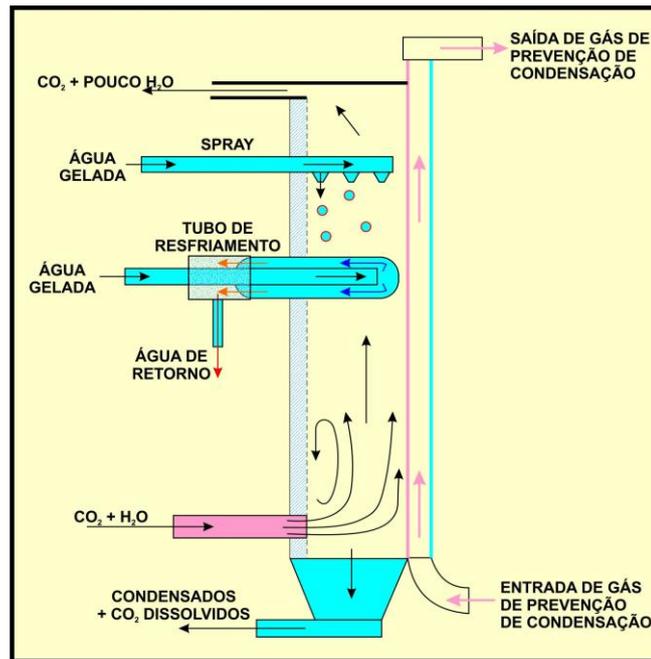


Figura 24: Geometria do condensador proposto.

Fonte: Takami et al. (2009)

Amann et al. (2009) utilizaram um sistema para a recuperação dos gases gerados no processo de ciclo combinado de gás natural em uma simulação, como mostra a Figura 25, que consiste, primeiramente, na condensação do gás a 303 K na saída do recuperador de calor do gerador de vapor para remover a umidade. Observa-se na Figura 25 que o gás seco (1) é comprimido para 3,5 MPa em um compressor de três estágios internamente resfriado. Esse nível de pressão é requerido pelo sistema de remoção de água de trietileno glicol (MCPR1) e para a separação criogênica. A remoção de água é importante para se evitar a formação de gelo ao longo do processo e para o transporte de CO_2 em dutos, onde pode ocorrer corrosão e formação de hidratos. A fração molar residual de H_2O é fixada em 20 ppm (3). Essa vazão é então misturada com duas correntes recicladas, (14) e (21). Tal reciclo é necessário para atingir a especificação na taxa de recuperação de CO_2 e a pureza final da corrente de CO_2 . A corrente resultante (4) entra em um primeiro trocador de calor (MECH1) onde o gás é parcialmente liquefeito. A partir do separador gás-líquido (F1), duas correntes são obtidas: uma corrente líquida (19) enriquecida com CO_2 ; e uma corrente gasosa (6) que contém quantidades irrisórias de CO_2 e outros componentes, como argônio, oxigênio e nitrogênio. O gás é ainda novamente resfriado em um segundo trocador de calor (MECH2) para liquefazer qualquer CO_2 extra. A taxa de recuperação depende da temperatura de saída do

trocador de calor (7). Uma temperatura mínima de 223,15 K é fixada para prevenir o CO₂ da solidificação. Para as necessidades refrigerantes deste trocador de calor, as correntes (7) e (10) são expandidas adiabaticamente no separador (F2) e através da válvula (V1). Uma corrente rica em CO₂ (9) e outra em gases não condensáveis são obtidas do segundo separador gás-líquido (F2). A corrente gasosa, a qual ainda possui uma pressão considerável, é aquecida até 423,15 K, utilizando o calor liberado pelo compressor de três estágios (MCPR1), e é posteriormente expandida para produzir alguma energia extra. A corrente de CO₂ ainda passa, agora como líquido refrigerante, nos dois trocadores de calor anteriormente mencionados. Para tanto, a diferença de temperatura entre as entradas frias (12, 15 e 22) e a corrente quente de saída (5) deve ser igual ou superior a 5 K. Essa corrente (13) é comprimida para ser misturada com os gases de combustão (CPR2). A corrente líquida (19) obtida do primeiro separador gás-líquido (F1) é expandida em uma válvula (V2) para evaporar parte dos gases dissolvidos. A perda de pressão é calculada para se atingir uma pureza de 99% molar. A corrente de gás (20) recuperada do separador gás líquido (F3) é reciclada após recompressão (CPR1). A corrente de CO₂ líquido (22) supre necessidades refrigerantes no trocador de calor (MECH1). A corrente de saída é então comprimida para 15 MPa em um compressor de dois estágios (MCPR2). A corrente de alta pressão (24) é resfriada para 303 K para ser liquefeita.

O impacto da captura de CO₂ a uma taxa de 85% foi determinado pela obtenção da eficiência do processo – 51,3%. Tal valor corresponde a uma perda de eficiência de 8,1% em comparação com o caso base. Mais ainda, os autores compararam com o caso de captura do CO₂ via pós-combustão, o que promoveu uma eficiência de 49,1%.

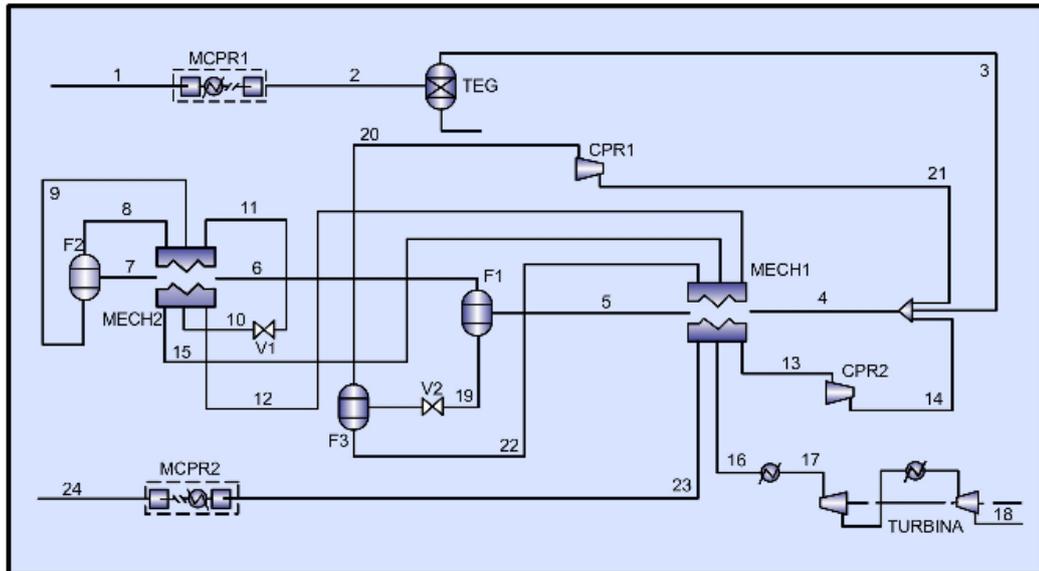


Figura 25: Sistema de recuperação de CO₂.

Fonte: Amann et al. (2009)

Pipitone e Bolland (2009) descreveram duas metodologias para a remoção de impurezas (H₂O, O₂, Ar, N₂, NO_x e SO₂) do CO₂ proveniente da oxidação tanto de gás natural (467 MW) como de carvão pulverizado (596 MW). O gás purificado tem como aplicação o armazenamento em aquífero ou utilização na recuperação de reservatórios de óleo. A primeira metodologia é baseada em simples unidades de separação de um estágio e a segunda em uma coluna de destilação. Simulações foram realizadas com SIMSCI PRO/II Versão 7.1 utilizando as equações de estado da base de dados SRK-SimSci. Tal pacote de equações de estado possui correlações que promovem previsões de pressão de vapor mais acuradas. Antes de ser sujeito a qualquer uma das metodologias propostas, o gás passa por um pré-tratamento: há uma compressão para 20 atm e resfriamento abaixo de 25°C para remoção de umidade. Após, em um equipamento de dessulfuração, o SO₂ é removido para um faixa abaixo de 30 ppm. Na etapa seguinte, há uma nova compressão para 33 atm e remoção de umidade e, finalmente, a umidade restante é removida por adsorção em peneiras moleculares para evitar a formação de gelo nas metodologias propostas. Como mostra a Figura 26, dois trocadores de calor, E1 e E2, e dois separadores flash, F1 e F2. No trocador de calor E1, o gás é resfriado para -27°C e a separação ocorre nesta temperatura, resultando na corrente 18, rica em CO₂, e a corrente 3, de vapor, rica em voláteis. A corrente de vapor entra no segundo trocador de calor, E2, e é resfriada para -54°C para ocorrer a segunda

separação na mesma temperatura. CO₂ purificado, correntes 12 e 17, na fase vapor, é comprimido e liquefeito, tendo como condições de saída uma pressão de 110 atm e temperatura de 25°C A concentração de CO₂ para a utilização de gás natural é de 96% e para carvão pulverizado é de 88,1%, tendo como redução de energia de tais plantas, 4,8 e 11,6%, respectivamente.

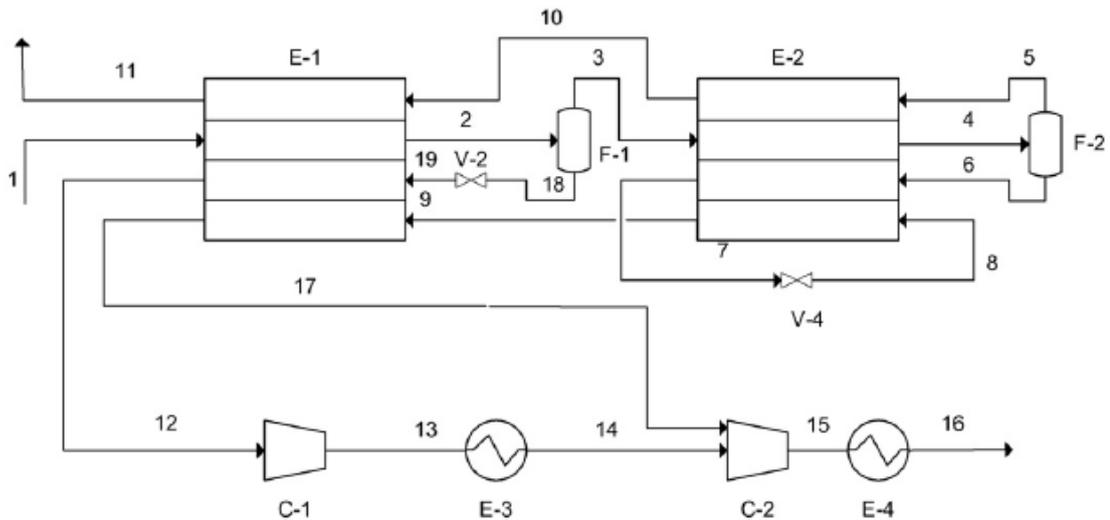


Figura 26: Processo de purificação de CO₂ com duplo flash.

Fonte: Pipitone e Bolland (2009)

A segunda metodologia, proposta pelos mesmos autores, Figura 27, utiliza uma coluna de destilação de 10 pratos, T1. O gás é, primeiramente, resfriado para -27°C. No condensador parcial, F2, a temperatura chega a -54°C. CO₂ líquido, com uma pureza de 99%, deixa a coluna de destilação com uma pressão de 29 atm e temperatura de -10°C, corrente 6, e, na sequência, passa por uma bomba para aumentar a pressão para 110 atm, corrente 7. Comparada à metodologia anterior, esta última possui um aumento de 1,1 e 4,4% da energia requerida para gás natural e carvão pulverizado, respectivamente.

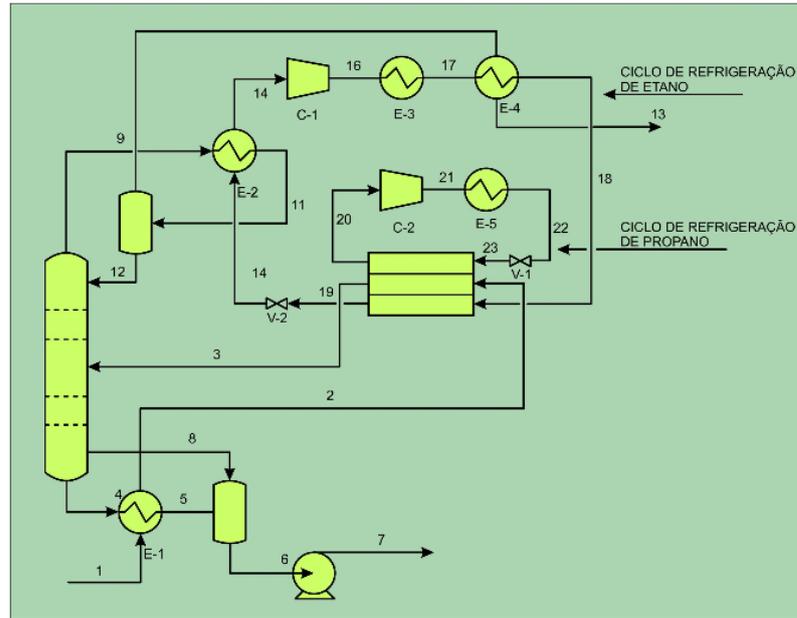


Figura 27: Processo de purificação de CO₂ por destilação.

Fonte: Pipitone e Bolland (2009)

A presença de gases não condensáveis afeta o comportamento do CO₂. Os gases não condensáveis que podem estar presentes na corrente de saída da oxidação são: H₂, Ar, N₂, O₂ e CH₄. Esses gases possuem uma fraca tendência de interação com outros materiais, mas diluem-se no CO₂, fazendo com que a mudança de fases se torne mais complexa e, como consequência, há um aumento da pressão requerida para que ocorra a condensação do CO₂ (DYNAMIS, 2007).

As impurezas afetam a energia requerida para compressão por duas razões (DYNAMIS, 2007):

- Mais substâncias com outras características de solubilidade devem ser comprimidas;
- Altas pressões requeridas para evitar a formação de duas fases.

Ainda segundo DYNAMIS (2007), o aumento do trabalho de compressão possui um comportamento quase linear com a concentração dos componentes inertes. O aumento do trabalho de compressão é aproximadamente 2,5%, 3,5% e 4,5% para a concentração de 1% O₂, 1% N₂ e 1% H₂, respectivamente.

Stromberg et al. (2009) apresentaram um trabalho com informações a respeito da planta de demonstração de oxidação de 30 MW_t localizada na Alemanha. O tratamento dos gases é realizado por um precipitador eletrostático, um lavador de gases úmido e um condensador. A corrente de recirculação é aquecida a

170-250°C e então misturada ao oxigênio. Uma dessulfuração seca também ocorre na fornalha. O condensador de 2 estágios reduz a temperatura do CO₂ para 30°C antes da compressão. Os principais passos na liquefação do CO₂ são: remoção total de umidade – compressão para 1,25 bar –, adsorção de metais pesados, SO_x, HCl e HF em um leito de carvão ativado – compressão em dois estágios para 22 bar –, remoção de umidade restante em uma peneira molecular –, liquefação do CO₂ e remoção das fases gasosas contendo N₂, O₂ e Ar em um *stripper*. O resfriamento desejado é fornecido por um sistema externo com amônia. Os testes iniciais da planta demonstraram a funcionalidade da tecnologia de oxicombustão.

Kasz et al. (2009) utilizaram uma planta piloto de 0,5 MW_{th} para avaliar a variação de composição dos gases gerados de acordo com mudanças nas condições de processo. O fluxograma da planta, com os equipamentos para tratamento dos gases, se encontra na Figura 28. Após a combustão de carvão mineral a uma temperatura de 950-1000°C (1), o gás é resfriado a 250°C em um trocador de calor (3) depois de passar por um ciclone (2). Na sequência, passa por um filtro de mangas (4), sendo que 75% retorna à câmara de combustão e o restante vai para o condensador (6), onde é resfriado para 40°C. Foi investigado o efeito da concentração de oxigênio na câmara de combustão e da sua distribuição na formação e redução das emissões de NO, SO₂ e CO, além da dessulfuração no leito com CaCO₃.

A geração de um gás com concentração 92,15 vol.% CO₂, 3,24 vol.% O₂ e os restantes 4 vol.% com SO₂, NO, CO e N₂ em base seca foi possível de ser obtida. O condensador utilizado removeu a umidade dos gases até 5,5 vol.%. A concentração de oxigênio na câmara de combustão teve uma relação direta com a formação de NO e SO₂. Em relação à dessulfuração, foi obtida uma eficiência de até 60% com uma razão Ca/S de 1,9. Uma razão Ca/S de 2 já reduziu em um fator de 4 a concentração de SO₂. No condensador, devido à acidificação da umidade removida pela remoção concomitante de parte do SO₂, NaOH (30%) foi adicionado com a intenção de formar sulfato de sódio e diminuir os riscos de corrosão do mesmo. Observou-se um aumento da concentração de SO₂ nos gases sem a adição de NaOH e, pelo ajuste do pH da água condensada para 5-6, ocorreu uma remoção quase completa do SO₂ presente nos gases.

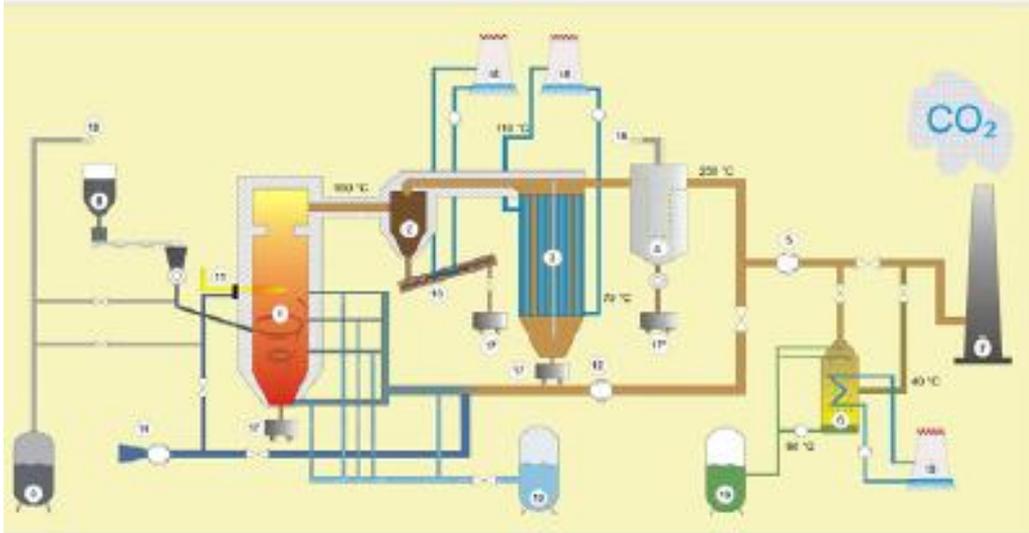


Figura 28: Fluxograma da planta piloto de 0,5 MW_{th}.

Fonte: Kasz et al. (2009)

Edge et al. (2012) realizaram a simulação de uma planta de 500 MW com 5% de excesso de O₂ nos gases, concentrações de O₂ entre 25 e 30% na entrada e taxas de recirculação entre 66 e 77%. Como esperado, a maior concentração de O₂ na entrada está associada a uma menor taxa de recirculação e, como consequência, menor passagem de gases pela fornalha. Um valor do calor evaporativo similar à combustão com ar atmosférico ocorreu com concentração de 32 % de O₂ na entrada.

4.9 USO DE BIOMASSA NA TECNOLOGIA DE OXICOMBUSTÃO

No atual momento, são muito escassos os trabalhos publicados que descrevem a utilização de biomassa na tecnologia de oxicombustão, ainda mais se consideramos o uso da tecnologia de oxicombustão com biomassa em planta piloto sem o uso de ar sintético. Rubiera et al. (2008), por exemplo, estudaram a combustibilidade de carvão com distintas misturas com biomassa sob atmosferas O₂/CO₂ em um reator de bancada. Quatro carvões de diferentes *ranks* e biomassa de eucalipto foram utilizados. Ar atmosférico foi utilizado como referência e três misturas binárias O₂/CO₂ foram utilizadas: 79% CO₂-21% O₂, 70% CO₂- 30% O₂, 65% CO₂- 35% O₂. Os resultados mostraram que a substituição de N₂ por CO₂ acarreta em um aumento da temperatura de ignição, uma vez que CO₂ possui um calor específico maior, necessitando, portanto, de uma maior quantidade de calor

para iniciar a combustão. Ao utilizar uma mistura de carvão com biomassa, foi verificada uma redução na temperatura de ignição, a qual é proporcional à concentração de biomassa, devido à maior quantidade de material volátil na mesma. Tal efeito é minimizado quando há a utilização de uma atmosfera com CO_2 no lugar do N_2 .

Rubiera et al. (2008) ainda efetuaram testes de combustão nas mesmas condições para os gases de entrada. Como era esperado, a combustão das misturas para a atmosfera 21% O_2 – 79% CO_2 é menos eficiente do que mediante a utilização de ar atmosférico. Para as demais atmosferas (30% O_2 – 70% CO_2 e 35% O_2 – 65% CO_2), como há uma maior disponibilidade de oxigênio, a combustão se torna mais eficiente, especialmente para os carvões de alto *rank*. Este comportamento foi o mesmo quando foram utilizadas misturas com biomassa, de até 20% em massa. Ainda pode-se ressaltar que, à medida que o percentual de biomassa aumentou nas misturas, foi possível verificar um pequeno aumento na eficiência de combustão quando comparamos com as mesmas atmosferas de gases, porém com carvão, apenas. Tal comportamento não foi observado quando houve a combustão com ar atmosférico, onde os resultados se mostraram similares. A biomassa, por ser mais reativa, causou maiores modificações na combustão em relação ao carvão quando submetida a atmosferas O_2/CO_2 , sendo, portanto, mais suscetível às mesmas.

Borrego et al. (2009) investigaram as características dos *chars* gerados na queima sob atmosferas de N_2 e CO_2 . As biomassas utilizadas foram casca de arroz, resíduos florestais e lenha picada. Foi observada uma maior desvolatilização através da perda de massa para atmosferas de N_2 . Em relação à morfologia, enquanto a casca de arroz não apresentou diferenças, tanto a lenha picada quanto os resíduos florestais apresentaram modificações, tendo uma morfologia similar a *chars* de carvão. A lenha picada, que possuiu a maior perda de massa, gerou uma *char* com a menor reatividade intrínseca, entretanto, uma correlação pobre foi verificada entre os perfis de temperatura de combustão e as reatividades intrínsecas.

Norman et al. (2009) investigaram uma nova possibilidade de um processo de oxidação com captura de CO_2 e co-combustão com biomassa. O processo proposto possui o potencial de tornar a oxidação mais efetiva através de uma combustão subestequiométrica, entre uma combustão normal e uma gaseificação. O processo ainda produz um gás de síntese que é utilizado em um processo integrado para produção de éter dimetílico. Tal metodologia foi realizada utilizando como

referência uma planta de oxidação de 500 MWt e através do simulador Aspen Plus. A razão estequiométrica ótima encontrada foi de 0,6.

Fryda et al. (2009a) apresentaram um estudo comparativo da formação das cinzas e deposição de misturas de carvão mineral e biomassa em um reator de escala laboratorial. A composição atingida para o gás de saída foi de 85% de CO₂, 3-4% O₂, e o restante foi umidade e traços (ppm) de NO_x e CO. Altas quantidades de elementos alcalinos na biomassa aumentaram a propensão de deposição das cinzas; uma fina camada branca pode ser visualizada, provavelmente sais alcalinos de cloretos condensados. As cinzas formadas nos experimentos com ar foram, em geral, mais finas e, por conseguinte, uma maior quantidade é depositada nos filtros, em comparação com as situações de atmosfera O₂/CO₂. Cálculos de equilíbrio termoquímico mostraram uma distribuição de fases similar para os compostos inorgânicos em ambas as atmosferas utilizadas nos experimentos.

Fryda et al. (2009b) estudaram a formação e deposição de cinzas em uma atmosfera similar à de oxidação em misturas carvão/biomassa em um reator de bancada (DTF). Dois tipos de carvão foram estudados – um da África do Sul e outra da Rússia – e a biomassa foi cacau. A deposição das cinzas foi significativamente maior na atmosfera de oxidação, porém a análise química não demonstrou muita diferença em comparação com ar atmosférico.

Selçuk e Yuzbasi (2011) investigaram os comportamentos do momento da pirólise e combustão de linhito, resíduos de oliva e misturas de 50%/50% destes materiais em ar atmosférico e atmosferas da oxidação. Análise termogravimétrica foi utilizada para a investigação. Novamente, um atraso na combustão foi observado na substituição do N₂ pelo CO₂.

Rubiera et al. (2012) investigaram a temperatura de ignição, a combustão e a emissão de NO de misturas de carvão semiantracito e betuminoso alto volátil com 10 e 20% de resíduos do processamento de azeite de oliva em um reator de bancada. Uma significativa diminuição da temperatura de ignição e pequeno aumento na queima do carbono foram observados com a adição de biomassa e, mais ainda, com o aumento da sua concentração na mistura – com a adição de biomassa à mistura, o calor é liberado com maior rapidez.

Axelbaum et al. (2012) realizaram um estudo numérico para a co-combustão de carvão pulverizado e serragem sob queima com ar atmosférico e oxidação, a fim de investigar o comprimento da chama e a formação de NO. Os estudos

revelaram a maior chama na co-combustão influenciada pelo material volátil e tamanho de partícula. As condições de oxidação aumentaram a conversão do nitrogênio para NO. Os estudos experimentais mostraram uma diminuição das emissões de NO na oxidação, o que foi explicado pela eliminação do NO_x térmico, uma vez que N₂ tende a ser eliminado no oxidante.

Yaman et al. (2013) queimaram dois tipos de biomassa, casca de arroz e resíduos de oliva, com lenhito em uma termobalança em temperaturas até 1173,15 K. Alguns parâmetros relevantes, como máxima perda de massa e temperatura tiveram diferenças relevantes na queima com ar e oxigênio – o oxigênio contribui para o aumento das taxas de reação e temperatura. As misturas com biomassa causaram efeitos sinérgicos, isto é, somados às diferenças do uso de ar e oxigênio, na queima não possíveis de prever anteriormente.

5. MATERIAIS E MÉTODOS

Na etapa da revisão bibliográfica, foi feito um levantamento do potencial da cadeia produtiva de biomassas que poderiam ser utilizadas como insumos energéticos. Foram avaliadas as fontes resultantes da cadeia da silvicultura e da produção de arroz. Nesse sentido, resíduos de madeira e casca de arroz foram avaliados como insumos energéticos.

Na sequência, para o desenvolvimento da parte experimental, o trabalho foi dividido em etapas como mostra a Figura 29 e descritas na sequência.

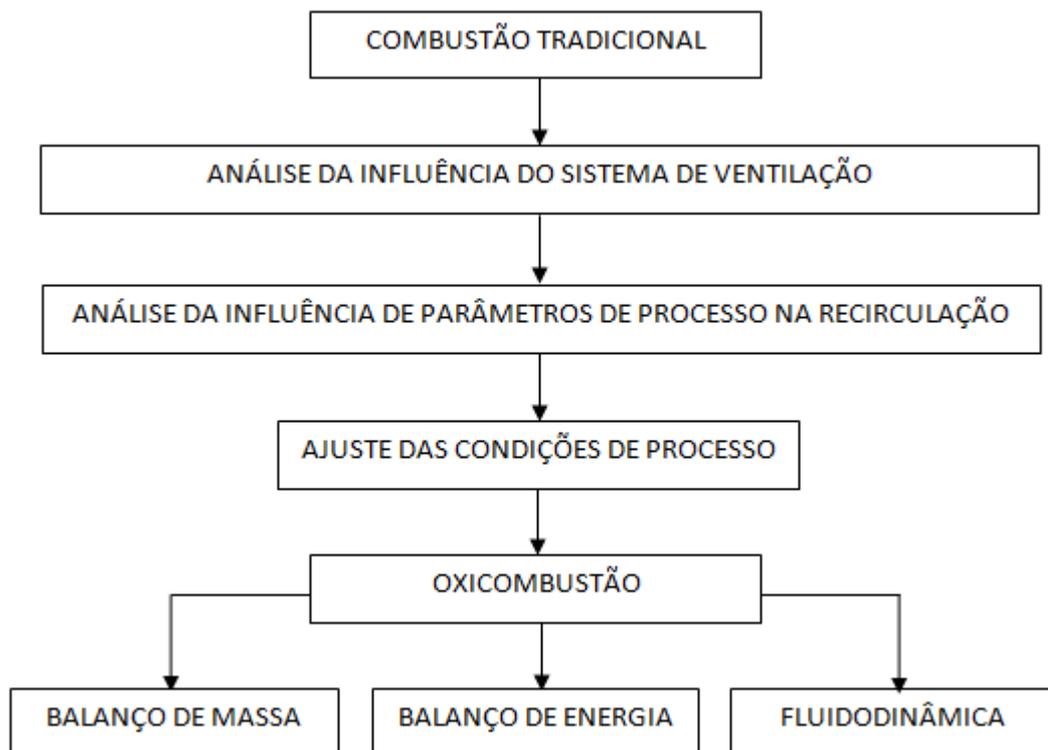


Figura 29: Etapas da parte experimental.

Observando-se a Figura 29, nesta segunda etapa do trabalho foram feitos ajustes em uma planta piloto de combustão em leito fluidizado borbulhante, para a sua utilização de acordo com a tecnologia de oxcombustão após adaptação com um circuito adicional de recirculação de gases. Tendo sido adaptada à possibilidade de operar segundo a tecnologia de oxcombustão, como mostra a Figura 29, em um primeiro momento foram realizados testes de combustão tradicional com ar

atmosférico com os combustíveis selecionados. Com isso, foram observadas quais são as condições de combustão passíveis de comparação com a oxidação.

Após determinação dos parâmetros de combustão, foram realizados testes de combustão, com recirculação de gases, porém sem adição de oxigênio. Neste momento, foi realizada uma análise dos principais parâmetros do processo de recirculação que propiciassem a obtenção de pressões positivas em alguns pontos do sistema para que a adição de oxigênio fosse realizada. Tal análise foi efetuada para o ajuste da válvula de recirculação, potência do ventilador e vazão de gases de entrada na fornalha.

Após, foi realizado um balanço de massa e energia na fornalha com fins comparativos com a combustão com ar atmosférico. Além disso, uma comparação fluidodinâmica, especificamente a velocidade mínima de fluidização, foi feita entre o processo de combustão e oxidação.

Salienta-se que toda a transição do processo via análise dos parâmetros de processo do sistema foi feita utilizando carvão como combustível. Biomassa foi utilizada apenas após ajuste do processo para adição de oxigênio.

Cabe aqui ressaltar que o observado, via revisão bibliográfica, foi o uso de CO₂ sintético na recirculação quando houve a utilização de planta piloto em leito fluidizado borbulhante. Aqui, o objetivo é a utilização de apenas oxigênio sintético dado que se pretende chegar a um controle operacional da planta piloto utilizado a fim de promover a mínima entrada de ar falso no sistema.

5.1 MATERIAIS

5.1.1 Combustível

Segue, na Tabela 10, a caracterização dos combustíveis utilizados, tanto para a estimativa do potencial energético, quanto para a utilização em leito fluidizado borbulhante.

Tabela 10: Caracterização dos combustíveis utilizados.

Combustível	Eucalipto	Acácia Negra	Carvão Mineral	Casca de Arroz
Poder Calorífico Superior (MJ/kg)	19,274	18,150	22,991	15,664
Poder Calorífico Inferior (MJ/kg)	17,577	16,501	22,047	14,447
ANÁLISE IMEDIATA (Base seca)				
MV (%)	81,21	77,94	27,58	67,49
C fixo (%)	17,30	15,66	41,77	16,07
Cinzas (%)	1,49	6,40	30,65	16,44
ANÁLISE ELEMENTAR (Base seca)				
C (%)	51,75	48,90	55,81	47,45
H (%)	6,27	5,95	3,73	5,84
N (%)	0,32	0,26	0,93	0,8
S (%)	0,03	0,03	0,83	0,00
O (%)	40,14	38,46	8,05	28,5

As amostras foram secas em estufas de lâmpadas e circulação de ar à temperatura de $(323,15 \pm 5)K$ até massa constante e, após secagem, as mesmas foram preparadas por moagem a 0,25 mm em moinho de bolas para análise dos seguintes parâmetros:

- cinza e umidade por análise termogravimétrica, utilizando Analisador Termogravimétrico TGA da LECO – ASTM D 7582/2010, localizado no Laboratório de Ensaios de Combustíveis da CIENTEC;
- carbono, hidrogênio, nitrogênio (combustão da amostra com detecção dos elementos por infravermelho e condutividade térmica), utilizando instrumental da LECO, modelo TruSpec CHN – ASTM D 5373/2008, localizado no Laboratório de Ensaios de Combustíveis da CIENTEC;

- enxofre total (combustão da amostra com detecção por infravermelho), utilizando instrumental da LECO, modelo TruSpec S – ASTM D 4239/2011, localizado no Laboratório de Ensaios de Combustíveis da CIENTEC;
- poder calorífico superior e cálculo do inferior por bomba calorimétrica isoperibol – D 5865/10^a, localizado no Laboratório de Ensaios de Combustíveis da CIENTEC.

O carvão mineral, Carvão 5200, originário de Minas de Leão, é obtido após a etapa de beneficiamento. Para o uso da lenha para fins energéticos, o valor de umidade deste material deve ser considerado para ajuste do PCI, gerando o PCI em base úmida (PCI_{BU}), que é o valor mostrado na Tabela 10. No corte da madeira, os seus resíduos são deixados por 90 dias no seu local de geração para secagem natural, levando a mesma a uma umidade em torno de 30% (REZENDE, 1981; FRANZINI, 2001). Quanto à casca de arroz, considera-se uma umidade em torno de 10 % (FREIRE, 1980) e, para carvão mineral, foi considerada uma umidade de 8%. A Tabela 11 mostra os valores de umidade considerados para cada combustível para formação do PCI_{BU} . Os dados da Tabela 11 foram utilizados pelo fato de que consideram as respectivas umidades que os combustíveis possuem no momento do seu uso.

Tabela 11: Umidade dos combustíveis para cálculo do PCI_{BU} .

Combustível	Eucalipto	Acácia Negra	Casca de Arroz	Carvão Mineral
H ₂ O (%)	30,0	30,0	14,0	8,0

Quanto às dimensões dos combustíveis utilizados, as Figuras 30, 31, e 32 mostram as respectivas representações acumuladas com o aumento da dimensão.

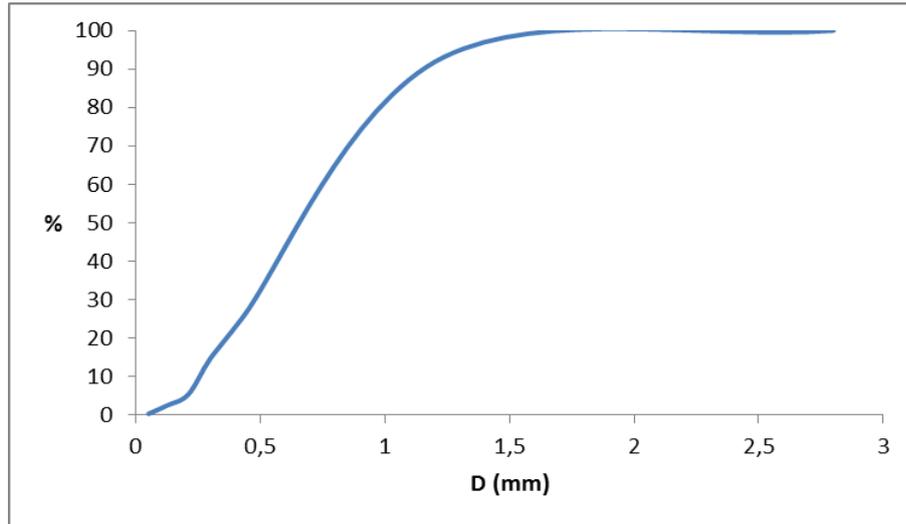


Figura 30: Distribuição acumulada para carvão mineral.

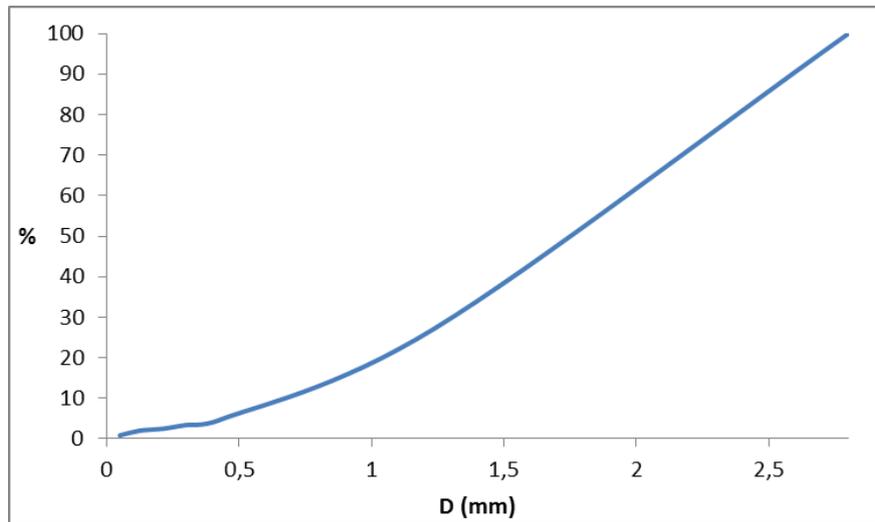


Figura 31: Distribuição acumulada para casca de arroz.

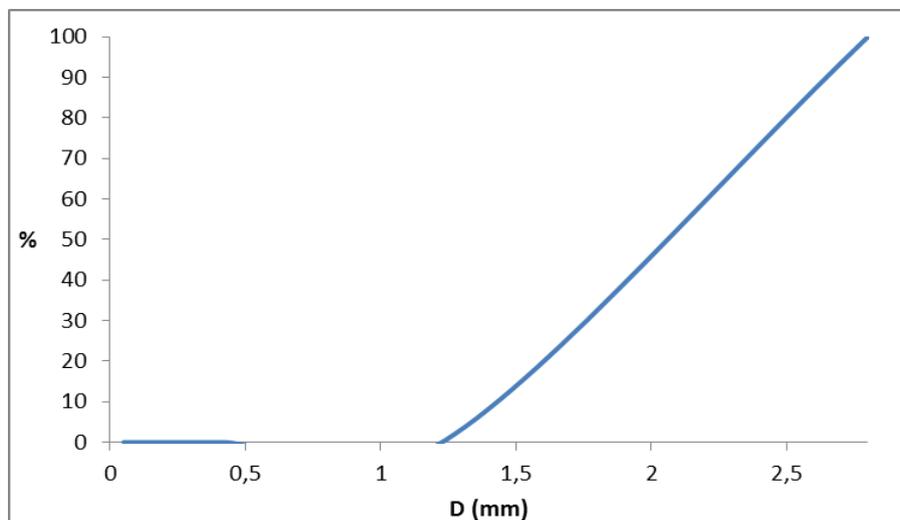


Figura 32: Distribuição acumulada para cavaco de eucalipto.

A Tabela 12 mostra as médias das dimensões dos combustíveis determinada por análise granulométrica em peneiras, assim como a sua massa específica (ρ) e massa específica aparente (ρ_{aparente}).

Tabela 12: Características físicas do combustíveis.

Característica	Carvão Mineral	Casca de Arroz	Cavaco de Eucalipto
Dimensão média (mm)	1,12	2,33	2,79
ρ (kg/m ³)	1145,6	320,9	776,9
ρ_{aparente} (kg/m ³)	790,1	112,9	181,3

5.1.2 Oxigênio

Para este trabalho, em função da disponibilidade e preço, o oxigênio utilizado como comburente foi o oxigênio industrial com pureza de 99,5 % vol., consumido em cilindros de 10 m³.

5.2 MÉTODOS

5.2.1 Planta piloto

A parte experimental envolveu a avaliação do uso de dois distintos sistemas de ventilação na planta piloto utilizada, localizada no Laboratório de Combustão da CIENTEC: o primeiro utilizou o sistema com tiragem balanceada, via uso de dois ventiladores; o segundo utilizou o sistema com insuflamento de ar, via uso de apenas um ventilador. Os dois sistemas estão nas Figuras 33 e 34. Nesse sentido, na Figura 33, tem-se os ventiladores V1 e V2 representados e, na Figura 34, tem-se apenas o ventilador V1 representado, para insuflamento.

As Figuras 33 e 34 mostram o fluxograma da planta piloto de 0,25 MW_{th} para a realização dos testes de oxcombustão. Essa planta foi implementada no Laboratório de Combustão da CIENTEC/RS com a finalidade de testar diversos combustíveis a partir da combustão em leito fluidizado, incluindo a avaliação de

sistemas de adequação das emissões atmosféricas, como testes de adição de calcário e combustão mista de biomassas e carvão. Nesta planta, Dalla Zen et al. (2007), por exemplo, demonstraram, a partir de testes de combustão na planta piloto, o potencial de utilização da co-combustão de carvão mineral e biomassa, visando à adequação das emissões de SO₂ de acordo com a legislação vigente. Foram utilizados carvões de Candiota e Cambuí e quatro tipos de biomassa: casca de arroz, serragem, resíduos florestais e lenha picada.

A capacidade de combustão é de aproximadamente de 70 kg/h de carvão. A planta foi adaptada para recirculação dos gases de combustão com injeção de oxigênio. Combustíveis sólidos provenientes dos silos, com vazões controladas por roscas dosadoras, são injetados por gravidade por dutos na fornalha, mostrado na Figura 35, onde ocorre a combustão. Os gases gerados seguem para um ciclone de material refratário (além de abater parte das cinzas ainda permite um maior tempo de residência) de onde saem para um trocador de calor, o qual pré-aquece os gases de recirculação para a oxicomustão. Os gases, após serem resfriados no trocador de calor, ainda passam por outro ciclone e dividem-se: parte é liberada para a atmosfera pela chaminé e parte é recirculada no processo. Os gases de recirculação passam por uma válvula borboleta na saída do segundo ciclone e seguem pelo sistema de ventilação para recirculação. Uma válvula guilhotina controla a vazão de gases que são recirculados.

Os pontos P1, P2 e P3, nas Figuras 33 e 34, representam os pontos de tomada de pressão estática. Na Figura 33, os pontos de tomadas de pressão estão, respectivamente, localizados nos seguintes locais:

- P1: Saída da fornalha
- P2: Saída da válvula borboleta
- P3: Entrada do ventilador V1

Na Figura 34, já se tem os pontos de tomada de pressão localizada, nos seguintes momentos do processo:

- P1: Entrada da fornalha
- P2: Saída da válvula borboleta
- P3: Entrada do ventilador V1

Salienta-se que o ventilador V1 da Figura 33 possui uma capacidade de 1000 m³/min contra 300 m³/min do ventilador V2 da mesma figura. Com relação à Figura 34, o ventilador V1 já possui uma capacidade de 1200 m³/min.

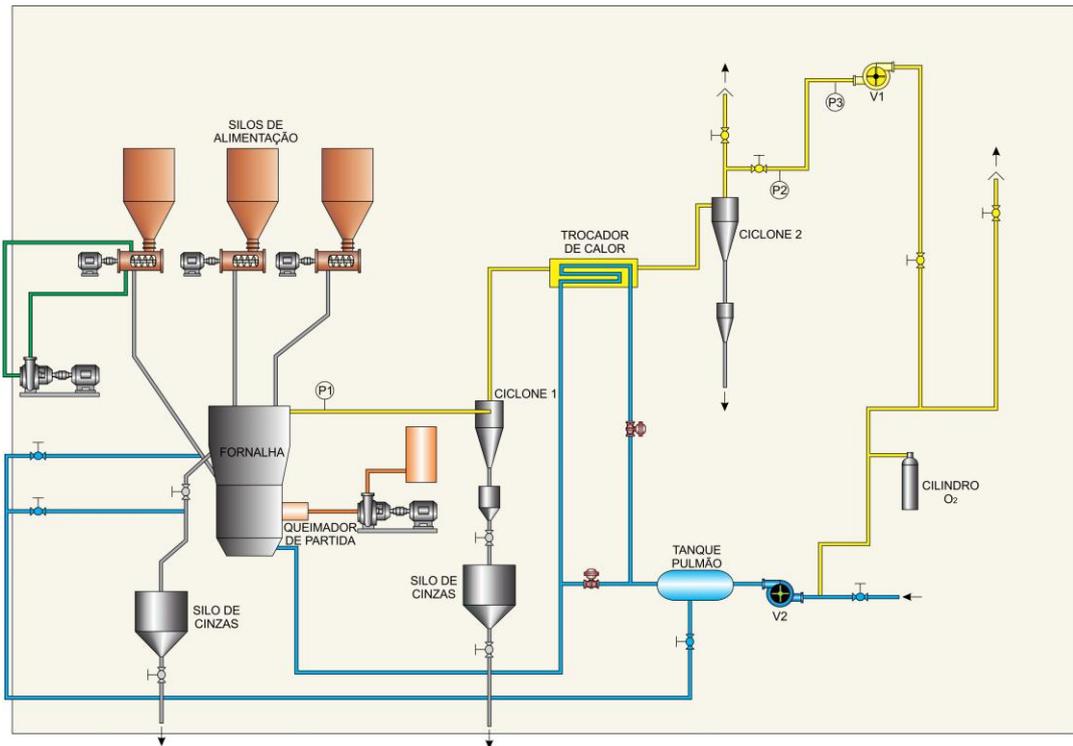


Figura 33: Fluxograma da planta piloto com ventilação (V1 e V2) via tiragem balanceada e pontos de tomada de pressão (P1, P2 e P3).

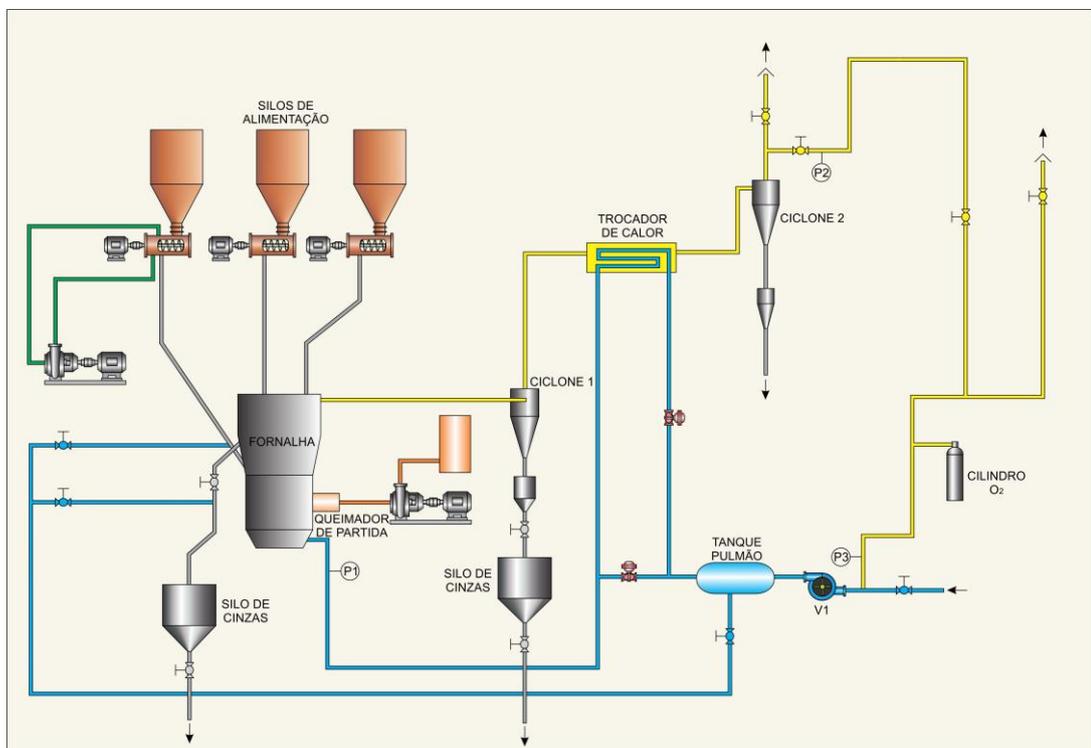


Figura 34: Fluxograma da planta piloto com ventilação (V1) via insuflamento de ar e pontos de tomada de pressão (P1, P2 e P3).



Figura 35: Carcaça do reator em leito fluidizado borbulhante de 0,25 MW_{th}.

A Figura 36 já mostra um esquema com as dimensões internas do leito fluidizado borbulhante mostrado na Figura 32. A areia utilizada no leito fluidizado possui um diâmetro médio de 207 μm , e o leito possui 25 cm de altura, largura de 27 cm e comprimento de 97 cm.

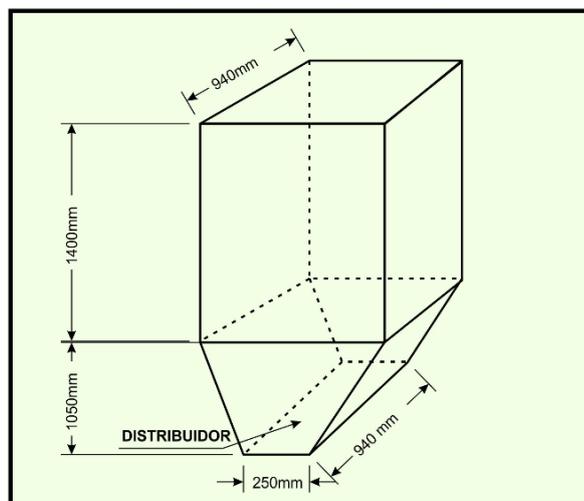


Figura 36: Configuração interna do leito fluidizado borbulhante.

As Figuras 37, 38 e 39 mostram a calibração das roscas de alimentação de carvão, lenha picada e casca de arroz para os combustíveis utilizados. Tais calibrações ajustam a frequência utilizada nos silos alimentadores das Figuras 33 e 34 com a taxa de alimentação de combustível.

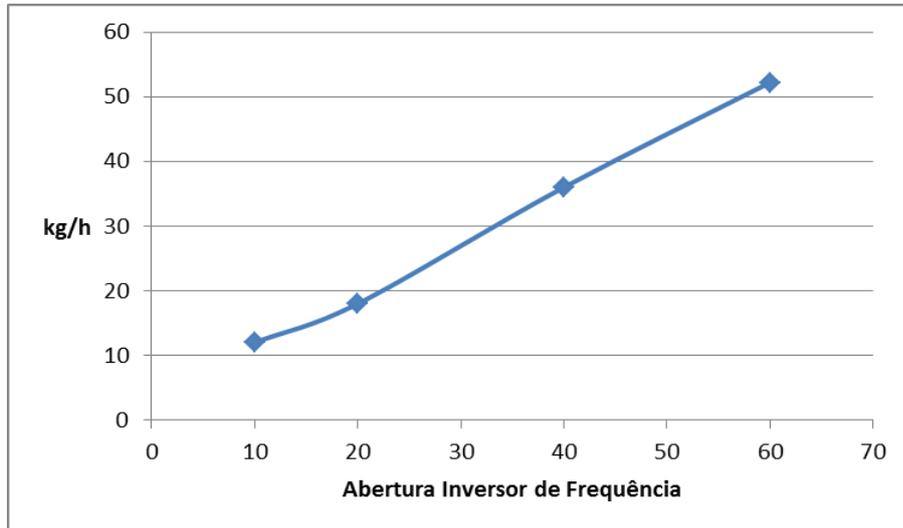


Figura 37: Calibração da rosca de carvão mineral.

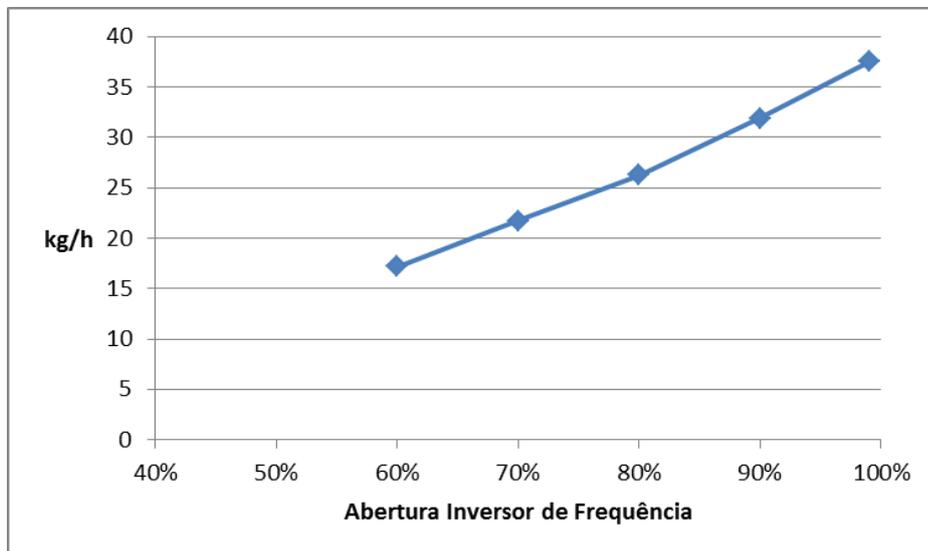


Figura 38: Calibração da rosca de biomassa para cavaco de eucalipto.

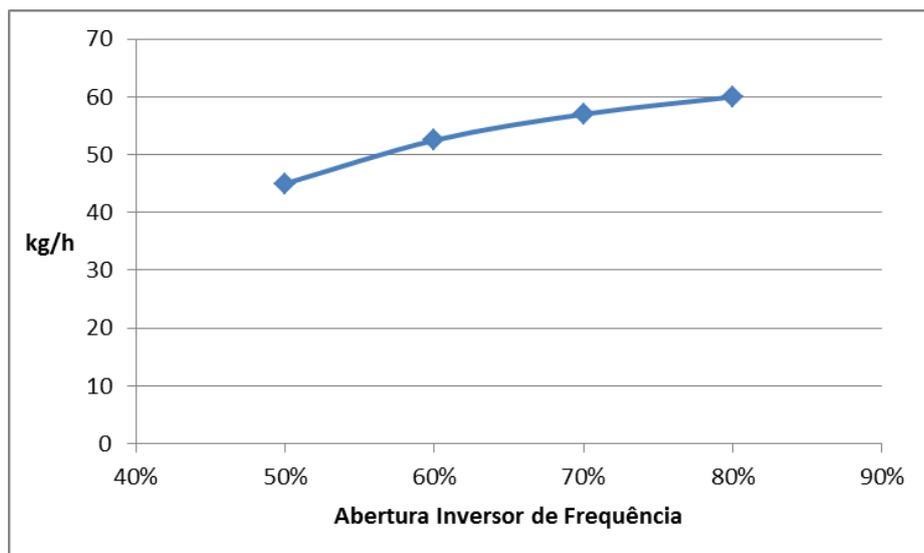


Figura 39: Calibração da rosca de biomassa para casca de arroz.

5.2.2 Avaliação da disponibilidade energética de resíduos de biomassa no estado do Rio Grande do Sul

Considerando que, devido à atividade agrícola no estado do Rio Grande do Sul, os resíduos da atividade de silvicultura – resíduos de madeira – possuem uma importante geração anual, elegeram-se essas biomassas para a avaliação da disponibilidade energética.

Como não há dados diretos de geração desses resíduos, dados de produção de madeira provenientes de fontes oficiais foram levantados, a fim de fornecer uma estimativa da geração de resíduos após um tratamento. Os resíduos da silvicultura envolveram a cadeia das espécies de Acácia Negra e de Eucalipto cultivados no estado são as seguintes fontes de dados:

- Centro Nacional de Referência em Biomassa – CENBIO
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística – IBGE
- Sociedade Brasileira de Silvicultura – SBS
- Empresa de Pesquisa Energética – EPE

Para o combustível acácia negra, foi calculado o coeficiente $1,33 \times 10^{-7}$ para a transformação das unidades apresentadas para MW. Tal coeficiente considerou como geração de combustível, as suas unidades em t/ano, e o PCI_{BU} do mesmo em kcal/kg,

uma vez que, apesar de não consistirem as unidades do SI, são as unidades usualmente encontradas para a obtenção das referidas informações. Segue a descrição da avaliação da disponibilidade energética para cada combustível: Acácia Negra (Equação 21), Eucalipto (Equação 22) e Casca de Arroz (Equação 23).

➤ **Acácia Negra**

Produção de casca de Acácia Negra no estado do Rio Grande do Sul em 2011: C_{AN} (t/ano) – Fonte: IBGE (2013)

Relação cavaco:casca igual a 28:7 – Fonte CORTEZ et al. (2008)

Geração de cavaco de Acácia Negra no estado do Rio Grande do Sul em 2011: G_{RAN} (t/ano)

Poder calorífico inferior em base úmida da acácia negra: PCI_{AN} (kcal/kg) – Tabela 11

Cálculo da potência disponível para cavaco de Acácia Negra:

$$P_{RAN}(MW) = 1,33 \times 10^{-7} \times G_{RAN} \times PCI_{AN} \quad (21)$$

Relação serragem:casca igual a 10:7 – Fonte CORTEZ et al. (2008)

Geração de serragem de Acácia Negra no estado do Rio Grande do Sul em 2011: G_{SAN} (t/ano)

Poder calorífico inferior em base úmida da acácia negra: PCI_{AN} (kcal/kg) – Tabela 11

Cálculo da potência disponível para serragem de Acácia Negra:

$$P_{RAN}(MW) = 1,33 \times 10^{-7} \times G_{RAN} \times PCI_{AN} \quad (22)$$

➤ **Eucalipto**

Disponibilidade energética de resíduos de eucalipto no estado do Rio Grande do Sul: E_e (GJ/ano) – Fonte: Empresa de Pesquisa Energética (2006)

➤ **Casca de arroz**

Produção de arroz no estado do Rio Grande do Sul em 2011: C_{AR} (t/ano) - Fonte: IBGE (2013)

Coeficiente de geração de casca de arroz: 0,2 – Fonte: Mayer (2009)

Geração de casca de arroz no estado do Rio Grande do Sul em 2011: G_{CAR} (t/ano)

Poder calorífico inferior em base úmida da casca de arroz: PCI_{CAR} (kcal/kg) – Tabela

$$P(MW) = 1,33 \times 10^{-7} \times G_{CAR} \times PCI_{CAR} \quad (23)$$

5.2.3 Análise dos gases

A análise dos gases de combustão na saída da fornalha foi feita continuamente para CO₂ e O₂ e análises completas foram realizadas após coleta dos mesmos na entrada e saída da fornalha em operações com recirculação de gases e oxidação. A Tabela 13 mostra o método e os equipamentos utilizados.

As análises de O₂ e N₂ foram realizadas por cromatografia gasosa, em Cromatógrafo AutoSystem XL/GC Perkin-Elmer, localizado na Central Analítica do Departamento de Engenharia Química da UFRGS, sendo que foi utilizada peneira molecular para a separação dos gases, fornecendo as razões molares N₂/O₂. Tais análises foram realizadas para o diagnóstico da entrada de ar falso ao longo do sistema de recirculação dos gases.

Tabela 13: Gases analisados e métodos utilizados.

Gás	Limite Superior de Detecção (% vol.)	Método	Equipamento	Modo
CO₂	100 %	Célula NDIR	TEC-MMS1	Contínuo
O₂	100 %	Célula Zircônio	ZR22G	Contínuo
CO₂	100 %	Cromatografia gasosa	AutoSystem XL/GC Perkin-Elmer*	Coleta
O₂	100 %	Cromatografia gasosa	AutoSystem XL/GC Perkin-Elmer*	Coleta
O₂	100%	Cromatografia gasosa	AutoSystem XL/GC Perkin-Elmer*	Coleta
N₂	100%	Cromatografia gasosa	AutoSystem XL/GC Perkin-Elmer*	Coleta

*Interface de comando e integrador Turbochrom 6.0

As análises contínuas de CO₂ e O₂ foram realizadas para o controle da combustão. Devido à necessidade de análise dos gases de recirculação na oxidação, foi necessária a análise por cromatografia gasosa do mesmo. Sendo assim, para uma padronização, as análises em oxidação, inclusive a dos gases de saída, foram realizadas por cromatografia gasosa.

Os pontos de coleta estão de acordo com o estabelecido pela metodologia de coleta publicada pela USEPA (2000).

5.2.4 Perda de carga no sistema de recirculação dos gases

Ao longo das tubulações, os gases ficam sujeitos a perdas de carga devido ao atrito, junto à tubulação, acessórios e equipamentos, tais como a fornalha, ciclones e trocador de calor. Para compensação dessas perdas, há a necessidade de fornecimento adicional de energia pelas utilidades, que devem garantir um balanceamento positivo das pressões ao longo do circuito, incluindo os pontos desejáveis de pressões positivas ou negativas para atendimento das condições de oxidação.

A perda de carga, h_{lt} , que ocorre entre dois pontos “a” e “b”, pode ser determinada através da equação da conservação da energia aplicada a um volume de controle para escoamento viscoso e incompressível, conforme mostra a Equação 24 (FOX e MCDONALD, 2001):

$$h_{lt} = \left(\frac{p_a}{\rho} + \frac{v_a^2}{2} + gz_a \right) - \left(\frac{p_b}{\rho} + \frac{v_b^2}{2} + gz_b \right) \quad (24)$$

Onde “ h_{lt} ” representa a perda de energia mecânica por unidade de massa entre “a” e “b”, sendo os termos “ p/ρ ” as variações de pressão, o termo “ $v^2/2$ ” as variações de velocidade e o termo “ gz ” a elevação ao longo de uma linha de corrente (FOX e MCDONALD, 2001). A perda de carga devida à elevação foi considerada desprezível, em razão da sua ínfima participação decorrente de um desnível quase nulo no sistema analisado.

Dividindo a Equação 24 pela aceleração da gravidade “ g ”, obtém-se a Equação 25:

$$H = \left(\frac{p_a}{\gamma} - \frac{p_b}{\gamma} \right) + \left(\frac{v_a^2 - v_b^2}{2g} \right) + (z_a - z_b) \quad (25)$$

Sendo que cada termo é definido abaixo:

$(z_a - z_b)$: perda de carga de posição;

$\left(\frac{v_a^2}{2g} - \frac{v_b^2}{2g}\right)$: perda decarga de velocidade;

$\left(\frac{p_a}{\gamma} - \frac{p_b}{\gamma}\right)$: perda de carga de pressão;

H: perda de carga total do escoamento.

Reitera-se que, na aplicação da Equação 25, para escoamentos compressíveis associados a gases submetidos a pequenos desníveis no circuito, o termo relativo à carga de posição foi considerado desprezível.

5.2.5 Determinação da vazão de escoamento dos gases

A avaliação da vazão de escoamento dos gases foi realizada mediante a determinação da velocidade com a utilização de um Tubo de Pitot. Para tanto, foi determinada a diferença entre a pressão estática, “ p_e ”, e a pressão de estagnação, “ p_0 ”, em que a corrente é desacelerada à velocidade zero.

Partindo da Equação de Bernoulli e desprezando a diferença de pressão de elevação, a velocidade do escoamento é determinada pela Equação 26 (WHITE, 2011).

$$V = \left[2 \frac{(p_0 - p_e)}{\rho} \right]^{1/2} \quad (26)$$

Onde “ ρ ” é a massa específica do gás.

O valor da diferença de pressão é obtido a partir da altura “h” lida em um manômetro de coluna de água segundo a Equação 27

$$p_0 - p_e = (\gamma_a - \gamma_g) h \quad (27)$$

Onde “ γ_a ” e “ γ_g ” são os pesos específicos da água e do gás, respectivamente.

Sabendo a composição dos gases em um ponto de medida com uma determinada temperatura, é possível determinar a massa específica “ ρ ”, e, como consequência, a vazão “m” no ponto com área transversal “A” é determinada pela Equação 28:

$$\dot{m} = \rho v A \quad (28)$$

5.2.6 Determinação da pressão estática

A pressão estática é a pressão que seria medida por um instrumento movendo-se com o escoamento, que é difícil de ser efetuada em situação prática. Contudo, a pressão estática de um fluido em escoamento pode ser medida pelo emprego da “tomada” de pressão em parede, instalada em região onde as linhas de corrente são retilíneas (FOX e MCDONALD, 2001).

A “tomada” de pressão realizada consiste de um pequeno furo aberto na parede da tubulação com seu eixo perpendicular à parede, ligando o furo a um manômetro em U, como mostra a Figura 40.



Figura 40: “Tomada” da pressão estática.

5.2.7 Balanço de massa na fornalha

O volume de controle (VC) do processo utilizado para o desenvolvimento dos balanços de massa e energia é mostrado na Figura 41. Tanto na combustão quanto na oxidação são consideradas duas entradas. Na combustão, as duas entradas são combustível e ar atmosférico e tem-se apenas uma saída – gases de combustão. Na oxidação, as duas entradas são os gases de recirculação (já com a alimentação de oxigênio e infiltração de ar) e combustível e uma saída apenas – gases de combustão.

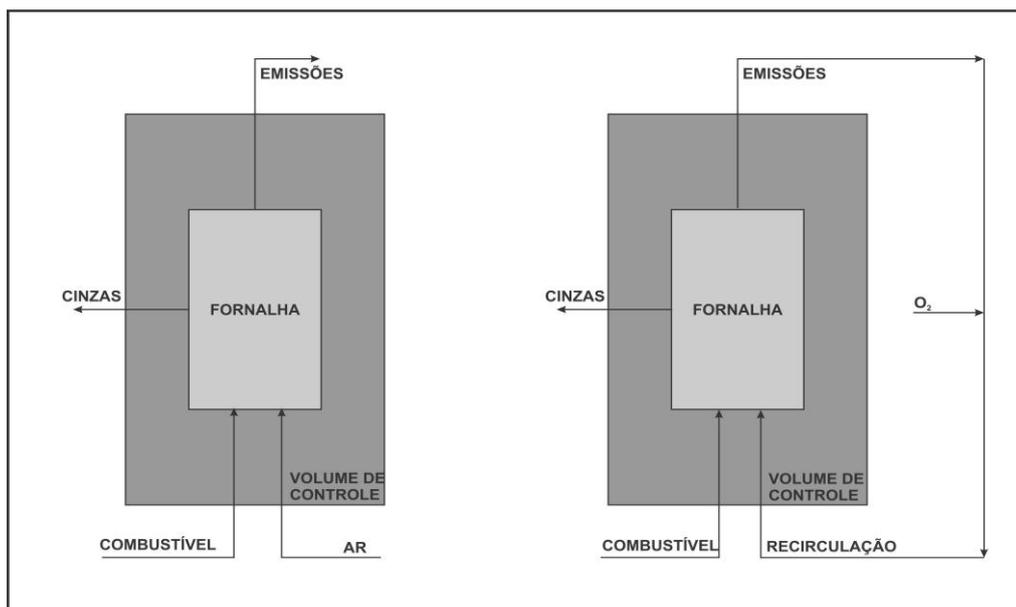


Figura 41: Volume de controle considerado para a combustão com ar atmosférico e oxicomustão.

Com isso, o balanço de massa do sistema compreende as entradas e saídas de cada espécie constituinte das diversas correntes. Nesse sentido, a Equação 29 expressa o balanço de massa para a combustão convencional, com ar atmosférico, e a Equação 30 expressa o balanço de massa para a oxicomustão.

$$\dot{m}_{comb} + \dot{m}_{ar} = \dot{m}_{gases} + \dot{m}_{cinzas} \quad (29)$$

Onde \dot{m}_{comb} e \dot{m}_{ar} são as vazões mássicas de entrada no sistema: combustível e ar atmosférico, respectivamente. Os termos \dot{m}_{gases} e \dot{m}_{cinzas} constituem as correntes de saída do sistema: gases de combustão e cinzas, respectivamente.

$$\dot{m}_{comb} + \dot{m}_{rec} = \dot{m}_{gases} + \dot{m}_{cinzas} \quad (30)$$

Pela Equação 30, \dot{m}_{comb} e \dot{m}_{rec} são as vazões mássicas de entrada no sistema: combustível e gases de recirculação, respectivamente. Os termos \dot{m}_{gases} e \dot{m}_{cinzas} constituem as correntes de saída do sistema: gases de combustão e cinzas, respectivamente. Se os diferentes gases são considerados, são obtidas as Equações 31 e 32.

$$\dot{m}_{comb} + \{\dot{m}_{N_2} + \dot{m}_{O_2}\}_{ar} = \{\dot{m}_{CO_2} + \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_{N_2} + \dot{m}_{O_2}\}_{gases} + \dot{m}_{cinzas} \quad (31)$$

$$\dot{m}_{comb} + \{\dot{m}_{CO_2} + \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_{N_2} + \dot{m}_{O_2}\}_{resc} = \{\dot{m}_{CO_2} + \dot{m}_{H_2O} + \dot{m}_{N_2} + \dot{m}_{O_2}\}_{gases} + \dot{m}_{cinzas} \quad (32)$$

A partir do desenvolvimento do balanço de massa do sistema, alguns parâmetros de processo para posterior análise e otimização puderam ser levantados, tais como:

- excesso de oxigênio nos gases de saída do leito fluidizado;
- taxa volumétrica de retorno dos gases;
- taxa mássica de retorno dos gases;
- comparação das vazões mássicas de entrada e saída na combustão e na oxidação;
- razão combustível/oxigênio.

5.2.8 Balanço de energia na fornalha

Pela Lei da Conservação da Energia, na Equação 31, o subscrito “P” é utilizado como referência à corrente de produtos e o subscrito “R” como referência à corrente de reagentes:

$$\dot{q} - \dot{w} = \sum_P \dot{m}_s h_s - \sum_R \dot{m}_e h_e \quad (31)$$

Retirando-se o termo relativo ao trabalho “w”, o calor “q” pode ser descrito de acordo com a Equação 32, sendo função das diferenças dos estados de saída e entrada no VC:

$$\dot{q} = \sum_P \dot{m}_s h_s - \sum_R \dot{m}_e h_e \quad (32)$$

Onde o termo “h” representa a entalpia de cada corrente a uma dada temperatura.

Ao mesmo tempo, em sistemas reagentes (no caso da combustão), os reagentes (combustível e oxigênio) são consumidos e produtos são formados. Como consequência, a Equação 33 descreve a entalpia de uma substância, sendo determinada através da soma da sua entalpia de formação em um estado padrão, h_f^0 , e a variação da entalpia entre o estado de interesse e uma temperatura de referência, T_{ref} (MORAN e SHAPIRO, 2009):

$$h(T) = h_f^0 + [h(T) - h(T_{ref})] = h_f^0 + \Delta h \quad (33)$$

Os valores de entalpia (e outras propriedades termodinâmicas), entretanto, não são obtidos a partir de medidas diretas; são, pois, calculados a partir de outros dados mais facilmente determinados de maneira experimental. Nesse sentido, os valores de entalpia foram obtidos por tabelas a partir do chamado estado de referência - temperatura de 298,15 K e pressão de 1 atm, de acordo com o apresentado por Moran e Shapiro (2009). Salienta-se que na determinação do PCI dos combustíveis utilizou-se a mesma temperatura – 298,15 K – para a obtenção dos respectivos valores.

Além disso, embora o conceito de entalpia de formação seja bastante útil, ela é tabulada para apenas algumas substâncias. Isto ocorre porque o carvão e biomassas, por exemplo, são materiais compostos por inúmeras substâncias cujas quantidades relativas podem variar bastante de acordo com o material envolvido.

Devido a isso, considera-se que o PCI é um número positivo semelhante ao chamado módulo de entalpia de combustão (MORAN e SHAPIRO, 2009). Esta última é definida como a diferença entre a entalpia dos produtos e a entalpia dos reagentes (h_{rp}), quando ocorre uma combustão completa sob temperatura e pressão controladas. Sendo assim, Moran e Shapiro (2009) definem a entalpia de combustão quando os reagentes e produtos estão a 298,15 K de acordo com a Equação 34:

$$h_{rp} = h_{RP}^0 = \sum_P \dot{m}_s (h_f^0)_s - \sum_R \dot{m}_s (h_f^0)_s \quad (34)$$

No ar de combustão, as entalpias de formação do oxigênio e do nitrogênio são nulas.

Considerando a Lei da Conservação de Energia descrita na Equação 32 em sistemas reagentes, em que a Equação 34 descreve a formação dos produtos, o balanço de energia em um VC em sistemas de combustão e operando sob regime permanente pode ser reescrito pela Equação 35:

$$\dot{q} = \sum_P \dot{m}_s (h_f^0)_s - \sum_R \dot{m}_s (h_f^0)_s + \sum_P \dot{m}_s (\Delta h)_s - \sum_R \dot{m}_s (\Delta h)_s \quad (35)$$

Na Equação 35, observa-se a entalpia de combustão (PCI) como a diferença do somatório das entalpias de formação entre os produtos “P” e os reagentes “R”, podendo, então, ser reduzida à Equação 36:

$$\dot{q} = \dot{m}_{comb} h_{RP}^0 + \sum_P \dot{m}_s (\Delta h)_s - \sum_R \dot{m}_s (\Delta h)_s \quad (36)$$

Com isso, tem-se a entalpia de combustão – ou poder calorífico inferior em base úmida – h_{RP}^0 . Aplicando a Equação 36 ao processo de combustão, obtém-se com a Equação 37:

$$\dot{q} = \dot{m}_{comb} h_{RP}^0 + \{\dot{m}_{CO_2} \Delta h_{CO_2} + \dot{m}_{O_2} \Delta h_{O_2} + \dot{m}_{N_2} \Delta h_{N_2} + \dot{m}_{H_2O} \Delta h_{H_2O}\}_s - \{\dot{m}_{O_2} \Delta h_{O_2} + \dot{m}_{N_2} \Delta h_{N_2}\}_e \quad (37)$$

Ao mesmo tempo, aplicando a Equação 36 ao processo de oxicombustão, obtém-se com a Equação 38:

$$\dot{q} = \dot{m}_{comb} h_{RP}^0 + \{\dot{m}_{CO_2} \Delta h_{CO_2} + \dot{m}_{O_2} \Delta h_{O_2} + \dot{m}_{N_2} \Delta h_{N_2} + \dot{m}_{H_2O} \Delta h_{H_2O}\}_s - \{(\dot{m}_{CO_2} \Delta h_{CO_2} + \dot{m}_{O_2} \Delta h_{O_2} + \dot{m}_{N_2} \Delta h_{N_2} + \dot{m}_{H_2O} \Delta h_{H_2O})_{rec}\}_e \quad (38)$$

Sendo que o subscrito “rec” refere-se à corrente recirculação.

5.2.9 Determinação de massa de ar estequiométrico para a combustão

A massa de ar estequiométrico para a combustão foi determinada a partir das relações mol-massa para as reações de combustão de cada elemento presente no combustível (C, H, S, N), como mostram as Equações 39, 40 e 41. Com isso, a Equação 42 determina os valores de ar em kg ar/ kg combustível. As porcentagens mássicas de cada elemento da Equação 42 foram utilizadas em base úmida:



$$M_{ar}^0 = 11,5 \times (\%C) + 34,8 \times (\%H_2) + 4,35 \times (\%S) - 4,35 \times (\%O_2) \quad (42)$$

Como consequência, pela determinação das massas de gases gerados e conversão para o volume, em Nm^3/kg combustível, é possível desenvolver as curvas da concentração de O_2 versus concentração de CO_2 , como mostram as Figuras 42, 43 e 44, para carvão, eucalipto e casca de arroz, respectivamente. Tendo como

base a concentração de O_2 medida nos gases de combustão, pode-se determinar o excesso de O_2 aplicado:

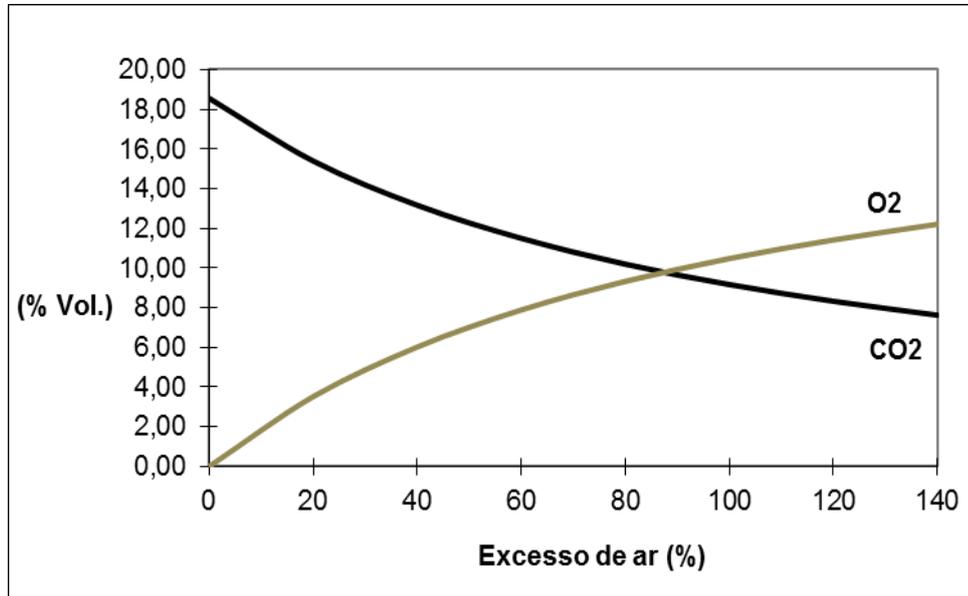


Figura 42: Excesso de Ar em função da % volumétrica do CO_2 e O_2 nos gases para carvão.

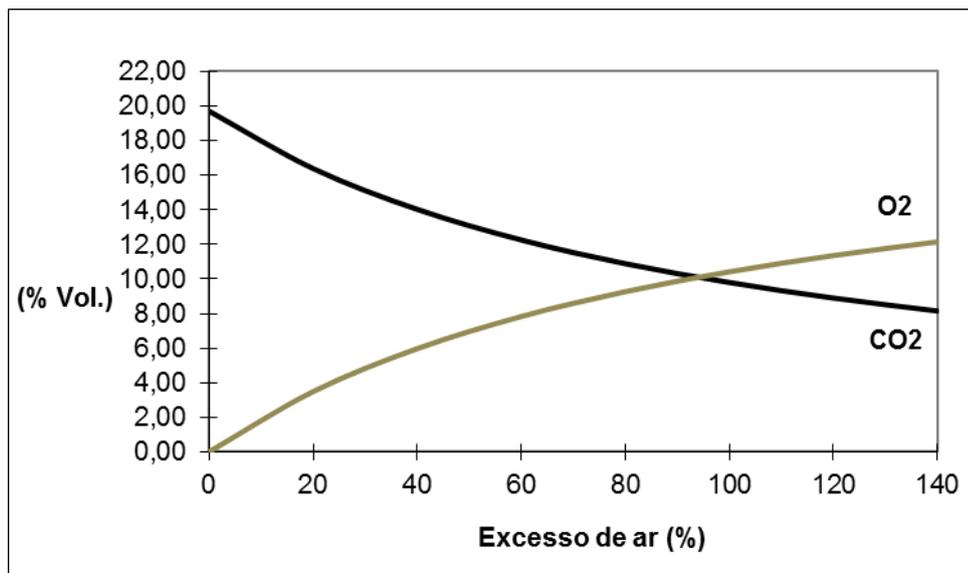


Figura 43: Excesso de Ar em função da % volumétrica do CO_2 e O_2 nos gases para eucalipto.

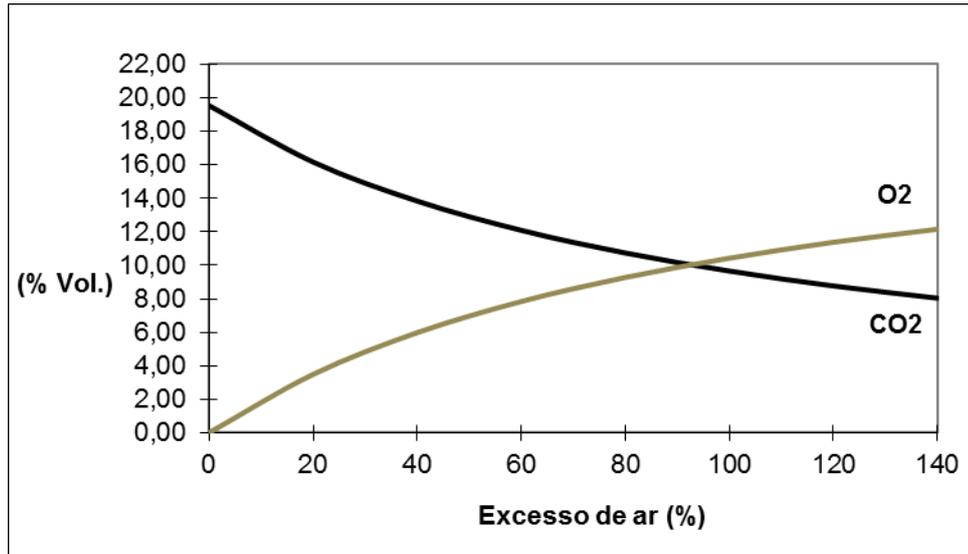


Figura 44: Excesso de Ar em função da % volumétrica do CO₂ e O₂ nos gases para casca de arroz.

6 RESULTADOS E DISCUSSÃO

6.1 DISPONIBILIDADE ENERGÉTICA A PARTIR DE RESÍDUOS DA SILVICULTURA E CASCA DE ARROZ NO ESTADO DO RIO GRANDE DO SUL

Em razão da elevada produção de Acácia Negra no Rio Grande do Sul, a partir da produção de casca desta espécie no ano de 2011, e considerando a percentagem média de resíduos da casca indicada por Cortez et al. (2008), pode-se estimar a quantidade de aparas (cavaco de Acácia Negra) produzidas anualmente no Rio Grande do Sul como resíduo sólido do processamento. Sabendo que estas aparas podem ser usadas como combustível sólido, foi aplicado o poder calorífico em base úmida (PCI_{BU}) para os resíduos de madeira, conforme Tabela 11, e chegou-se a uma potência disponível anual média de resíduos de acácia negra (P_{RAN}), como mostrado na Tabela 14. O mesmo raciocínio é utilizado para determinação da disponibilidade energética da serragem (P_{SAN}). Tendo como base a geração, no ano de 2012, de 105.578 toneladas de casca de acácia negra, a Tabela 14 mostra uma potência disponível de 222 MW_t para resíduos de acácia negra e de 82 MW_t para serragem de acácia.

Tabela 14: Determinação da potência disponível de serragem e resíduos de madeira a partir da Acácia Negra no estado do Rio Grande do Sul.

C_{AN} (t/ano)	105.578
G_{RAN} (t/ano)	422.312
P_{RAN} (MW_t)	222
G_{SAN} (t/ano)	155.728
P_{SAN} (MW_t)	82

Considerando a geração de casca de arroz, parte-se da produção de arroz processado anualmente no estado, como mostrado na Tabela 15. A aplicação do coeficiente de 0,2 (MAYER, 2009) para a geração de casca de arroz dá uma quantidade de 1.198.018 t/ano. Com isso, chegou-se a uma potência disponível de 550 MW_t para casca de arroz no estado do Rio Grande do Sul.

Tabela 15: Determinação da potência disponível a partir da casca de arroz no estado do Rio Grande do Sul.

C_{CAR} (t/ano)	5.990.089
G_{CAR} (t/ano)	1.198.018
P_{CAR} (MW_t)	550

Ainda, tendo-se em conta a disponibilidade já mencionada de resíduos de eucalipto e capacidade de carvão mineral, a Tabela 16 faz um resumo da disponibilidade total estimada de resíduos do setor produtivo do setor florestal para acácia negra e eucalipto. Na Tabela 16, a disponibilidade para arroz também foi inserida para uma comparação com a capacidade termelétrica instalada para carvão mineral no estado do Rio Grande do Sul (BRASIL, 2006), além da capacidade eólica também instalada. Como observado, apenas as biomassas analisadas, resíduos de acácia negra, de eucalipto e casca de arroz, possuiriam uma potência disponível para geração de 304, 488 e 550 MW_t, respectivamente.

Deve-se comentar, também, que atualmente, no Rio Grande do Sul, há uma potência disponível de 84,2 MW de usinas que utilizam biomassa: casca de arroz, cavaco de lenha e casca de acácia negra. Este é um valor que vem sofrendo crescimento nos últimos anos, no entanto, a utilização de biomassa no Rio Grande do Sul ainda é muito pequena quando comparada à do Brasil (Revista JÁ, 2013a).

Os parques eólicos, para o ano de 2013, em toda a Região Sul do Brasil, terão uma capacidade instalada de 414 MW (Revista JÁ, 2013b).

Pode-se considerar, ainda, a elevada produção de lenha como produto da silvicultura no Brasil, de $13,4 \times 10^9 \text{ m}^3$. Aplicando uma massa específica média de 390 kg/m^3 (SBS, 2010), chega-se a uma produção de $1,79 \times 10^{11} \text{ kg}$ no ano de 2010 no estado do Rio Grande do Sul, o que eleva enormemente a disponibilidade energética do setor produtivo florestal.

Tabela 16: Comparação da potência disponível a partir de resíduos de eucalipto, acácia negra e casca de arroz com a capacidade instalada para carvão mineral e parques eólicos no estado do Rio Grande do Sul.

Combustível	Potência disponível (MW_t)
Resíduos do Processamento (<i>Acácia Negra</i>)	304
Resíduos do Processamento (<i>Eucalipto</i>)	488
Casca de arroz	550
Capacidade Instalada (MW)	
Carvão Mineral (capacidade instalada)	466
Parques Eólicos (Região Sul)	414

Em suma, a possibilidade de usar resíduos de madeira, como combustíveis de biomassa, para a geração de energia de forma descentralizada na Região Sul do Brasil, em especial no Rio Grande do Sul, é real e de elevado potencial. Além disso, considerando as minas de carvão mineral disponíveis, este combustível poderia ter um aumento de utilização a partir do incremento de seu uso em caldeiras de leito fluidizado a partir da co-combustão com biomassa, em especial em pequenas centrais termelétricas descentralizadas e próximas aos locais de origem da biomassa.

Esta consideração ganha ainda maior importância observando-se as Figuras 5 e 6, que mostram que as regiões de produção de resíduos da silvicultura e de resíduos agrícolas se complementam. Deste modo, verifica-se que praticamente toda a extensão do estado do Rio Grande do Sul possui alguma região geradora de resíduos de biomassa com capacidade de uso energético.

Deve-se considerar, ainda, que a captura de CO₂ a partir de sistemas distribuídos tende a tornar-se economicamente atraente nas próximas décadas (KURAMOCHI et al., 2013).

6.2 COMBUSTÃO COM AR ATMOSFÉRICO

Antes de iniciar a recirculação dos gases para passagem do sistema a oxicombustão, foram realizadas operações em distintas condições, com relação aos

parâmetros de processo com ar atmosférico e os combustíveis utilizados. O objetivo de tais operações foi a obtenção de dados da combustão tradicional, a fim de comparar com o processo de oxidação a partir de obtenção de temperaturas em torno de 1073,15 K no leito. A Tabela 17 mostra 7 distintas condições de operação para carvão mineral, eucalipto e casca de arroz. Na referida tabela, as condições 1 a 5 mostram operações realizadas com carvão mineral, a condição 6 mostra a operação realizada com eucalipto e a condição 7 mostra as condições obtidas para casca de arroz.

O parâmetro m_{ar}^0 refere-se à massa de ar estequiométrico utilizada. O parâmetro ΔP_{leito} refere-se à perda de pressão no leito e P_f é a perda de pressão na área de *freeboard* do leito. A razão AC (Ar/Combustível) expressa o quociente entre a vazão mássica de ar utilizada e a alimentação de combustível.

Primeiramente, nas condições 1, 2 e 3, foram utilizados três valores distintos para alimentação de carvão, referentes aos valores de 25%, 30% e 35%, respectivamente, do inversor de frequência da rosca de alimentação deste combustível. Verifica-se que temperaturas distintas foram obtidas no leito termicamente estabilizado de acordo com a diminuição do excesso de ar. Para uma Razão AC de 13,2, foi obtido um valor da temperatura em torno de 1073,15 K no leito. A estabilização térmica do leito ocorreu com uma alimentação de carvão de 26,0 kg/h, correspondente à condição 2, para uma Razão AC de 13,2.

Nas condições 4 e 5, para as alimentações das condições 1 e 3, variou-se a vazão mássica de ar de entrada, a fim de estabilizar a temperatura do leito novamente em 1073,15 K. Aqui, verificam-se Razões AC mais semelhantes à condição 2 para a obtenção das condições desejadas no leito, especialmente na condição 4. De qualquer maneira, cabe comentar que excessos de ar em torno de 100% foram necessários para estabilizar o leito na faixa de temperatura desejada.

Para a condição 6, quando foi trocado o combustível para eucalipto, observa-se a necessidade de utilizar uma menor Razão AC. Esta necessidade de ajuste do processo vem a ser consequência das características da lenha em comparação com o carvão, como o menor poder calorífico em conjunto com a maior umidade (Tabela 11), e maior conteúdo de material volátil que tende a queimar antes de chegar no leito. Sendo assim, condições de operação mais próximas à estequiométrica foram necessárias para a manutenção da temperatura do leito em torno de 1073,15 K.

Uma Razão AC de 7,7 foi necessária, sendo, portanto, consideravelmente menor do que os valores utilizados para carvão mineral.

Tabela 17: Condições operacionais das operações sem recirculação de gases para carvão mineral, eucalipto e casca de arroz.

CONDIÇÃO	1	2	3	4	5	6	7
Combustível	Carvão	Carvão	Carvão	Carvão	Carvão	Eucalipto	Casca de Arroz
m_{comb} (kg/h)	22,0	26,0	31,0	22,0	31,0	33,6	52,5
m_{ar} (kg/h)	368,5	343,7	366,9	301,5	465,7	258,4	395,8
m_{ar}^0 (kg ar/kg comb)	6,85	6,85	6,85	6,85	6,85	4,85	5,03
$m_{\text{O}_2}^0$ (kg O₂/kg comb)	1,58	1,58	1,58	1,58	1,58	1,16	1,15
Razão AC (kg ar/kg comb)	16,7	13,2	11,8	13,7	15,0	7,7	7,5
Excesso Ar (%)	142	91	71	98	117	57	30
ΔP_{leito} (Pa)	3971	3971	4021	3873	4560	3824	3913
P_f (mmCA)	412	441	480	314	706	382	549
T04 (°C)	815	851	891	857	854	845	862
T05 (°C)	820	857	896	859	859	851	866
GASES DE COMBUSTÃO							
CO₂ (%)	7,4	9,3	11,0	9,1	8,2	12,5	5,0
O₂ (%)	12,3	10,0	8,7	10,4	11,3	7,6	15,2

Quanto ao uso de casca de arroz, na condição 7 observa-se claramente o aumento de P_f em comparação com as outras condições, exceto na condição 5 com carvão, onde foi utilizada uma Razão AC maior. Isto ocorre devido à rápida saída dos voláteis, assim que são alimentados, antes de chegar no leito. Além disso, conforme ocorreu na condição 6, foi necessário o uso de uma menor Razão AC, de 7,5, para manter as temperaturas do leito em torno de 1073,15 K. Nesta condição, o excesso de oxigênio foi ainda menor, de 20%, indicando o efeito do maior conteúdo

de voláteis no combustível e a necessidade de operar mais próximo à condição estequiométrica.

As Figuras 45, 46 e 47 mostram o comportamento dos três combustíveis quando são alimentados logo acima do leito fluidizado. Nelas é possível observar claramente a zona superior do leito emitindo calor por radiação. Como mostra a Figura 45, o carvão mineral, que é alimentado acima do leito pelo lado esquerdo da abertura que mostra a visualização do leito, apresenta alguma queima do material volátil antes de entrar na zona de emulsão do leito fluidizado. No entanto, nas Figuras 46 e 47, observam-se as partículas de lenha picada e casca de arroz, respectivamente, saindo do alimentador e o seu maior conteúdo de material volátil sendo queimado antes de chegar à zona de emulsão do leito fluidizado. Como consequência, o conteúdo de carbono fixo restante para entrar em combustão na zona de emulsão do leito fluidizado é menor. Este fato, aliado ao menor PCI_{BU} , pode explicar a necessidade de uma menor razão ar/combustível, para a lenha picada e casca de arroz, para a manutenção de uma temperatura similar no sistema em comparação com o carvão mineral.



Figura 45: Comportamento da combustão do carvão no leito fluidizado borbulhante.



Figura 46: Comportamento da combustão da lenha picada no leito fluidizado borbulhante.



Figura 47: Comportamento da casca de arroz no leito fluidizado borbulhante.

6.3 ADAPTAÇÃO DO PROCESSO PARA OXICOMBUSTÃO

A planta piloto, para uma primeira adaptação do processo ao sistema de oxicombustão, foi concebida com um sistema de ventilação tipo tiragem balanceada. Com tal sistema, um primeiro ventilador faz a exaustão dos gases e um segundo ventilador insufla os gases novamente para a fornalha, como mostrado na Figura 33.

A condição 8, mostrada na Tabela 18, refere-se à operação com o sistema de tiragem balanceada dos gases a partir da condição 2 da Tabela 17, quando carvão foi utilizado. Salienta-se que a condição 2 foi escolhida por proporcionar, para efeitos de comparação, tanto a possibilidade de aumento quanto a diminuição da

alimentação de carvão. A partir da estabilização da combustão, procedeu-se a recirculação dos gases e a entrada de ar atmosférico foi retirada para a tentativa de diminuição da concentração de oxigênio proveniente do ar atmosférico e alimentação de oxigênio, apenas. Com isso, seria possível estabelecer as condições para a oxicombustão.

Porém, o estabelecimento das condições desta operação (condição 8), que promoveu a recirculação dos gases via tiragem balanceada para a adaptação do sistema para a operação com oxicombustão, gerou pontos de pressão negativa. Este comportamento pode ser constatado pela análise das emissões na condição 2, quando não havia entrada de ar atmosférico pelas condições normais de operação. Neste momento, a concentração de CO₂ diminuiu consideravelmente, assim como houve um aumento, também considerável, da concentração de O₂, como seria previsto.

Quando os gases passam a ser recirculados e a entrada de ar atmosférico no sistema é cessada, mantendo-se constante a alimentação de combustível, deveria haver um decaimento do teor de oxigênio. Assim, com o sistema no comportamento desejável, a entrada de oxigênio puro deveria ocorrer para estabelecer a queima via oxicombustão. Pelas análises dos gases na Tabela 18, 4,0% CO₂ e 17,7% O₂, verifica-se que houve uma entrada de ar falso devido a condições de pressões negativas estabelecidas pelo circuito de ventilação.

Tabela 18: Condições da operação na recirculação com tiragem balanceada.

Condição	8
m_{comb} (kg/h)	26,0
m_{ar} (kg/h)	0
P_f (mmCA)	0
Emissões Atmosféricas	
CO₂ (%)	4,0
O₂ (%)	17,7

Se a recirculação de gases é realizada e a entrada de ar diminuída, o consumo de oxigênio deve diminuir até que haja uma deficiência do mesmo. Neste

momento, haveria condição para o estabelecimento da oxidação se oxigênio fosse injetado no sistema. O observado, no entanto, foi um considerável aumento da concentração de oxigênio no sistema devido à forte entrada de ar falso. A nula pressão de *freeboard* – P_f , indicando um valor negativo dentro leito, corrobora tal suposição.

6.3.1 Análise da pressão negativa do sistema

Devido à diluição da concentração de CO_2 descrita, a situação (positiva ou negativa) da pressão estática, em distintos pontos do sistema de recirculação, foi analisada. A Figura 33 mostra os pontos onde a pressão estática foi verificada. O ponto P1, refere-se à saída da fornalha, o ponto 2, P2, refere-se ao começo do sistema de recirculação logo após a passagem pela válvula borboleta – que age como um *damper* – e pelo conjunto de ciclones e trocador de calor – que promovem uma elevada perda de carga. Ainda há o ponto 3, P3, localizado antes do ventilador de exaustão V1.

Tal verificação ocorreu após estabilização das condições de combustão com ar atmosférico e recirculação dos gases, na mesma condição 3 da Tabela 17, e indicou uma pressão negativa tanto no leito quanto na tubulação e antes do ventilador – pontos P1, P2 e P3, evidenciando que o sistema de recirculação da planta provoca uma situação de pressão estática negativa, o que induz a entrada de ar falso. Como não há a possibilidade de ajuste das vazões dos ventiladores, pois os mesmos, nesta configuração da planta, conforme Figura 33, operam em condições de máxima rotação, o circuito não possibilita melhorias nas condições descritas. Além disso, ao não haver a possibilidade de ajuste das vazões dos ventiladores, uma vez que os mesmos operam na máxima potência, o sistema assim projetado não dá a possibilidade de melhoria das condições mencionadas via ajuste das condições de ventilação, apenas. Tal evidência é mostrada na Tabela 19, em que se tem a situação, positiva ou negativa, da pressão estática da operação sem *damper*. Pode ser observado na Tabela 19 que, na condição de recirculação e tiragem balanceada sem atuação de um *damper*, todos os pontos verificados – P_f , P1, P2 e P3 – evidenciaram situação de pressão negativa.

Ressalta-se que a ventilação por tiragem balanceada é projetada para, teoricamente, compensar a função de vencer a perda de carga que ocorre ao longo

do escoamento, a partir da utilização de um ventilador antes da fornalha e um após a fornalha, este último agindo como um exaustor. A tiragem balanceada é indicada para utilização em circuitos com elevadas perdas de carga em alternativa à utilização de compressores com grande vantagem nos custos de implantação. Como mostrado na Figura 33, o sistema em questão possui um ventilador que insufla os gases na fornalha e um ventilador de exaustão que transporta os gases recirculados até o ventilador de insuflamento.

Na prática, as caldeiras com tiragem balanceada trabalham com pressão ligeiramente negativa na câmara de combustão, sendo a mesma controlada pela atuação de um *damper* antes do ventilador de tiragem induzida.

A partir das evidências do estabelecimento de pressão negativa na tubulação de recirculação quando o ventilador é acionado, foram realizadas operações na tentativa de promover um equilíbrio da pressão em todos os pontos do sistema. Para tanto, a válvula borboleta que controla a recirculação dos gases – localizada antes do ponto P2 da Figura 33 – foi ajustada, de modo a manter a pressão estática positiva na saída dos gases do leito – ponto P1 da mesma figura, para, deste modo, evitar a entrada de ar proveniente da chaminé, como estava ocorrendo. Nesta fração do circuito de saída dos gases antes da recirculação (P1-P2), devido à quantidade de curvas e válvulas, ocorre a maior perda de carga de todo o circuito, que está mais propenso à entrada de ar falso. Ainda há a chaminé nesta faixa do sistema, a qual, estando sob pressão negativa, promove um ponto de elevada entrada de ar atmosférico.

Tabela 19: Condição da pressão estática no sistema de tiragem balanceada na zona de *freeboard* e nos pontos P1, P2 e P3.

Ponto	P _f	P1	P2	P3
Sistema sem <i>damper</i>	-	-	-	-
Sistema com <i>damper</i>	+	+	-	-

A verificação da condição da pressão no leito, Tabela 19, mostra que, após ajuste da abertura da válvula borboleta localizada antes do ponto P2 (Figura 33) e consequente ajuste da vazão dos gases, houve o estabelecimento da pressão

positiva no leito. Entretanto, a diminuição da abertura da válvula borboleta provocou uma elevada perda de carga que deixou a pressão com maior valor negativo no ponto P2 e, além disso, a chaminé localizada antes da mesma válvula continuou funcionando como um ponto de entrada de ar.

A modificação da pressão estática para uma condição positiva foi conseguida pela atuação de um *damper* antes do Ventilador V1, que funcionou como um registro para recirculação dos gases. No entanto, quanto maior a obstrução causada pelo registro, maior é a perda de carga do escoamento “H” necessária para atender à mesma, de modo que o ponto de funcionamento é deslocado para uma posição correspondente a uma menor vazão, o que é representado na Figura 14 pelo ponto S'. Apesar de o *damper* ter deslocado a linha de pressão do circuito em direção ao leito, continuou ocorrendo pressão negativa no sistema no ponto P2 e na linha P2-P3, estando estas faixas da planta suscetíveis à entrada de ar falso por furos, flanges, aberturas e, principalmente, pela chaminé. A consequência disso foi a continuação da diluição dos gases, fazendo a concentração de CO₂ tender a zero e a concentração de O₂ tender a 21%.

Verificou-se, então, que a válvula borboleta, apesar de elevar a pressão do leito, não conseguiu deixar a linha P1-P2 com pressão positiva, aumentando também a perda de carga do ponto P1 ao ponto P3, como verificado pelos menores valores da pressão no ponto P3.

De fato, as válvulas borboleta, apesar de funcionarem basicamente como válvulas de regulagem, dependendo do fechamento, podem adicionar uma elevada perda de carga no sistema, provocando elevado turbilhonamento do escoamento (TELLES, 2005). Nesse sentido, a Figura 48 mostra como o coeficiente de perda de carga “K” eleva-se consideravelmente quando se aplica um ângulo de abertura de 30°, que foi o ângulo necessário para o estabelecimento da pressão positiva no leito.

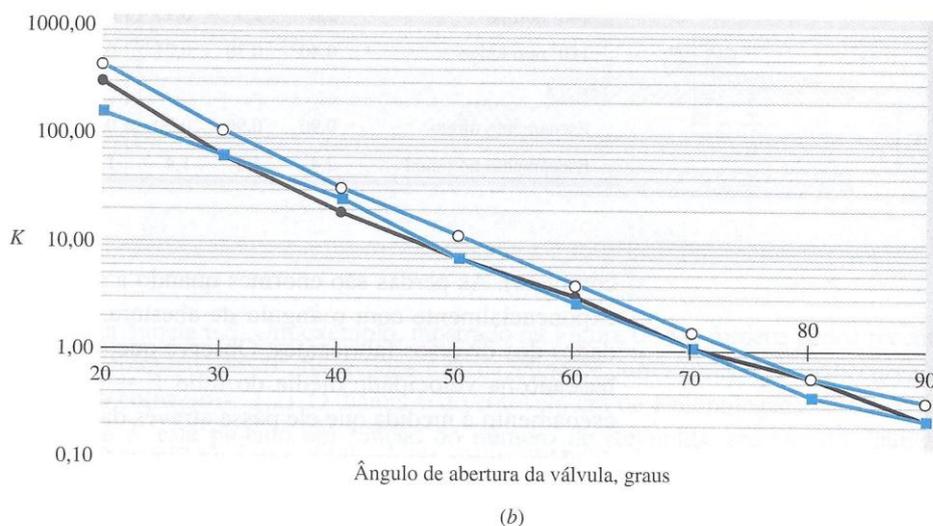


Figura 48: Variação do coeficiente de perda de carga da válvula borboleta para três diferentes fabricantes.

Fonte: (White, 2011)

Deve-se lembrar que o escoamento em um sistema de tubos é obrigado a passar através de uma variedade de acessórios, curvas ou abruptas mudanças de seção, originando as perdas locais, que podem ser expressas pela Equação 43 (WHITE, 2011):

$$h_{lm} = K \frac{\bar{v}^2}{2} \quad (43)$$

Onde “K” é o coeficiente de perda de carga, que deve ser determinado experimentalmente para cada situação. Sendo assim, o fechamento da válvula borboleta para um ângulo de 30° provoca um aumento da perda de carga local em torno de 75 vezes.

Mesmo com a atuação do *damper* de controle de pressão, que permitiu a obtenção de pressões positivas no leito, foram detectadas elevadas infiltrações de ar. Além disso, como não foi possível efetuar a injeção de oxigênio para a obtenção de uma atmosfera rica em CO₂ + O₂, optou-se por uma modificação do sistema de recirculação de gases.

Conclui-se, então, que a exaustão para condução dos gases para a recirculação causou uma pressão total negativa do sistema, uma vez que houve uma rarefação ao longo da tubulação. Isso ocorreu porque o ventilador de insuflamento de ar não conseguiu fornecer energia suficiente para as perdas de carga até a sucção do ventilador de exaustão.

6.3.2 Modificação do sistema de ventilação

As primeiras operações utilizando a opção de recirculação de gases indicaram uma elevada infiltração de ar atmosférico, mesmo com o estabelecimento da pressão positiva no leito. A elevada infiltração de ar continuou ocorrendo, uma vez que as condições do sistema de ventilação para vencer as exigências energéticas de vazão de gases, no sistema de recirculação, não estavam sendo satisfeitas. Como consequência, não foi possível realizar a injeção de oxigênio para obtenção de atmosferas compostas por O_2/CO_2 nos gases que caracterizassem atmosferas típicas da oxicombustão.

Com o objetivo de estabelecer pressão positiva em todo sistema e evitar a elevada entrada de ar falso devido à pressão negativa estabelecida, evidenciada na Tabela 19, o sistema de tiragem utilizado na planta foi modificado. A partir da constatação da dificuldade de estabelecimento de uma operação confiável com o sistema de tiragem balanceada, optou-se por um sistema de ventilador único, com potência suficiente para compensar as perdas de carga em todo o circuito, incluindo o sistema de combustão. Tendo como base o sistema de tiragem balanceada, o ventilador V1 da Figura 33, que agia como exaustor, foi retirado e o ventilador V2 da mesma figura foi substituído por um de maior potência. A Figura 34 mostra o novo sistema de ventilação, modificado para o método de ventilação por insuflamento de ar.

No sistema de ventilação proposto, foi instalado um inversor de frequência no ventilador, a fim de ajustar a potência do ventilador às necessidades do sistema. Experimentos com ar atmosférico a frio foram primeiramente desenvolvidos de maneira a relacionar a variação de potência do ventilador com as características de fluidização, basicamente relacionando velocidade de fluidização com perda de carga do leito.

A Figura 49 mostra os valores da pressão estática do ventilador para cada vazão obtida. Cada ponto da Figura 49 corresponde a uma abertura do variador de frequência, que controla a potência do ventilador, correspondendo a uma faixa de 0 a 100% de abertura com intervalo de 10%. A curva da Figura 49 foi obtida mediante medição da vazão de ar atmosférico. A Figura 50 mostra o comportamento do leito quanto à perda de carga “dP” e velocidade de fluidização versus a variação de pressão do leito. Observa-se pela Figura 50, e comparando com a Figura 11, a

obtenção de uma curva normal de fluidização. Ressalta-se que o comportamento do leito é mostrado apenas a partir da abertura do variador de frequência que proporcionou a fluidização borbulhante – 70%.

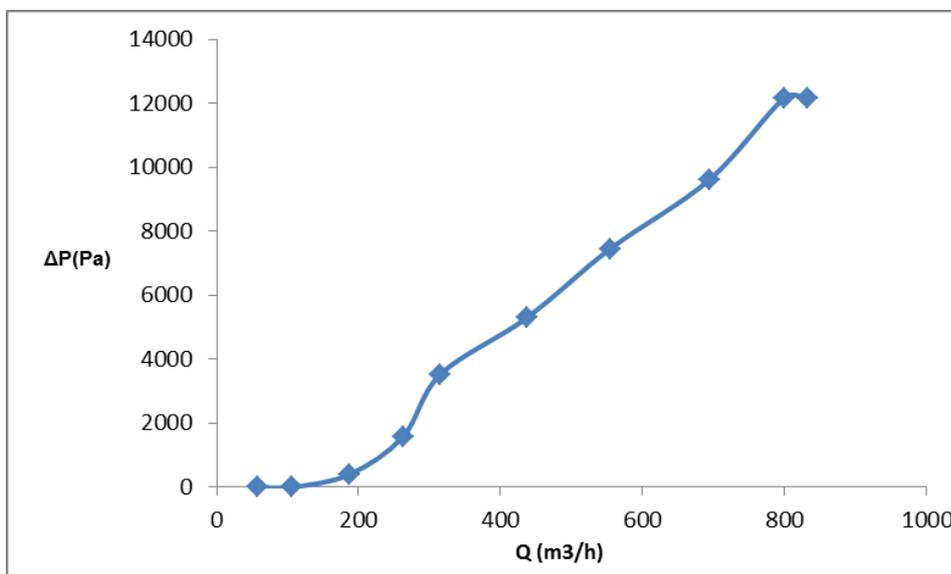


Figura 49: Variação de pressão estática do ventilador em função da vazão volumétrica de ar.

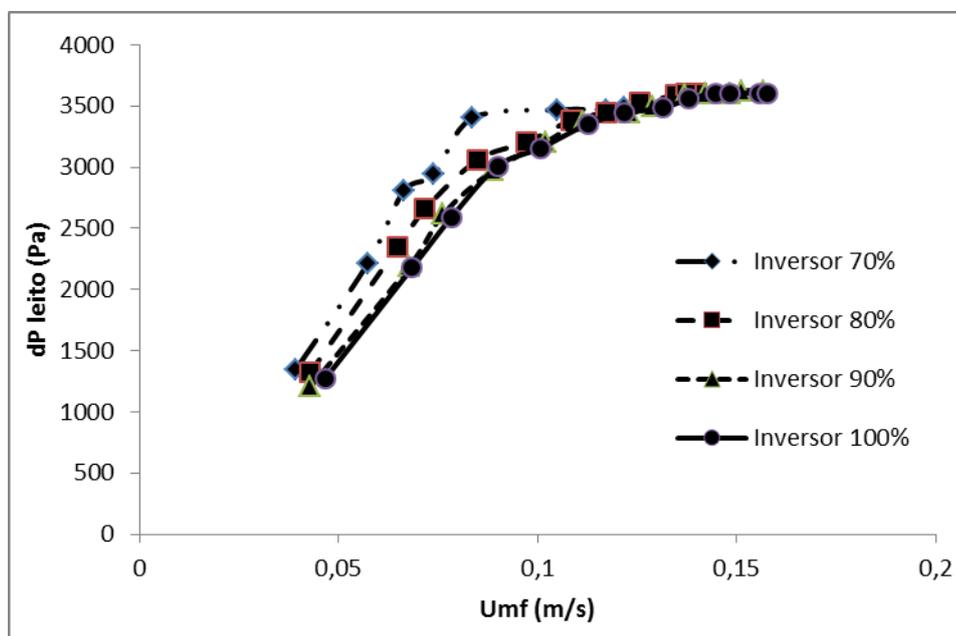


Figura 50: Velocidade de fluidização *versus* variação de pressão do leito para cada freqüência do ventilador.

A Figura 50 mostra que a mínima velocidade de fluidização ocorre em valores em torno de 0,08 m/s, e a estabilização da queda de pressão na condição de leito fluidizado borbulhante ocorre quando tem-se um valor a partir de 3500 Pa,

considerando o leito frio e sem a adição de cinzas provenientes dos combustíveis. Este é um parâmetro importante visto que, para a transição para a oxidação, a confirmação da condição de fluidização do leito ocorre pela manutenção dos valores de dP do leito acima do valor mínimo de fluidização. Além disso, nas condições de oxidação, ocorre mudança da composição dos gases que influencia no valor da massa específica.

Para comparação com os valores de mínima velocidade de fluidização da Figura 50, em torno de 0,08 m/s, a Tabela 20 mostra os valores calculados a partir de relações empíricas de Yang (2003). Pela tabela, verifica-se que as relações que melhor se ajustam às condições fluidodinâmicas do leito utilizado são referentes à Equação 12 e à relação de Babu et al. (1978) e Saxena e Vogel (1977).

Tabela 20: Valores calculados para U_{mf} .

Referência	U_{mf} (m/s)
Equação 12	0,058
Wen e Yu (1966)	0,031
Richardson (1971)	0,036
Saxena e Vogel (1977)	0,056
Babu et al. (1978)	0,064
Grace (1982)	0,038
Chitester et al. (1984)	0,043

6.3.3 Análise do efeito da potência do ventilador

De acordo com a Equação 20, o deslocamento de gás do ventilador entre dois pontos deve prover ao fluido uma mínima energia cinética e energia de pressão. Aplicando uma potência " N_u " a uma massa de gás de peso específico " γ ", este gás adquire uma carga de elevação " H_u " para o seu escoamento segundo uma vazão " Q ".

Relacionando com o sistema de recirculação de gases da planta piloto, o ventilador deve prover uma energia que atenda aos gases de recirculação até a fornalha, mais a perda de carga dos gases entre a sua saída do leito – ponto P1 – e a sua entrada no ventilador – ponto P3 (Figura 34). No entanto, como há uma zona de sucção que exige muito da zona de recirculação do sistema, pode-se diminuir a

potência do ventilador pelo ajuste da vazão de gases que entra no equipamento, isto é, os gases de recirculação. Com isso, também se deve considerar que o ventilador não pode operar em potências altas, de maneira a provocar uma significativa pressão negativa dos pontos P2 e P3, sujeitos à sucção do mesmo.

Sendo assim, deve-se procurar um equilíbrio entre a zona de sucção e a potência do ventilador, a fim de se promover condições no sistema para a minimização da entrada de ar falso.

Para a avaliação do efeito da potência do ventilador na minimização da entrada de ar falso, para cada potência do ventilador, expressa pela abertura do variador de frequência, a temperatura do leito foi estabilizada em um valor em torno de 1073,15 K e as condições de processo foram determinadas. A Tabela 21 mostra as condições de combustão antes do procedimento de recirculação para carvão mineral.

Como mostra a Tabela 21, condições similares, considerando uma mesma Razão AC, foram obtidas para estabilização das condições de operação para cada potência do ventilador. Salienta-se o aumento da pressão de *freeboard* com o aumento da potência do ventilador, o que mostra um efeito direto do ventilador nas condições de pressão do sistema. Conforme apresentado na Tabela 21, condições de combustão semelhantes foram estabelecidas para cada potência do ventilador antes do procedimento de recirculação. A mesma alimentação de combustível – 26 kg/h – e uma mesma Razão AC – 13,2 – foram promovidas no sistema. A análise dos gases, O₂ e CO₂, não diferiu consideravelmente. O que deve ser comentado é o aumento da pressão de *freeboard* nas potências consideradas, de acordo com 70%, 80% e 90% do inversor de frequência, obtendo-se pressões de 186, 225 e 245 Pa, respectivamente.

Após a estabilização, e fixando uma relação ar/combustível, de maneira a deixar as condições de operação constantes, procedeu-se a recirculação. Para tanto, a chaminé de saída dos gases foi fechada e a válvula de recirculação foi aberta a um valor de 100%. Neste momento, as condições de pressão nos pontos P1, P2 e P3 foram determinadas.

Tabela 21: Condições de operação para carvão mineral antes de proceder a recirculação.

Ventilador	70%	80%	90%
Combustível	Carvão	Carvão	Carvão
m_{comb} (kg/h)	26	26	26
m_{ar} (kg/h)	340	340	340
Razão AC	13,2	13,2	13,2
ΔP_{leito} (Pa)	3824	3844	3766
P_f (Pa)	186	225	245
T04 (K)	1138,15	1140,15	1127,15
T05 (K)	1133,15	1135,15	1133,15
O₂ (%)	8,9	9,1	8,3
CO₂ (%)	9,2	9,4	9,8

A Tabela 22 mostra os valores das pressões estáticas e da velocidade nos pontos. É possível observar pela referida tabela que, apenas na variação de frequência de 90%, as pressões estáticas ao longo do sistema sofreram alguma variação considerável. Isto ocorre porque, pela Tabela 22, observa-se uma pressão estática de - 490 Pa no ponto P2 para as potências relativas a 70% e 80% e -1079 Pa na potência relativa a 90% do inversor de frequência. Ao mesmo tempo, e como esperado, o ponto P3 apresentou uma pressão estática de - 2059 Pa para 90%, quase o dobro das pressões observadas no mesmo ponto nas outras potências analisadas. O estabelecimento da P_f em um valor nulo, que ocorreu nas três situações, na recirculação – indicando uma pressão negativa dentro do leito – mostra um efeito direto pelo ventilador devido à sua sucção. Este efeito é maximizado quando a zona de sucção do ventilador – recirculação – está exposta a uma maior potência do ventilador, como ocorre a 90% do variador de frequência.

A Tabela 23 ratifica a influência da exposição da zona de sucção do ventilador à potência imposta pelo mesmo, mostrando, neste caso, a perda de carga do sistema entre os Pontos P2 e P3. Como observado, a Tabela 23 divide a análise nos valores da perda de carga de pressão, perda de carga de posição e perda de carga para cada ponto em cada potência do ventilador. A perda de carga ocorre, principalmente, devido à pressão estática do sistema, não possuindo influência considerável da pressão dinâmica e fazendo com que a perda de carga de pressão, h_p, tenha o efeito direto na linha de energia.

Tabela 22: Condições de operação na recirculação dos gases com 100% de abertura da válvula de recirculação para carvão mineral.

Ventilador	70%	80%	90%
P_f (Pa)	0	0	0
P₂ (Pa)	-490	-490	-1079
v₂ (m/s)	2,52	2,2	1,85
P₃ (Pa)	-1079	-980	-2059
v₃ (m/s)	6,1	6,5	5,3

Além disso, como ilustrado na Figura 51, que representa a perda de carga por ponto de medição e potência do ventilador, os valores de 70% e 80% para o variador de frequência não chegam a possuir distintas influências quanto à perda de carga nos Pontos P2 e P3 na recirculação devido à sucção do ventilador. A perda de carga já é maior quando a potência do ventilador eleva-se ao valor correspondente a 90% do variador de frequência.

Tabela 23: Perda de carga de pressão, h_p , Perda de carga de posição, h_c , e perda de carga, H , ao longo do sistema para carvão mineral.

90%	h_p (m)	h_c (m)	H (m)
Ponto 2	-405,4	0,2	-405,2
Ponto 3	-892,7	1,4	-890,8
80%	h_p (m)	h_c (m)	H (m)
Ponto 2	-405,4	0,2	-405,1
Ponto 3	-810,8	2,1	-808,6
70%	h_p (m)	h_c (m)	H (m)
Ponto 2	-892,7	0,3	-892,5
Ponto 3	-1703,4	1,9	-1702,0

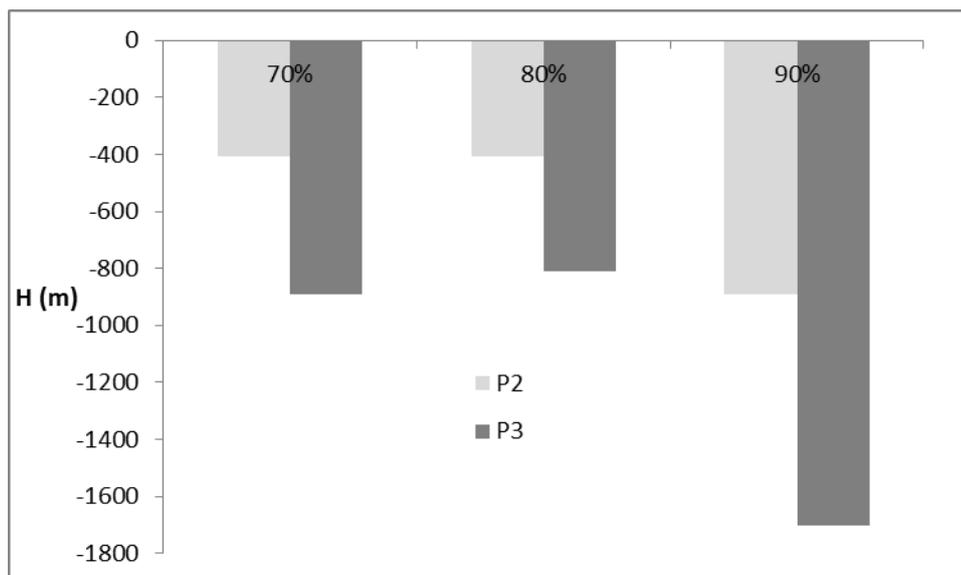


Figura 51: Perda de carga por ponto de medição e potência do ventilador.

Ainda considerando os dados da Tabela 23, a Figura 52 mostra a variação da perda de carga total, “DeltaH”, para cada variação de frequência do ventilador entre os pontos P2 e P3. Como não há entrada ou saída de energia no sistema entre os pontos P2 e P3, tal variação de linha da energia tende a ocorrer, principalmente, devido ao atrito que ocorre na parede interna da tubulação, além de acessórios e equipamentos.

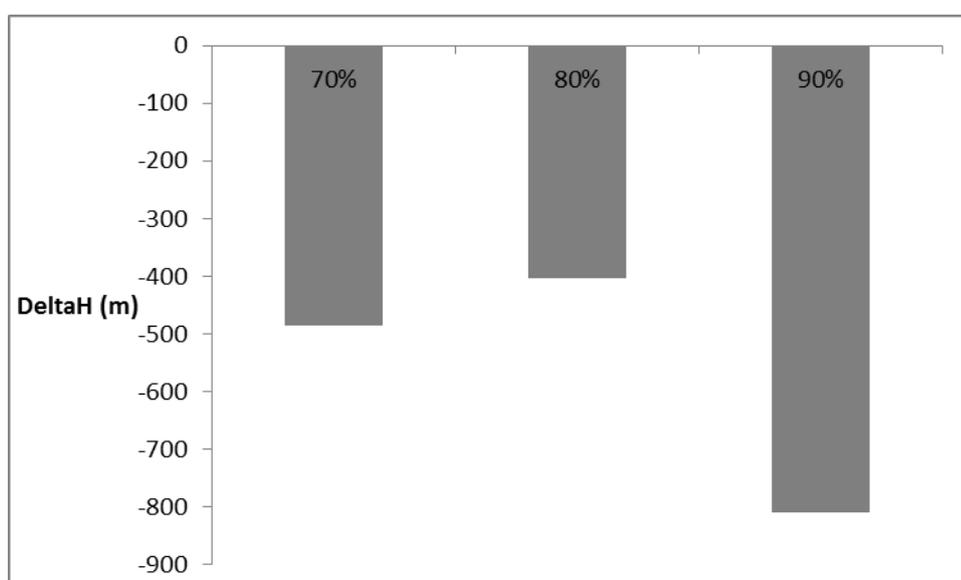


Figura 52: Variação da perda de carga entre os pontos P2 e P3 para cada potência do ventilador.

A potência imposta pelo ventilador na zona de recirculação dos gases mostrou um efeito considerável na perda de carga do sistema. Além disso, essa

variação da perda de carga ocorre devido à carga promovida pela pressão estática, responsável pela carga de pressão. Tal efeito, promovendo pressões estáticas negativas, é responsável pela possibilidade de entrada de ar falso no sistema e, desta maneira, impossibilita a passagem para uma atmosfera propícia à introdução de oxigênio nos gases de recirculação. Como, durante as condições analisadas, há uma sucção de ar pela chaminé, a qual, por sua vez, está na zona do ponto P2, a maximização da pressão estática entre a saída do leito e o ponto P2 é fundamental para a passagem da combustão com ar atmosférico para a oxidação.

6.3.4 Análise do efeito da abertura da válvula de recirculação

A análise do efeito da abertura da válvula de recirculação ocorreu, a partir da estabilização dos valores da Tabela 21, para cada valor de variação do inversor de frequência do ventilador. Operando em cada valor acima mencionado – 70%, 80% e 90%, foi aberta, primeiramente, a válvula de recirculação em 100% e realizado, após estabilização do sistema, o fechamento progressivo da válvula para os valores de 50%, 25% e 10%. Os valores obtidos estão na Tabela 24, agrupados em cada faixa de potência do ventilador. Cabe aqui mencionar que a estabilização mencionada – durante a recirculação – refere-se à manutenção de temperaturas constantes no leito fluidizado, na faixa de 1073,15-1173,15 K e, nas condições analisadas, não havia adição de oxigênio, tendo apenas uma mínima entrada de ar atmosférico para manutenção da combustão.

Na recirculação dos gases, a vazão mássica de entrada foi controlada de maneira a manter um ΔP_{leito} que caracterizasse a manutenção da operação na zona de fluidização borbulhante. Porém, como mostra a Tabela 24, no valor de 70% do variador de frequência, o valor de 10% de abertura da válvula de recirculação já não proveu aos gases de recirculação uma vazão mássica que propiciasse a manutenção da condição de fluidização borbulhante. Este fato foi confirmado pela observação de um progressivo aumento da diferença entre as temperaturas T04 e T05. O mesmo comportamento já não ocorreu para o variador de frequência nos valores de 80% e 90%; no entanto, tendo apenas a abertura da válvula em 10%, obteve-se um valor para a vazão mássica de entrada no leito consideravelmente menor. O valor do ΔP_{leito} , apesar de estar no limite da fluidização, continuou mantendo o leito em condições de estabilidade.

Um fator importante na minimização da entrada de ar falso é a manutenção de pressões positivas tanto do *freeboard*, P_f , quanto do ponto P2 para minimizar a entrada de ar falso na zona mais suscetível, entre P_f e P2. Observa-se que há uma forte influência da diminuição da abertura da válvula de recirculação no aumento de P_f . O valor de 70% do variador de frequência não conseguiu aumentar a pressão mencionada, mas, para 10% de abertura da válvula de recirculação, conseguiu-se uma pressão positiva dentro da zona de *freeboard* do leito. Este é o primeiro requisito a ser considerado na minimização da entrada de ar falso, dado que este valor está relacionado à energia com que os gases saem do leito, de maneira a suportar a perda de carga imposta pelo sistema. Como se deseja uma pressão positiva entre os pontos correspondentes a P_f e P2, os gases devem sair do leito com uma pressão positiva.

Tabela 24: Variação dos parâmetros do sistema para cada abertura da válvula de recirculação de acordo com o valor do inversor de frequência para carvão mineral.

Abertura Inversor de Frequência	70%				80%				90%			
	100%	50%	25%	10%	100%	50%	25%	10%	100%	50%	25%	10%
Abertura válvula de recirculação												
m_{gases} (kg/h)	342	340	171	120	342	340	240	178	342	342	240	147
ΔP_{leito} (Pa)	3775	3844	3432	3334	3824	3913	3962	3677	3707	3569	3501	3471
P_f (Pa)	0	0	0	0	0	0	20	98	0	0	0	49
P_1 (Pa)	2530	2530	2481	2324	2765	2746	2707	2491	2863	2863	2785	2383
P_2 (Pa)	-588	-490	-392	-98	-490	-392	-39	98	-108	-686	-726	-59
P_3 (Pa)	-1079	-1177	-1471	-2667	-981	-784	-1177	-3236	-2059	-1961	-2648	-3923
O_2 (%)	3,1	2,7	2,1	0	3,5	2,6	2,3	0	5,3	5,1	3,9	0
CO_2 (%)	13,7	14,3	14,8	12,4	13,7	14,6	12,8	16,7	12,2	14,7	12,4	14,2

A partir da Tabela 24, as Figuras 53, 54 e 55 mostram o efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões para cada potência do ventilador. Como esperado, os gases de recirculação passam pelo ponto P1 com uma pressão estática maior, de acordo com o aumento da potência do ventilador. Tal pressão estática está relacionada diretamente com a carga de pressão e, como já observado anteriormente, praticamente todo o valor da perda de carga. Isto influi no valor da

perda de carga do ponto P1, que é responsável pela elevação energética dos gases antes de passar por todo o sistema. Para todas as aberturas da válvula de recirculação, o valor da pressão estática no ponto P1 teve um valor consideravelmente diferente apenas para 10% de abertura da mesma, mostrando que este ponto possui, primeiramente, influência da potência do ventilador, mas, também, como já observado, a influência na vazão mássica de gases que passa pelo mesmo ponto. Os pontos P2 e P3 já estão mais suscetíveis à abertura da válvula de recirculação. A tendência observada para o ponto P2 é um aumento da pressão estática do mesmo com o fechamento da válvula de recirculação. O ponto P3 já possui o valor da pressão estática menor com a diminuição da abertura da válvula de recirculação.

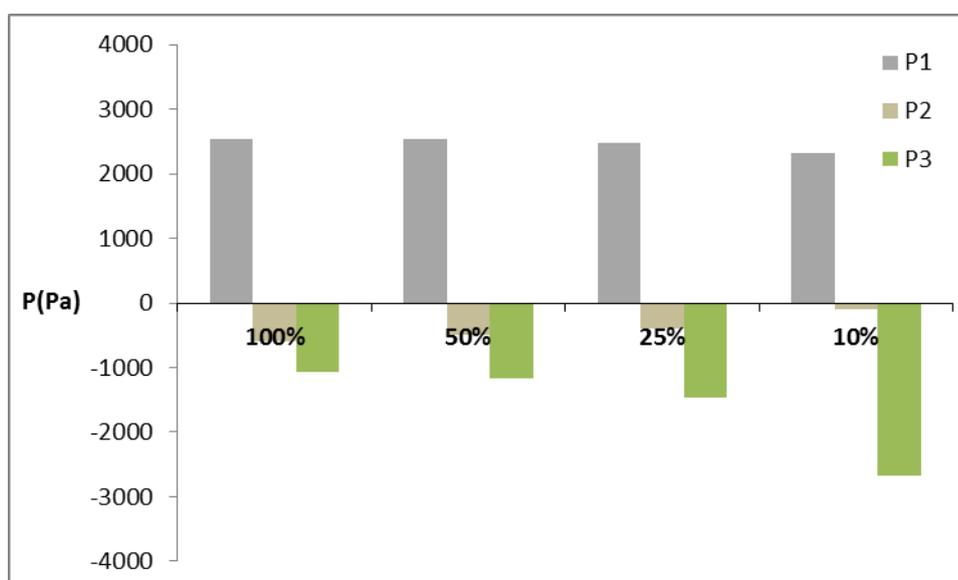


Figura 53: Efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões dos pontos P1, P2 e P3 para 70% da potência do ventilador.

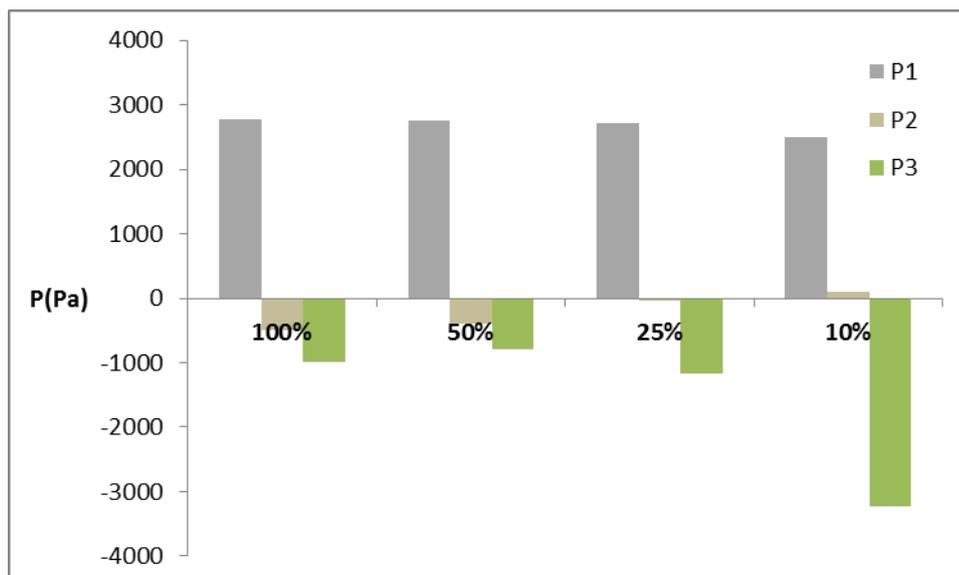


Figura 54: Efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões dos pontos P1, P2 e P3 para 80% da potência do ventilador.

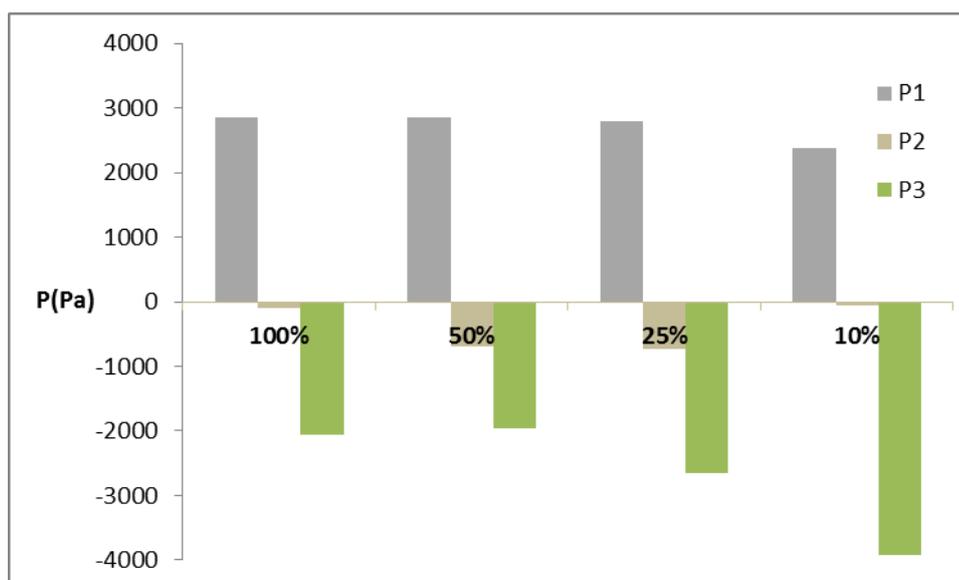


Figura 55: Efeito da abertura da válvula de recirculação nas pressões dos pontos P1, P2 e P3 para 90% da potência do ventilador.

A Figura 56 mostra a variação da concentração de O_2 de acordo com a abertura da válvula de recirculação para 70%, 80% e 90% da potência do ventilador. Primeiramente, deve ser lembrado que a coleta de gases para análise contínua ocorre no ponto P2, isto é, nos gases que saem do leito – de combustão – após passar pela linha P1–P2, onde há maior suscetibilidade à entrada de ar falso. Observa-se, também, uma tendência de diminuição da concentração de O_2 nos gases de combustão com a diminuição da abertura da válvula de recirculação.

Além disso, cabe considerar que se observa uma clara relação do aumento da pressão estática no ponto P2 e a diminuição da concentração de O_2 no mesmo ponto. Esta relação, por sua vez, é consequência da diminuição da abertura da válvula de recirculação. Outro comportamento a ser considerado nesta relação vem a ser a saída de gases pela chaminé localizada antes do ponto P2. Havendo uma pressão negativa do sistema na linha $P_f - P2$, existe uma forte entrada de ar falso ao invés de saída de gases pela chaminé. Ajustando a pressão positiva nesta linha, é possível direcionar a saída de gases na chaminé localizada antes do ponto P2.

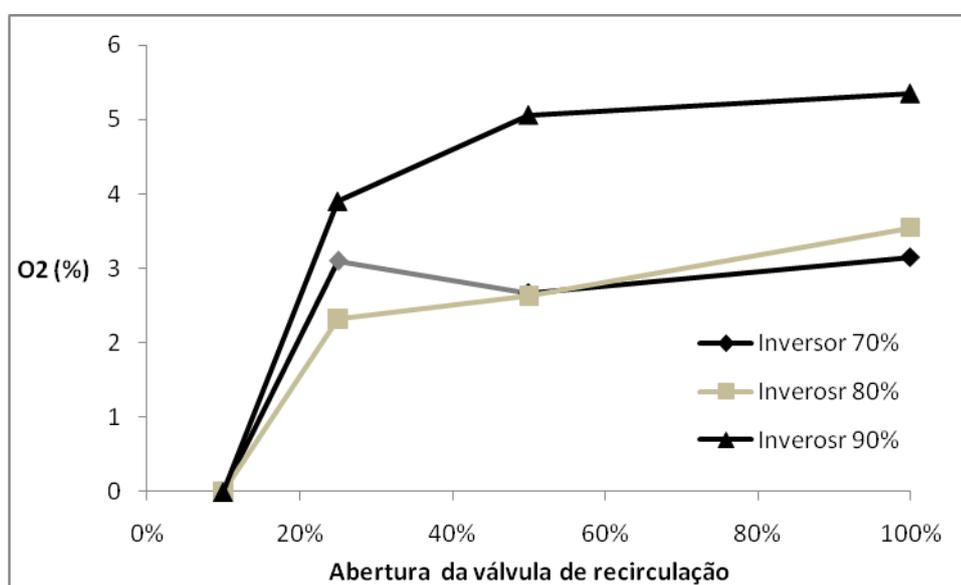


Figura 56: Comportamento da concentração de O_2 de acordo com a abertura da válvula de recirculação para 70%, 80% e 90% de abertura do variador de frequência.

As Figuras 57, 58 e 59 já mostram a variação das concentrações de O_2 e CO_2 em função da abertura da válvula de recirculação e da potência do ventilador. Primeiramente, considera-se que, de acordo com o processo de combustão, ocorre uma diminuição da concentração de O_2 nos gases, que deve ser acompanhada pelo aumento da concentração de CO_2 . No entanto, o comportamento esperado – e desejado – na recirculação é a minimização da entrada de ar falso no sistema. Desta maneira, menores quantidades de oxigênio estariam disponíveis para continuar a combustão. Com isso, a diminuição da concentração de CO_2 deveria acompanhar a diminuição da concentração de O_2 . Se a concentração de CO_2 aumenta com a diminuição da concentração de O_2 , considerável quantidade de O_2 falso entra ao longo do sistema de recirculação. As Figuras 57, 58 e 59 confirmam que o

comportamento desejado ocorre, principalmente, para 10% de abertura da válvula com o variador de frequência a 70% e 25% de abertura da válvula com o variador de frequência a 80% e 90%.

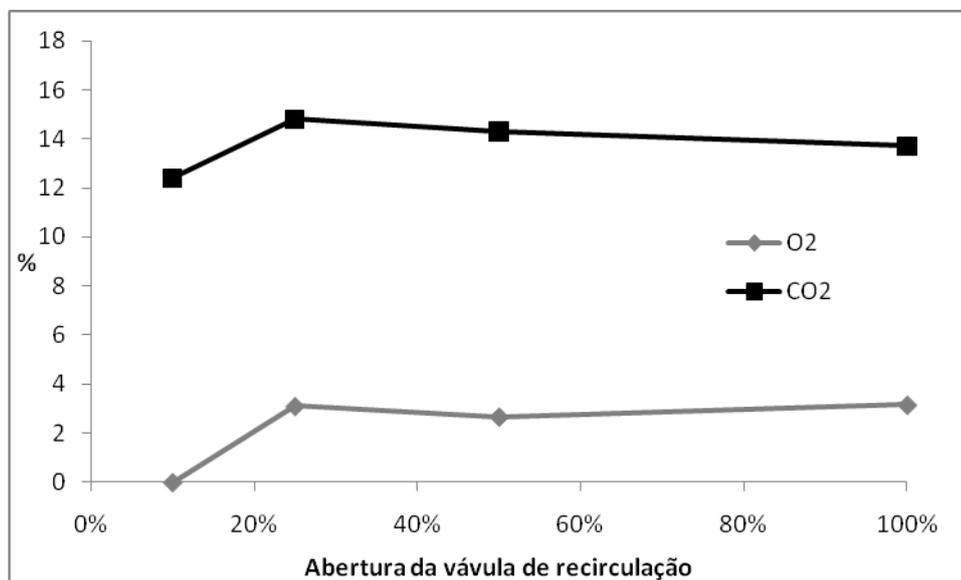


Figura 57: Comportamento das concentrações de O₂ e CO₂ em função da abertura da válvula de recirculação de 70% da potência do ventilador.

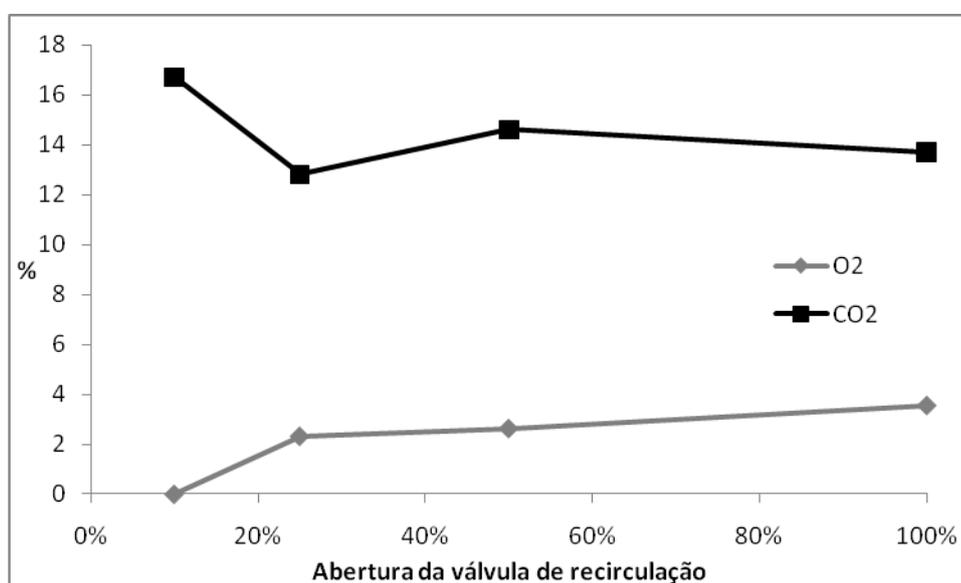


Figura 58: Comportamento das concentrações de O₂ e CO₂ em função da abertura da válvula de recirculação de 80% da potência do ventilador.

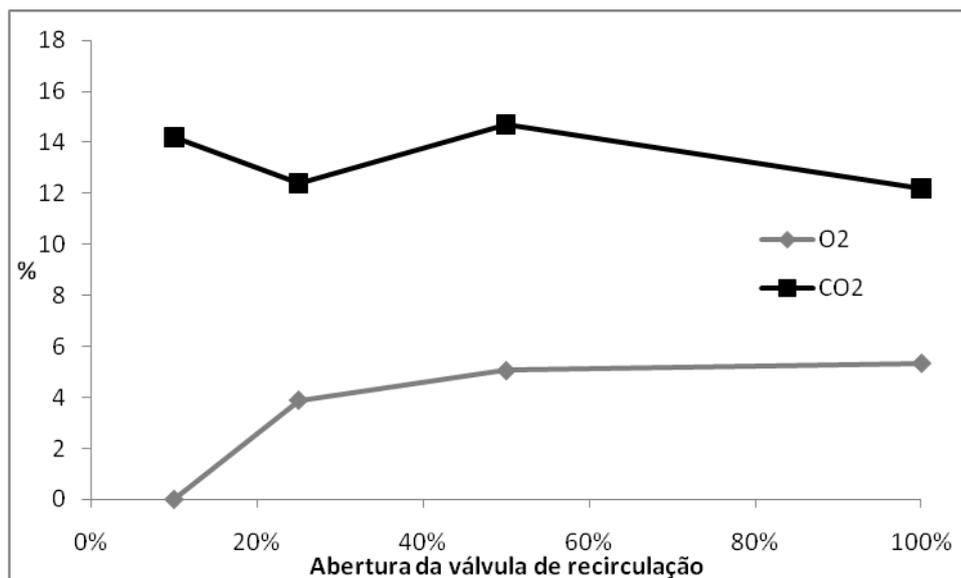


Figura 59: Comportamento das concentrações de O₂ e CO₂ em função da abertura da válvula de recirculação de 90% da potência do ventilador.

6.3.5 Análise do efeito da vazão de gases

Como a vazão dos gases é um parâmetro importante na obtenção de pressões maiores no sistema de recirculação, a vazão mássica de entrada no volume de controle foi aumentada para 271 kg/h e 314 kg/h, de maneira a observar a sua influência na minimização da concentração tanto de O₂ quanto de CO₂, para a obtenção de uma atmosfera mais deficiente em O₂. Os valores encontrados estão na Tabela 25. Os mesmos mostram a concentração de O₂ e CO₂ no ponto P2 para 25% de abertura da válvula de recirculação e 90% do valor do inversor de frequência. Cabe comentar que o aumento do valor de P_f ocorreu após o ajuste do *damper* localizado na saída da chaminé, de maneira a deixar uma mínima saída da gases para a atmosfera. Observa-se, portanto, outro parâmetro de influência nas pressões do sistema – e a conseqüente entrada de ar falso: o ajuste da vazão de saída de gases pela chaminé.

Tabela 25: Condições obtidas com o aumento da vazão mássica de gases de entrada para 90% da potência do ventilador e 25% de abertura da válvula de recirculação.

% Potência ventilador		90%	
% Abertura da válvula		25%	
m_{gases} (kg/h)	240	271	314
ΔP_{leito} (Pa)	3501	3824	4217
P_f (Pa)	0	235	314
P_2 (Pa)	- 78	39	98
O_2 (%)	3,9	0	0
CO_2 (%)	14,2	14,6	15,3

Em suma, para uma potência do ventilador e abertura da válvula de recirculação de gases fixados, a vazão mássica de entrada de ar no sistema teve forte influência sobre as pressões P_f e P_2 . Com isso, tem-se mais um parâmetro com influência no ajuste do processo para minimização da entrada de ar falso e consequente concentração de oxigênio. Importante frisar que o local de análise de oxigênio está localizada no ponto P_2 , o qual, como já explanado, tem uma relação de aumento de pressão com a diminuição do valor da concentração de O_2 .

6.4 AJUSTE DAS CONDIÇÕES DE PROCESSO

Em plantas experimentais de oxicombustão, CO_2 auxiliar, proveniente de tanques, é frequentemente utilizado na passagem da combustão com ar atmosférico, o que provê ao processo um custo adicional não aplicado em plantas comerciais (GUEDEA ET AL., 2011). Com isso, a manutenção da pressão positiva no sistema para minimizar a entrada de ar falso possui forte ajuda da entrada de CO_2 auxiliar. Nessa transição, questões a serem analisadas referem-se às mudanças nas condições operacionais dentro da fornalha, devido às mudanças nas propriedades do gás de entrada e a parâmetros de processo, como anteriormente analisados. Estas questões tornam-se particularmente importantes em processos de combustão em leito fluidizado borbulhante, onde condições de processo, tais como

velocidade de fluidização e queda de pressão do leito, devem ser observadas, pois dependem diretamente de parâmetros de processo.

Devido à forte influência da potência exercida pelo ventilador na zona de recirculação dos gases e abertura da válvula de recirculação, os parâmetros de processo foram ajustados de maneira a minimizar a entrada de ar falso no sistema e promover o estabelecimento das condições para a oxicombustão.

É importante comentar que tais parâmetros, por sua vez, influem na manutenção de pressões estáticas positivas em zonas sujeitas à entrada de ar falso. Ao mesmo tempo, os mesmos parâmetros sofrem influência da vazão mássica que entra do leito, de maneira a manter a fluidização borbulhante e prover a faixa de recirculação no ponto P2 com uma pressão estática positiva.

Considera-se, também, que a vazão mássica de entrada no leito sofre forte influência da abertura da válvula de recirculação; quanto menor a abertura da válvula, menor a vazão mássica recirculada para o leito fluidizado. Este vem a ser um aspecto extremamente importante, uma vez que há uma mínima velocidade de fluidização que deve ser mantida no processo, a qual é consequência direta da vazão mássica.

Sendo assim, sabendo das condições e efeitos dos parâmetros de processos necessários à promoção de uma mínima entrada de ar falso, o ajuste das condições de processo para obtenção de uma faixa ótima de operação foi efetuada na seguinte sequência:

1. abertura da válvula de recirculação;
2. fechamento parcial da chaminé (via ajuste do *damper*);
3. fechamento progressivo da válvula de recirculação;
4. fechamento progressivo da alimentação de ar atmosférico para manutenção de fluidização concomitante com aumento progressivo da alimentação de O₂;
5. ajuste da vazão de entrada no leito via ajuste da válvula de recirculação.

Tal sequência, no entanto, necessita de uma constante retroalimentação devido à influência que um parâmetro exerce no outro. O fechamento parcial da chaminé é realizado para minimizar a sucção, diminuindo a entrada de ar falso, e para manter a pressão positiva para a saída de gases. O fechamento progressivo da válvula de recirculação é realizado juntamente com o controle das pressões P_f e P2 localizadas na faixa de maior suscetibilidade à entrada de ar falso. O fechamento

progressivo da alimentação de ar atmosférico é realizado de maneira a minimizar a concentração de oxigênio no sistema, porém, ao mesmo tempo, manter uma vazão mássica que possibilite pressões P_f e P_2 positivas.

Com isso, foi possível a obtenção de condições ideais para a retirada da alimentação de ar atmosférico, entrada de oxigênio e operação em condições características de oxicombustão. Entretanto, deve-se considerar que, em plantas de combustão adaptadas para a oxicombustão, a entrada de ar falso no sistema ocorre em uma quantidade considerável, ainda mais quando não se trabalha com adição de CO_2 sintético para manter uma pressão positiva em locais mais suscetíveis. Mesmo com baixas quantidades de entrada de ar falso, a concentração de CO_2 nos gases de oxicombustão tende a sofrer um forte impacto. Como exemplo, para uma entrada de ar de 3% em massa em plantas novas, a concentração de CO_2 poder atingir um máximo de 83,7% vol. com um excesso de oxigênio de 10% (KATHER e KOWNATZKI, 2011).

6.5 OPERAÇÃO DE OXICOMBUSTÃO

Uma vez estabelecidas as condições de pressão positiva no ponto P_2 do sistema durante a recirculação, via sequência descrita na seção 6.4, e atingida a deficiência de oxigênio, foram realizadas operações com recirculação de gases com variação da potência do ventilador em diferentes condições operacionais e adição de oxigênio ao gás de retorno. A Tabela 26 mostra as condições do processo e os resultados encontrados para o estabelecimento das condições 9 a 12. Para tanto, primeiramente, as características do processo para condições similares à condição 3 da Tabela 17 foram estabelecidas para carvão e condição 7 para casca de arroz.

É importante salientar que, nas condições de operação implementadas, mesmo com o uso da mesma alimentação de carvão – 26 kg/h – a necessidade de alimentação de oxigênio foi distinta para a manutenção de uma combustão constante. Quanto a esta observação, deve-se considerar que diferentes taxas de entrada de ar falso no sistema ocorrem de acordo, primeiramente, com a potência do ventilador e, posteriormente, de acordo com os valores de pressão estabelecidos no sistema. Esta observação refere-se à comparação entre as condições 9 e 10, quando foi mantida a mesma alimentação de carvão, porém a potência do ventilador diferente para as duas condições. Pode-se observar um aumento de P_f com a

potência correspondente ao variador de frequência em 90% e uma maior vazão mássica correspondente aos gases de entrada.

Tabela 26: Condições de operação com recirculação e adição de oxigênio para duas potências do ventilador com carvão mineral e casca de arroz.

Condição	9	10	11	12
				Casca
Combustível	Carvão	Carvão	Carvão	de Arroz
Ventilador	80%	90%	80%	80%
Abertura				
Válvula	15	15	10	10
Recirculação				
m_{comb} (kg/h)	26	26	31	52,5
m_{gases} (kg/h)	180,0	198,7	185	190,0
P_f (mmCA)	118	167	127	363
T04 (K)	1133,15	1134,15	1253,15	1184,15
T05 (K)	1133,15	1138,15	1249,15	1188,15
CO₂ (% vol)	36	34,0	42,0	37,5
O₂ (% vol)	3,4	3,9	3,8	5,2

Na condição 11, foi aumentada a alimentação de carvão para 31 kg/h para a potência do ventilador em 80%. Nesta condição, é possível observar um importante efeito na concentração de CO₂ gerado nos gases de combustão. Ao mesmo tempo, tem-se um considerável aumento de temperatura, uma vez que se tem maior aporte de energia pela alimentação de carvão.

Para a operação com casca de arroz – condição 12, primeiramente, assim como observado nas operações em combustão com ar atmosférico, observa-se o efeito da saída dos voláteis antes de atingir o leito, de maneira a aumentar a pressão na região do *freeboard*. No entanto, nas condições da Tabela 26, quando se tem um circuito com recirculação, este efeito é mais pronunciado.

Para o ajuste dos parâmetros de processo analisados que influenciam no estabelecimento da oxicomustão – vazão de gases de recirculação, abertura da

válvula de recirculação e pressões do sistema – a potência do ventilador foi mantida em 80% e a alimentação de carvão em 31 kg/h. Devido à maior facilidade de alimentação e operação por um maior período de tempo, o ajuste das condições operacionais foi realizado via utilização de carvão como combustível. Os valores mencionados foram selecionados devido às melhores condições observadas na Tabela 26, quando dois valores de potência do ventilador foram utilizados em um primeiro momento de operação com recirculação dos gases e adição de oxigênio.

A manutenção da mesma alimentação de carvão utilizada na condição 11, juntamente com o ajuste da válvula de recirculação de gases, promoveu, na condição 13, uma menor vazão mássica de gases. Isso contribuiu, primeiramente, para o importante aumento da concentração de CO₂ nos gases, assim como novo considerável aumento de temperatura.

Na Tabela 27, o mesmo aporte de energia foi mantido durante as operações com oxigênio, como ponto de partida para comparação e análise de processo com a condição 5. Na referida tabela, a temperatura de entrada, T_e, refere-se à temperatura que os gases de recirculação, já com a adição de oxigênio, retornam à fornalha e a análise dos gases é dada em base seca. Verifica-se que o ΔP_{leito} é mantido em um valor dentro da faixa de fluidização, como mostrado na Figura 50, sendo que os valores das temperaturas T04 e T05, abaixo e acima do leito, confirmam a manutenção da fluidização.

Ratifica-se a diminuição da concentração de N₂ e o aumento da concentração de CO₂ nos gases de recirculação em comparação com a combustão com ar atmosférico. Com isso, também foi observado um substancial aumento da temperatura do leito, devido às mudanças nas propriedades dos gases de entrada no volume de controle na combustão e na oxidação – calor específico, emissividade e massa específica.

Tabela 27: Condições de operação obtidas para a oxidação de carvão mineral.

Condição	13
Ventilador	80%
Abertura válvula de recirculação	7%
m_{comb} (kg/h)	31
m_{entrada} (kg/h)	182,7
ΔP_{leito} (Pa)	3923
P_f (Pa)	137
P₁ (Pa)	49
T_e (K)	322,15
T04 (K)	1319,15
T05 (K)	1319,15
ENTRADA	
CO₂ (% vol.)	34,2
O₂ (% vol.)	29,3
N₂ (% vol.)	36,5
CO₂ (% más.)	43,4
O₂ (% más.)	27,1
N₂ (% más.)	29,5
SAÍDA	
CO₂ (% vol.)	59,6
O₂ (% vol.)	3,9
N₂ (% vol.)	36,5
CO₂ (% más.)	69,5
O₂ (% más.)	3,3
N₂ (% más.)	27,1
α (%)	34,8

Segundo Scheffknecht et al. (2011), a razão de recirculação e, conseqüentemente, a concentração de oxigênio nos gases de recirculação, é o

principal parâmetro que determina as ótimas condições de queima. Considerando questões relacionadas aos parâmetros de processo, a taxa de recirculação do gás realmente se mostrou um parâmetro-chave, que tem como importante consequência mudanças nas propriedades dos gases de entrada no leito e no processo, como descrito anteriormente: capacidade de transferência de calor por radiação, calor específico dos gases e temperatura adiabática de chama. Como exemplo, para que seja obtida uma temperatura adiabática de chama similar à combustão com ar atmosférico, a concentração de oxigênio que entra na fornalha deve ser consideravelmente maior, o que gera a necessidade de uma recirculação de gases em torno de 2/3. Além disso, o incremento da concentração de gases com moléculas triatômicas nos gases de combustão (CO_2 e H_2O) aumenta a emissividade e a calor específico dos gases (HU e YAN, 2012).

Realmente, a concentração de O_2 para os gases de entrada foi maior, sendo elevada para 29,3% vol. Além disso, na recirculação dos gases, com um aumento da concentração de CO_2 nos gases a partir da injeção de oxigênio, observou-se uma tendência de aumento das temperaturas T04 e T05 para outra condição de equilíbrio. Como estes pontos estão localizados na zona de radiação do sistema, sugere-se que de fato a mudança da emissividade dos gases aumenta de maneira considerável a transferência de calor por radiação.

Para o processo analisado, oxidcombustão em leito fluidizado borbulhante, a manutenção de um valor mínimo na recirculação no sistema não só possui influência direta na liberação de calor, como também na operação acima da velocidade mínima de fluidização. Sendo assim, se a diminuição da vazão mássica de gases de recirculados permite o aumento da concentração de CO_2 , há um mínimo valor que deve ser mantido para a manutenção da fluidização. Novamente, isto vem a ser consequência da mudança das propriedades dos gases que entram no leito em comparação com o ar atmosférico.

Para tanto, foi utilizada uma taxa de recirculação de 90,8% (em base mássica) para 80% do variador de frequência. Verifica-se, portanto, que foi necessária a utilização de elevadas taxas de recirculação para a manutenção da pressão positiva nos pontos mais críticos do sistema e para, ao mesmo tempo, manter a fluidização.

Igualmente, outro importante parâmetro de processo é a manutenção da pressão positiva entre a saída da fornalha e o ponto P2, de maneira e minimizar a

entrada de ar falso, então, um equilíbrio entre taxa de recirculação e pressões do sistema deve ser atingido para satisfazer tanto questões fluidodinâmicas quanto questões de entrada de ar falso. Sendo assim, os valores da Tabela 27 mostram o momento de equilíbrio determinado pela variação destes distintos parâmetros.

Para comparação, cabe mencionar o trabalho desenvolvido por Chin e Lin (2013), que fizeram a adaptação de uma fornalha a óleo combustível para a oxidação. Os autores compararam a operação sob pressão negativa da fornalha, com um valor de -100 Pa, e sob pressão positiva da mesma, com um valor de $+20$ Pa. Os gases gerados tiveram concentrações de CO_2 de 34,4% e 61,1%, para as condições de pressão negativa e positiva, respectivamente. Na operação em pressão negativa, a transição da combustão para a oxidação possibilitou a diminuição dos gases de entrada na fornalha em 76% e 74% para a operação com pressão positiva. No entanto, devido ao maior valor de vazão de entrada de gases na fornalha, foi possível diminuir a recirculação de gases.

Preusche et al. (2011) definiram a entrada de ar, α , como a razão entre a vazão mássica de ar entrando no sistema e a vazão mássica de gases na saída do sistema. Aqui, consideramos o volume de controle do sistema como sendo a fornalha onde se encontra o leito fluidizado. O valor obtido para α foi 34,8% com 80% de potência do ventilador. Este vem a ser um valor elevado para a entrada de ar, mostrando que, apesar de haver o estabelecimento de pressão positiva entre a saída da fornalha e o ponto P2, ainda é necessária a minimização da entrada de ar na zona de recirculação, onde a pressão continua negativa devido à sucção do ventilador.

Zanganeh e Shefeen (2007) sugerem, após experimentos com simulação de gases, que o tamanho da fornalha para combustão e oxidação não necessita sofrer mudanças consideráveis. Os resultados obtidos em leito fluidizado borbulhante confirmam este comentário desde que haja um forte trabalho de vedação de todo o sistema de reciclagem de gases e que pressões positivas sejam obtidas em pontos de maior vulnerabilidade à entrada de ar falso.

Apesar de não ter sido estudada com maiores detalhes, também cabe mencionar a importante mudança que foi observada no carbono contido nas cinzas da condição 3 – combustão com ar atmosférico – em comparação com a condição 13 – oxidação. Foi observado um aumento de 8% de carbono nas cinzas de combustão em comparação com a oxidação. Esta é uma importante questão a

ser futuramente estudada, uma vez que há a possibilidade de carbonatação do CaO contido nas cinzas (JIA et al., 2008).

6.5.1 Balanço de massa no sistema

Uma vez definida uma boa faixa de condição de operação com o inversor de frequência do ventilador a 80% e uma minimização da entrada de ar falso entre a saída da fornalha e o ponto P2, a Tabela 28 mostra o balanço de massa para comparação das condições de estabilização na combustão e na oxidação. As condições de operação da tabela referem-se à mesma alimentação de carvão quando da operação em combustão com ar atmosférico. Os dados mostrados foram obtidos da operação da condição 5 (Tabela 17) e da condição 13 (Tabela 27). Com isso, foram alcançados dados referentes à mesma alimentação de combustível – 31 kg/h.

Neste momento, diferentemente das Tabelas 17 e 27, que mostram as concentrações em base seca, os valores analisados já consideram a geração de umidade pelo combustível e, como consequência, as concentrações estão em base úmida. Sendo assim, a concentração de H₂O nos gases de combustão vem a ser consequência da umidade do ar, umidade do combustível e geração de H₂O devido à combustão do hidrogênio do combustível. Na oxidação, a umidade do ar refere-se à umidade do ar falso de entrada na recirculação. Deve ser ressaltado que a umidade de entrada considerada refere-se à umidade específica do ar, tendo-se adotado um valor de 0,01 kg H₂O/ kg ar seco na temperatura de 293,15 K.

Ressaltam-se, também, as diferenças dos valores totais de entrada e saída de gases, tanto na combustão quanto na oxidação. Isto ocorre, pois, na saída do volume de controle, conforme representado pela Figura 41, não está computada a geração de cinzas provenientes do combustível, que fecha os valores dos balanços de massa. Sendo assim, o balanço de massa está considerando apenas a entrada e saída de gases do volume de controle. Além disso, devido às baixas concentrações e à ausência de análise específica, os óxidos de enxofre e nitrogênio não foram computados.

Tabela 28: Balanço de massa no VC.

ENTRADA							
Combustão				Oxicombustão			
Componente	Concentração (% vol.)	Concentração (% más.)	Vazão mássica (kg/h)	Componente	Concentração (% vol.)	Concentração (% más.)	Vazão mássica (kg/h)
O ₂	20,4	22,8	106,0	O ₂	29,1	26,9	49,3
CO ₂	0	0	0	CO ₂	33,9	43,2	79,0
N ₂	78,2	76,4	355,0	N ₂	36,2	29,4	53,7
H ₂ O	1,3	0,8	3,9	H ₂ O	0,7	0,4	0,7
Total	100	100	464,9	Total	100	100	182,7
SAIDA							
Combustão				Oxicombustão			
Componente	Concentração (% vol.)	Concentração (% más.)	Vazão mássica (kg/h)	Componente	Concentração (% vol.)	Concentração (% más.)	Vazão mássica (kg/h)
O ₂	10,6	11,7	57,1	O ₂	3,4	3,1	6,6
CO ₂	7,7	11,7	57,1	CO ₂	52,5	65,3	137,7
N ₂	76,0	73,1	356,6	N ₂	32,1	25,5	53,7
H ₂ O	5,5	3,4	16,7	H ₂ O	11,9	6,0	12,8
Total	100	100	488,0	Total	100	100	210,8

Segundo Fujimori e Yamada (2012), no processo de oxicombustão, o volume do gás de combustão diminui de 75 a 80% se comparado com a combustão com ar atmosférico. Se, a partir da massa específica dos gases de entrada no volume de controle, considerando as respectivas temperaturas de entrada, determina-se o volume dos gases obtidos, chega-se a um valor de 31,6% do volume de gás para oxicombustão entrando no volume de controle em comparação com ar atmosférico. Este é um valor mais alto do que o comumente encontrado na literatura. Porém, como já comentado, quando se tem a oxicombustão em leito fluidizado borbulhante, dada a necessidade de uma vazão mínima para manter o gás entrando acima da velocidade mínima de fluidização, maiores taxas de recirculação dos gases são necessárias.

Wall et al. (2008), a partir de um balanço de massa, mostraram que, para manter a fração volumétrica desejada de 3,3 % em base úmida, foi necessário operar com uma entrada de gases com 27% O₂ também em base úmida. O balanço de massa da Tabela 28 mostra que foi obtida uma fração volumétrica de 3,4% O₂ em base úmida. No entanto, a fração volumétrica de O₂ nos gases de entrada foi de 29,1%, mostrando uma boa concordância com os valores apresentados na literatura.

A partir da Tabela 28, é importante observar, como já esperado, a minimização da saída de N_2 do volume de controle e, ao mesmo tempo, o aumento da vazão de CO_2 . Isto gera importantes mudanças nas propriedades do gás e necessidades do sistema.

6.5.2 Balanço de energia no sistema

A partir dos resultados relativos ao balanço de massa da Tabela 28 e as temperaturas médias do leito fluidizado obtidas na combustão e oxidação das de 1129,15 K e 1337,15 K, respectivamente, a Tabela 29 mostra o balanço de energia no sistema.

Destaca-se, primeiramente, a maior característica exotérmica da oxidação em comparação com a combustão: de $-225938,0$ kJ/h para $-429965,0$ kJ/h. Esta diferença é resultado, principalmente, das entalpias de saída dos gases do volume de controle para os dois tipos de processos: $458445,3$ kJ/h na combustão e $255660,9$ kJ/h na oxidação. Tais valores de entalpia, por sua vez, possuem relação direta com a menor vazão mássica de gases de saída: 488 kg/h na combustão para $210,8$ kg/h na oxidação.

A literatura fala, repetidamente, na necessidade de manutenção de uma fração volumétrica de 27 a 30% nos gases de entrada para a manutenção de uma mesma temperatura de chama. Este valor foi obtido, como mostrado na Tabela 28. No entanto, dado os valores encontrados na Tabela 29 relacionados ao balanço energético, a importante diminuição da vazão de gases de entrada na fornalha e o súbito aumento de temperatura com a mudança de processo, valores menores quanto à fração mássica de O_2 provavelmente podem ser aplicados quando há a manutenção da mesma alimentação de combustível. Para tanto, uma maior abertura da válvula de recirculação é necessária.

Retirando-se a contribuição energética do combustível, como mostra a Figura 60, a entalpia correspondente apenas aos gases presentes no ar atmosférico e nos gases de recirculação possui uma considerável diferença na entrada do volume de controle. Mesmo com a diminuição da vazão mássica de entrada no leito, a entalpia dos gases de recirculação, considerando os parâmetros obtidos do processo, nas Tabelas 28 e 29, possui maior contribuição ao balanço de energia.

Primeiramente, tem-se uma importante contribuição do CO₂ que não está presente na combustão, mas possui a maior contribuição energética aos gases de entrada no leito. Verificam-se, também, maiores contribuições energéticas do N₂ e do O₂ na oxidação, novamente, mesmo com uma menor vazão mássica, porém maior temperatura de entrada.

Tabela 29: Balanço de energia no VC.

ENTRADA					
Combustão			Oxidcombustão		
Componente	Entalpia (kJ/h)	Entalpia (kJ/kg comb.)	Componente	Entalpia (kJ/h)	Entalpia (kJ/kg comb.)
Combustível	683457,0	22047,0	Combustível	683457,0	22047,0
O ₂	178,9	5,8	O ₂	990,6	31,9
CO ₂	0	0	CO ₂	1475,9	47,6
N ₂	685,0	22,1	N ₂	1221,7	39,4
H ₂ O	62,4	2,0	H ₂ O	28,6	0,9
Gases de Entrada	926,3	29,9	Gases de Entrada	3716,7	119,9
SAÍDA					
Combustão			Oxidcombustão		
Componente	Entalpia (kJ/h)	Entalpia (kJ/kg comb.)	Componente	Entalpia (kJ/h)	Entalpia (kJ/kg comb.)
O ₂	48670,8	1570,0	O ₂	6957,7	224,4
CO ₂	52635,4	1697,9	CO ₂	160496,4	5177,3
N ₂	328151,5	10585,5	N ₂	61786,4	1993,1
H ₂ O	28987,6	935,1	H ₂ O	27968,2	902,2
Gases de Saída	458445,3	14788,5	Gases de Saída	225660,9	8297,0
BALANÇO DE ENERGIA					
q	- 225938,0	-7288,3	q	- 429965,0	- 13869,8

A Figura 61 já mostra a entalpia dos gases de saída da combustão e da oxidação de carvão para as mesmas condições das Tabelas 28 e 29. Uma considerável diferença na saída de gases do volume de controle é proveniente da diminuição da entalpia referente ao nitrogênio. Como, na oxidação, a vazão mássica de nitrogênio cai consideravelmente, a sua contribuição energética endotérmica, em kJ/h, também, mesmo com o aumento da temperatura do leito. Quanto à entalpia correspondente ao CO₂, a maior concentração deste componente nos gases de oxidação e a sua maior temperatura aumentam a sua contribuição ao conteúdo energético dos gases de saída.

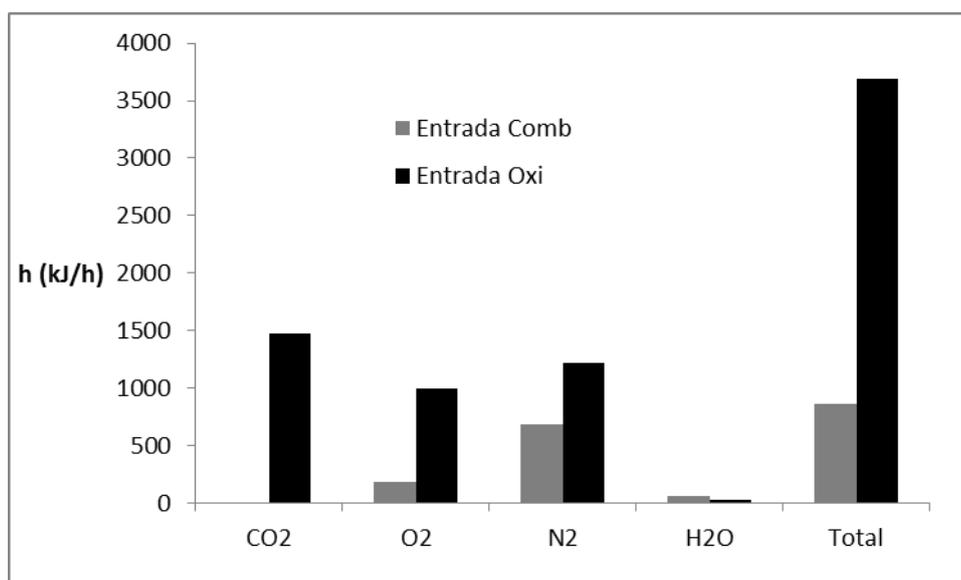


Figura 60: Entalpias correspondentes aos componentes do ar atmosférico e dos gases de recirculação na entrada do VC para carvão mineral.

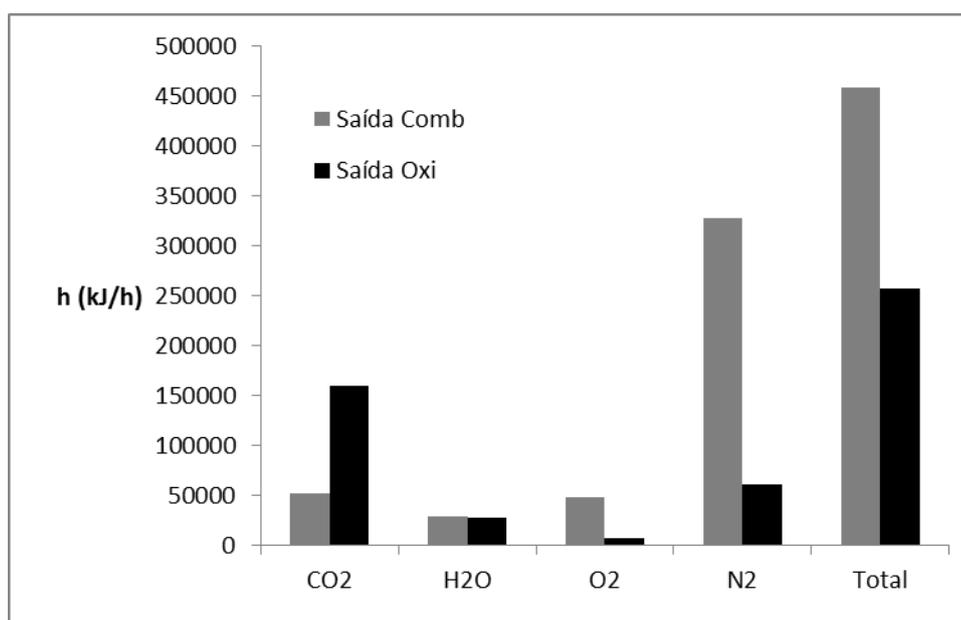


Figura 61: Entalpias correspondentes aos componentes do ar atmosférico e dos gases de combustão na saída do VC para carvão mineral.

O súbito aumento de temperatura na transição para a oxicombustão também já foi reportado na literatura. Romeo et al. (2011) verificaram um aumento em torno de 423,15-473,15 K quando fizeram a transição para a oxicombustão de carvão com biomassa e de 343,15-353,15 K para a oxicombustão com carvão. Para manter uma mesma velocidade de fluidização, os autores utilizaram um *input* de 30 kW_{th}

para combustão com ar atmosférico e $70 \text{ kW}_{\text{th}}$ para a oxidação. Caso aplicado este aumento de combustível, não seria um procedimento viável para a manutenção de um equilíbrio fluidodinâmico no sistema, apesar de importante para um melhor equilíbrio energético, uma vez que os pontos de necessidade de maximização das pressões teriam uma diminuição das mesmas, como em P_f e P_2 . Isto reforça a necessidade de minimização de pontos de entrada de ar falso a fim de possibilitar uma diminuição do aporte de energia ao sistema via diminuição da alimentação de combustível.

Devem-se considerar, também, diferenças referentes à transferência de calor por radiação, como expresso na Tabela 4. Sabe-se que a temperatura de combustão com oxigênio puro é tão alta que o excesso de transferência de calor por radiação tende a causar problemas nos materiais internos da fornalha. Devido a isso, na tecnologia de oxidação, há a necessidade de recirculação dos gases para diminuição da temperatura de chama. Nesse sentido, é importante considerar que a transferência de calor por radiação depende da temperatura e da emissividade dos gases, ao passo que a transferência de calor por convecção depende das propriedades do escoamento, expressas pelos números de Reynolds e Prandtl e coeficientes de transferência de calor (Toftegaard, 2010).

Quanto a questões radiantes, sabe-se que os gases emitem e absorvem radiação em bandas discretas. Gases não luminosos, gases inertes e gases diatômicos com composição simétrica como O_2 , N_2 e H_2 são considerados transparentes para a radiação térmica. Importantes meios onde há absorção e emissão de radiação ocorrem com gases como CO_2 e H_2O e moléculas assimétricas como CO (WELTY et al., 1984). Observando a Tabela 28, verifica-se que a fração mássica de gases que não emitem ou absorvem radiação, como O_2 e N_2 , da combustão para a oxidação, passam de valores de 11,7% e 73,1% para 3,1% e 25,5%, respectivamente. Ao mesmo tempo, gases como CO_2 e H_2O , passam de frações mássicas de 11,7% e 3,4% para 65,3% e 6,0%, respectivamente. Conseqüentemente, obtém-se um considerável aumento de gases com propriedades radiantes frente a gases transparentes para a radiação térmica.

Outras mudanças em propriedades dos gases da oxidação frente à combustão também são passíveis de avaliação, entre elas, o calor específico dos gases. O calor específico das substâncias a pressão constante (volume variável de um gás) é descrito pela Equação 44:

$$c_p = \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_p \quad (44)$$

O valor de “ c_p ”, portanto, relaciona-se diretamente com a entalpia, h , a uma variação da temperatura, como também mostra a Figura 62. Para o intervalo de temperatura mostrado na Figura 62, c_p aumenta com o aumento da temperatura, com exceção dos gases monoatômicos Ar, Ne, e He.

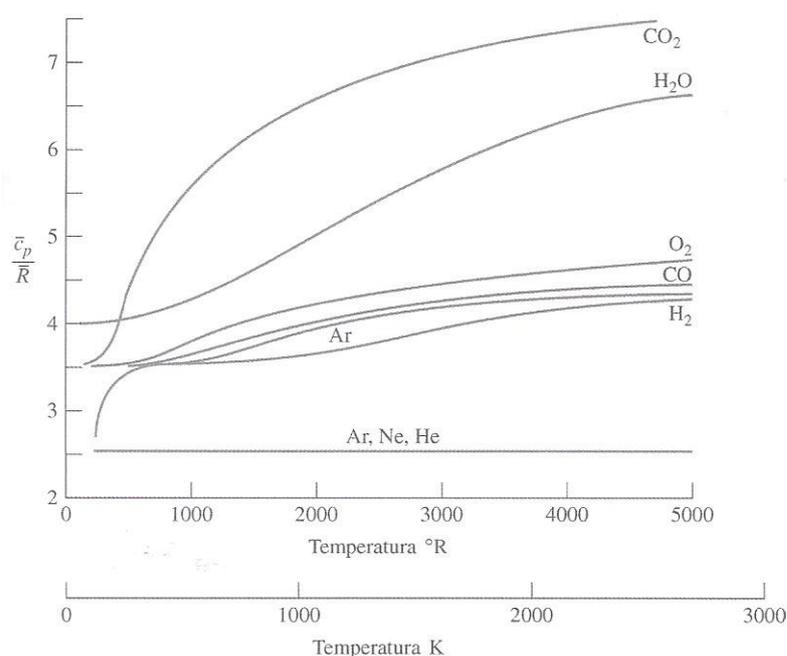


Figura 62: Variação de c_p/R com a temperatura utilizando o modelo de gás ideal.

Fonte: Moran e Shapiro (2009)

Calores específicos disponíveis na forma de equações empíricas para diferentes gases (Anexo A), conforme apresentado por Carvalho e McQuay (2007), também podem ser obtidos. Pelo uso de equações empíricas, a Tabela 30 mostra os valores dos calores específicos dos gases da combustão e da oxidação calculados a partir dos resultados da Tabela 28.

Na Tabela 30, as duas primeiras colunas representam o calor específico dos componentes puros, sendo as três colunas seguintes a contribuição por componente, x_i , por unidade de massa, considerando as composições dos gases de combustão e oxidação. Pela tabela, verifica-se um aumento de 7,7% do calor específico dos gases da combustão para oxidação, se ambos estivessem a 1127,15 K, e de 11,8% da combustão para a oxidação a 1320,15 K.

Quanto ao calor específico de entrada dos gases na fornalha, a Tabela 31 mostra os valores para as mesmas temperaturas da Tabela 30. Para fins de comparação, a Tabela 31 também mostra o valor do calor específico do gás de entrada da oxidação caso a temperatura fosse a mesma que ocorre na entrada da combustão. Segundo Toftegaard (2010), a substituição do N_2 pelo CO_2 no oxidante tem como consequência um maior valor do calor específico dos gases, resultando em uma menor temperatura de chama, o que exige maiores concentração de O_2 para as reações de combustão. Pela Tabela 31, vemos que, nas temperaturas consideradas, o calor específico possui um aumento de 4,2% se tivéssemos as composições dos gases obtidas, porém na mesma temperatura e de 7,3% na temperatura obtida do leito nas operações realizadas.

Tabela 30: Valores do calor específico dos gases de combustão e oxidação na saída do VC.

Componente	c_p (cal/mol.K)	c_p (kJ/kg.K)	c_p comb (kJ/kg.K)	c_p oxi (kJ/kg.K)	c_p oxi (kJ/kg.K)
T (K)	1127,15	1127,15	1127,15	1127,15	1320,15
CO₂	13,27	1,27	0,15	0,83	0,86
H₂O	10,09	2,35	0,08	0,14	0,15
O₂	8,41	1,10	0,13	0,03	0,03
N₂	7,63	1,14	0,84	0,29	0,30
Total ($\sum x_i c_{pi}$)			1,19	1,29	1,35

O CO_2 e o H_2O são substâncias, que, quando no estado gasoso ou vapor, possuem maiores valores do calor específico se comparamos com o N_2 , presente em grande quantidade no ar atmosférico. Como consequência, o incremento no valor do calor específico destes gases, presentes em grande quantidade nos gases da oxidação, tende a aumentar a transferência de calor na seção convectiva da fornalha. No entanto, como, na oxidação, o volume de gases que entra na fornalha tende a ser menor em comparação com a combustão com ar atmosférico devido ao incremento nas propriedades radiantes, uma necessidade de otimização da transferência de calor nas zonas radiantes e convectiva da fornalha é essencial para o ajuste do processo quando se parte da adaptação de um processo já existente para combustão tradicional com ar atmosférico (WALL, 2007).

Tabela 31: Valores do calor específico médio dos gases de combustão e oxidação na entrada do VC.

Componente	Comb	Oxi	Oxi
T (K)	1127,15	1127,15	1320,15
c _p (kJ/kg.K)	1,14	1,19	1,23

Sendo assim, para uma análise qualitativa, e tendo como base as diferenças de vazões nos dois tipos de processos juntamente com as diferenças de composição, consideramos, como comentado por Chen et al. (2005), que a transferência de calor em leito fluidizado borbulhante ocorre por convecção durante breves períodos de contato com a fase gasosa, por convecção/condução de partícula pelo contato com uma fase gasosa densa e por radiação em temperaturas elevadas.

Ainda sob a ótica de uma análise qualitativa, podemos relacionar as mudanças nas propriedades dos gases, para o cálculo do coeficiente de transferência de calor por convecção entre as partículas do leito e o gás. Tal coeficiente é dependente do número de Nusselt, Nu_p , número de Reynolds relacionado à partícula, Re_p , número de Prandtl relacionado ao gás, Pr_g . O coeficiente adimensional Nu_p é dado pela Equação 45 e o número de Reynolds de partícula é dado pela Equação 46. Ainda, o número de Prandtl do gás, Pr_g , é dado pela Equação 47 (YAN, 2002 e WELTY et al., 1984):

$$Nu_p = \frac{h_p d_p}{k_g} \quad (45)$$

$$Re_p = \frac{U_g d_p \rho_g}{\mu_g} \quad (46)$$

$$Pr_g = \frac{\mu_g c_p}{k_g} \quad (47)$$

Na faixa de Re_p entre 0,1 e 50, Yang (2003) propõe uma relação empírica dada pela Equação 48:

$$Nu_p = 0,0282 Re_p^{1,4} Pr_g^{0,33} \quad \text{para } 0,1 \leq Re_p \leq 50 \quad (48)$$

Para a determinação de h_{gc} , tem-se com a Equação 49 (YANG, 2003):

$$h_{gc} = 0,0282 \frac{k_g}{d_p} Re_p^{1,4} Pr_g^{0,33} \quad (49)$$

A viscosidade do gás, μ_g , pode ser calculada conforme procedimento descrito no Anexo B, e a condutividade térmica, k_g , pode ser determinada pela Equação de Miller (REID et al., 1986), Anexo C. A massa específica do gás é determinada pela Lei dos Gases Ideais considerando a fração mássica de cada gás e a velocidade superficial, U_g , é determinada a partir dos dados da Tabela 28 e das dimensões do leito. A Tabela 32 mostra os valores das propriedades dos gases para os dois processos e dos números adimensional, além do coeficiente de transferência de calor por convecção partícula-gás.

Tabela 32: Variação das propriedades dos gases obtidos para as condições de combustão e oxicombustão obtidas.

Parâmetro	Combustão	Oxicombustão	Oxicombustão
	T = 1127,15K	T = 1127,15K	T = 1320,15K
c_{pg} (kJ/kg.K)	1,19	1,29	1,35
ρ_g (kg/m ³)	0,3243	0,4105	0,3505
k_g (W/m.K)	0,0582	0,0591	0,0703
U_g (m/s)	1,44	0,49	0,57
μ_g (kg/m.s)	$4,36 \times 10^{-5}$	$4,26 \times 10^{-5}$	$4,75 \times 10^{-5}$
Re_p	2,22	0,98	0,87
Pr_g	0,89	0,93	0,91
h_p (kW/m ² .K)	23,3	7,6	7,6

Verifica-se, pela Tabela 32, uma diminuição do coeficiente de transferência de calor por convecção entre as partículas e o gás gerado. Tal diminuição ocorre tanto ao considerar-se a composição do gás gerado na mesma temperatura de combustão com ar atmosférico, quanto com a temperatura do leito obtida na temperatura de oxicombustão, ou mesmo se considerasse a mesma vazão mássica de entrada. Segundo Yang (2003), a magnitude do coeficiente de transferência de calor entre as partículas do leito e o gás, geralmente, não é muito grande. Os valores de h_p ficam na ordem de 1 a 100 W/m².K. No entanto, a taxa de transferência de calor entre as partículas e o gás por unidade de volume é extremamente alta devido à elevada

área superficial. Como consequência, considera-se que o equilíbrio térmico entre as partículas e o gás é rapidamente atingido.

Diferentemente do comentado por Wall (2007) e Kakaras et al. (2007), apesar do aumento da taxa de transferência de calor, houve uma diminuição do valor do coeficiente de transferência de calor por convecção.

Confirma-se, quanto às características do gás gerado, e como esperado, um aumento da massa específica do gás na oxidação e considerável aumento da viscosidade. Mesmo com o aumento da massa específica do gás e o aumento da viscosidade, a diminuição da velocidade desempenha um papel mais preponderante na diminuição de número de Reynolds e, conseqüentemente, do coeficiente de transferência de calor por convecção. Ressalta-se o também considerável aumento do número de Prandtl. Este número adimensional relaciona a difusividade de momento com a difusividade de calor. A mudança deste número adimensional, tendendo a 1,0, significa que a difusividade de momento passa a ter maior contribuição no escoamento.

A partir da Equação 49, observa-se que a velocidade vem a ser o único parâmetro no cálculo de h_{gc} que é função principal das condições de processo. Isto mostra que, para uma mesma alimentação de combustível, a transição de combustão para oxidação em leito fluidizado borbulhante acarreta uma considerável mudança nas condições de escoamento dos gases e nas conseqüentes propriedades, uma vez que o parâmetro U_g foi o que mais apresentou variação na Tabela 32.

Cabe ainda considerar o estudo publicado por Ryu et al. (2013), que analisaram computacionalmente questões relativas à transferência de calor na parede de uma fornalha sob condições de operação em combustão com ar e oxidação. Devido ao menor calor específico, a temperatura do gás acima do queimador obteve um maior decréscimo de temperatura quando na combustão com ar atmosférico.

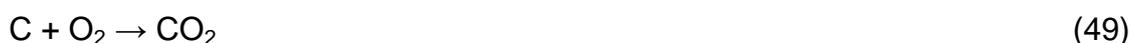
Em suma, os resultados obtidos relacionados a questões térmicas e o seu manuseio, considerando as propriedades dos gases obtidos, indicam substanciais mudanças da transferência de calor quando temos uma mudança para a oxidação. Tais mudanças estão relacionadas tanto à transferência de calor por radiação quanto por convecção. Considerando a forte contribuição da transferência de calor por radiação no leito fluidizado e a também forte mudança das propriedades

radiante do gás, tal aumento de transferência de calor é, predominantemente, via o fenômeno de radiação, o que preponderou no aumento de temperatura do leito.

Seria interessante, novamente, comentar que, segundo Toftegaard et al. (2010), a diminuição da temperatura de chama exige uma maior fração volumétrica de CO₂ nos gases devido ao maior calor específico deste em comparação com o N₂. Com isso, e a partir dos resultados obtidos da análise energética e de transferência de calor da oxidação, o efeito das propriedades radiantes do gás do CO₂ se sobrepuseram. Conseqüentemente, há uma necessidade de diminuição da alimentação de combustível para a minimização da temperatura do leito.

Como consequência, novos projetos ou mesmo adaptações de fornalhas para a tecnologia de oxidação necessitam de uma adaptação frente tais questões relacionadas à transferência de calor assim como volume de gás de recirculação.

Ainda, e apesar de não ter sido analisado, cabe comentar acerca da tendência de aumento das concentrações de CO nos gases da oxidação. Segundo Chen et al. (2012), três reações globais são passíveis de ocorrer para a oxidação do *char* e gaseificação:



Pelas temperaturas de entrada dos gases de recirculação na fornalha, a reação 50 não é provável dada a condensação de água que ocorre anteriormente. No entanto, como se tem um considerável incremento da pressão parcial de CO₂ nos gases de entrada, há a tendência de facilitação da ocorrência da Reação de Boudouard nas partículas de *char* (Reação 51).

Nas típicas temperaturas de combustão e sob pressão atmosférica, o equilíbrio da Reação de Boudouard tende para o lado dos produtos. Esta reação é normalmente negligenciada em simulações para combustão com ar atmosférico, mas pode desempenhar um importante papel na oxidação (SCHEFFKNECHT et al., 2011).

No entanto, é importante considerar os valores da energia de ativação para as Reações 49 e 51, de 74 e 162 kJ/mol, respectivamente. Além disso, o coeficiente global de difusão *char*-O₂, que controla estas reações, possui um valor para a Reação 49 de $4,13 \times 10^{-12} \text{ s/K}^{0,75}$ e de $1,69 \times 10^{-12}$ para a Reação 51. Estes dois valores que caracterizam tais reações mostram uma tendência de ocorrência da

Reação 49, de oxidação do *char* frente a Reação 51 (CHEN et al., 2012). Os mesmos autores determinaram a contribuição das duas reações de gaseificação (Reações 50 e 51) nas atmosferas de combustão e oxicombustão para carvão pulverizado. Até temperaturas de 1200 K, não houve mudança significativa quanto à contribuição das reações de gaseificação na conversão do *char*. A mesma começou a ocorrer a partir de 1300 K, chegando a mudanças bem consideráveis a partir de 1400 K até 2000 K. Tais observações mostram, que, nas temperaturas utilizadas nas operações em oxicombustão, ainda não é possível considerar significativas mudanças na conversão do *char* via combustão e gaseificação. Mais ainda, como o diâmetro de partícula utilizado em leito fluidizado é maior do que o diâmetro de carvão pulverizado, e a coeficiente de difusão *char*-O₂ é maior para a reação de oxidação do *char*, presume-se que, nas condições obtidas, a gaseificação, principalmente pela Reação de Boudouard, ainda não desempenha papel significativo na conversão.

6.5.3 Velocidade mínima de fluidização

Como há consideráveis mudanças nas propriedades dos gases de entrada no leito fluidizado, questões relativas às necessidades de fluidização no leito também sofrem mudanças, mais especificamente, a velocidade mínima de fluidização. A velocidade de entrada calculada para os gases de recirculação situou-se em 0,13 m/s. Comparando-se com os valores calculados de U_{mf} para as condições de oxicombustão da Tabela 33, segundo a relação empírica que mais se ajustou de acordo com a Tabela 20, verificam-se valores acima da velocidade mínima de fluidização, como, por exemplo, $5,1U_{mf}$ caso as constantes de Babu et al são utilizadas.

Para comparação a velocidade trabalhada na condição 5 (Tabela 17) da combustão era de 0,39 m/s. O que acontece na oxicombustão é uma forte diminuição da vazão mássica de entrada no leito assim como um aumento da massa específica do gás de recirculação em comparação com a massa específica do ar. De fato, a massa específica do gás de recirculação possui um valor de 1,40 kg/m³ contra um valor de 1,19 kg/m³ para a massa específica do ar atmosférico. Isto reforça os comentários já realizados quanto à oxicombustão em leito fluidizado, onde a

influência da válvula de recirculação de gases na vazão mássica de entrada no leito é um parâmetro de controle extremamente importante.

A manutenção da velocidade de entrada do gás no leito é confirmada pelos valores próximos encontrados para as temperaturas T04 e T05, abaixo e acima do leito, respectivamente, como mostrado na Tabela 27. Isso porque, em algumas condições de operação, antes de se chegar às melhores condições para os parâmetros de processo, diferenças de 47315 K foram observadas entre as temperaturas T04 e T05, uma vez que, em alguns momentos, a taxa de recirculação estava abaixo da mínima para a manutenção de valores de velocidade acima de U_{mf} .

Tabela 33: Valores de U_{mf} para os gases de entrada no VC da oxicomustão.

Referência	U_{mf} (m/s)
T (K)	312,15
Equação 12	0,022
Wen e Yu (1966)	0,012
Richardson (1971)	0,014
Saxena e Vogel (1977)	0,022
Babu et al. (1978)	0,025
Grace (1982)	0,016
Chitester et al. (1984)	0,014

Aqui, cabe destacar, novamente, as consequências referentes a mudanças de propriedades do gás, especificamente massa específica e viscosidade em questões relacionadas a parâmetros de processo.

6.6 VERIFICAÇÃO DA ENTRADA DE AR FALSO NO SISTEMA

Tendo como base a minimização da entrada de ar e a necessidade de diminuição da temperatura da fornalha quando ocorre a recirculação dos gases e injeção de oxigênio, foram verificadas duas evidências de possibilidades de otimização do processo.

Com relação à necessidade de aumento da concentração de CO_2 , via minimização da entrada de ar falso no sistema em distintos pontos durante a recirculação, foram realizadas coletas de gás para análise do desenvolvimento da concentração de O_2 e comportamento dos gases. A partir deste procedimento, uma futura atuação dentro dos pontos com maior propensão à entrada de ar falso pode ser concentrada.

A Figura 63 mostra os pontos onde foi coletado o gás de recirculação. O ponto P1 refere-se à saída da região de *freeboard*, o ponto P2 refere-se ao ponto localizado após a passagem pela chaminé, antes de proceder a recirculação, onde estava sendo realizada a análise contínua dos gases. O ponto P3 está localizado antes do ventilador e o ponto P4 está localizado na saída do ventilador.

As Tabelas 34 e 35 mostram os valores dos componentes analisados do gás. A Tabela 34 mostra as análises sem adição de oxigênio e a Tabela 35 mostra as análises com adição de oxigênio. Em ambas as tabelas, tem-se as razões molares N_2/O_2 obtidas em cromatografia gasosa para a realização do mapeamento da entrada de ar falso durante a recirculação dos gases. Os valores apresentados são a média de 2 amostras a partir de 3 coletas, sendo uma descartada.

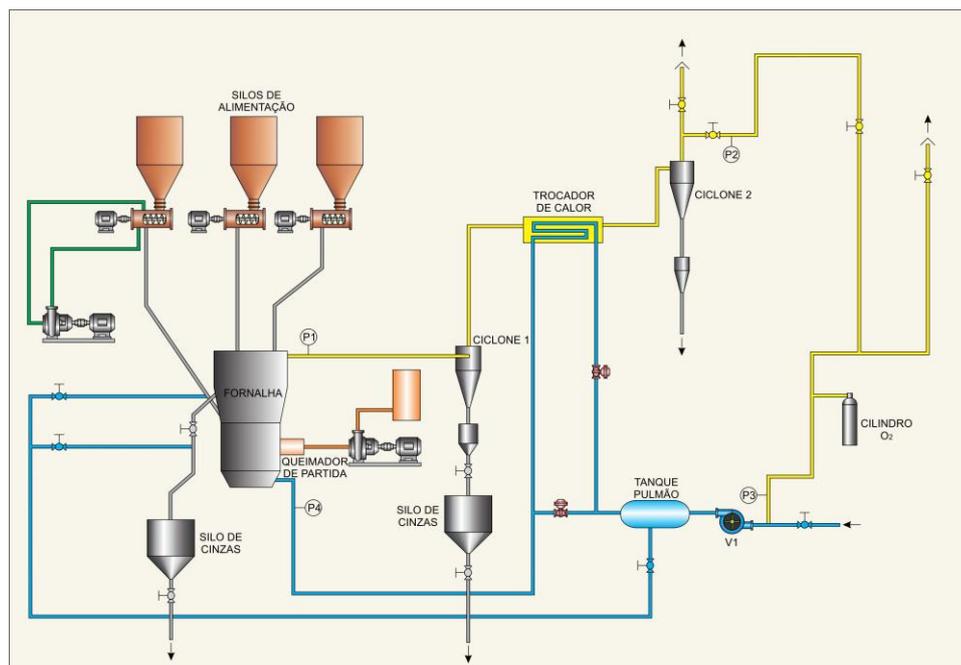


Figura 63: Representação dos pontos de coleta do gás de recirculação (P1, P2, P3 e P4) para análise da entrada de ar falso.

As pressões na zona de *freeboard* e no ponto P2, nas condições da Tabela 34, encontravam-se com valores de 559 Pa e 49 Pa, respectivamente. Pela tabela, verifica-se que, assegurando uma pressão positiva entre o ponto P1 e o ponto P2, não há entrada de ar falso na zona mais suscetível do sistema. Nesta zona, há uma elevada perda de carga devido aos equipamentos e acessórios além da possibilidade de entrada de ar pela chaminé. Além disso, confirma-se que a entrada de ar falso é consequência direta das zonas de pressão negativa ao longo do sistema que, em ambas as condições de coleta, ocorreu principalmente a partir do ponto P2 até a entrada do ventilador.

Ainda com relação à Tabela 34, os gases da saída da fornalha possuem a menor razão N_2/O_2 , como esperado, uma vez que, neste momento, boa parte do oxigênio já foi consumida durante as reações envolvidas na combustão. No entanto, ao longo do sistema de recirculação, mesmo não havendo injeção de oxigênio, é possível observar que a razão molar N_2/O_2 diminui devido à contínua entrada de ar atmosférico. Exceção deve ser feita à linha P3-P4 da Tabela 36, onde houve injeção de oxigênio.

Nas condições da Tabela 35, onde foram obtidas pressões na zona do *freeboard* e no ponto P2 de 373 Pa e -49 Pa, respectivamente, foram obtidas, já foi observada uma entrada de ar falso até a passagem da linha pela chaminé.

Tabela 34: Variação da razão molar N_2/O_2 na recirculação sem adição de oxigênio.

Componente	P1	P2	P3
Razão molar	10,97	12,75	7,19
N_2/O_2			

Tabela 35: Variação da razão molar N_2/O_2 na recirculação com adição de oxigênio.

Componente	P1	P2	P3	P4
Razão molar	46,52	43,01	5,61	4,67
N_2/O_2				

Ainda, a partir das Tabelas 34 e 35, a Tabela 36 mostra a percentagem de entrada de ar atmosférico nos locais onde tal situação foi confirmada. Salienta-se que esta percentagem se refere apenas à fração $N_2 + O_2$ dos gases. Na análise sem injeção de oxigênio, a linha P2-P3 apresentou uma percentagem de entrada de 62% em base mássica. Esta linha é composta basicamente por flanges de tubulação, curvas e a válvula de recirculação. Este valor de entrada de ar falso sugere a possibilidade de entrada de ar falso em furos ao longo da linha e nos flanges. Além disso, a linha P4-P1 da Tabela 36 mostrou uma percentagem de entrada de 53% em base mássica. Aqui, tem-se a constatação de entrada de ar falso proveniente da operação do ventilador, provavelmente da sua zona de sucção.

Tabela 36: Fração mássica de ar falso entrando no sistema em relação à corrente $N_2 + O_2$.

Sistema sem injeção de O_2		
Linha	P1 → P2	P2 → P3
Fração Mássica	0	62,0
Sistema com injeção de O_2		
Linha	P1 → P2	P4 → P1
Fração Mássica	8,0	53,0

Em suma, verifica-se, e confirma-se, a real possibilidade de ajuste de processo para manutenção de uma pressão positiva entre a saída da fornalha e o ponto P2. Esta linha havia sido, anteriormente, descrita como a de maior susceptibilidade de entrada de ar falso, devido à presença da chaminé. Os

resultados indicaram que a pressão positiva no ponto P2 elimina a entrada de ar falso até este momento. No entanto, pela configuração do sistema, com um ventilador de insuflamento, que proporciona uma forte zona de sucção, pressões negativas após o ponto P2 continuam ocorrendo, mesmo com o ajuste da válvula de recirculação e da potência do ventilador. Ainda ocorreu, surpreendentemente, uma elevada entrada de ar falso no ventilador. Isto indica que, para uma maior minimização da entrada de ar falso, há a necessidade de:

1. Verificação completa de todo o sistema de recirculação (tubulação e flanges) para selagem de possíveis pontos de entrada de ar;
2. Verificação completa da zona de sucção do ventilador para selagem das possíveis entradas de ar falso;
3. Mudança do sistema de ventilação.

7 CONCLUSÕES

Os distintos aspectos que envolvem a transição da combustão de carvão mineral e biomassa para oxcombustão em leito fluidizado borbulhante foram analisados e interpretados.

Primeiramente, quanto ao uso de resíduos de biomassa, resíduos da silvicultura e casca de arroz, especificamente, verifica-se uma disponibilidade energética de 1342 MW_t no estado do Rio Grande do Sul. Considerando-se o uso direto de lenha, a disponibilidade energética cresce enormemente. A este fato, adiciona-se o maior crescimento de espécies da silvicultura no Brasil frente outros países produtores de madeira. Mais ainda, o uso energético de lenha picada apresenta maior possibilidade de uso com via co-combustão devido a elevada quantidade de carvão mineral existente no Rio Grande do Sul, que totaliza quase 90% do total do Brasil.

A partir dos resultados obtidos por testes realizados em planta piloto de leito fluidizado borbulhante segundo a tecnologia de oxcombustão, seguem as conclusões:

- a combustão de lenha picada, casca de arroz e carvão mineral em um mesmo leito fluidizado borbulhante não apresenta diferenças consideráveis, mostrando que estes combustíveis podem ser aproveitados em uma mesma

fornalha. Algumas poucas diferenças quanto a parâmetros de combustão, resultado do menor PCI da lenha picada e da casca de arroz e da sua composição – carbono fixo e material volátil – devem ser ajustadas para a manutenção de uma mesma temperatura;

- o processo de combustão em leito fluidizado borbulhante é adequado para o desenvolvimento da oxidação. No entanto, a adaptação do processo de oxidação em plantas existentes requer adaptações bastante sensíveis, principalmente se um sistema de recirculação de gases é introduzido. A recirculação dos gases para a introdução da tecnologia de oxidação, entretanto, provocou uma alta taxa de infiltração de ar atmosférico no sistema. A manutenção de pressões negativas é indesejável na oxidação, especialmente quando é realizada a adaptação de plantas já existentes. Sendo assim, a verificação da perda de carga no sistema e o correto dimensionamento do ventilador para proporcionar a recirculação dos gases devem receber especial atenção;
- o sistema de tiragem deve ser balanceado para equilibrar a formação de pressões negativas e consequente entrada de ar falso, principalmente nos pontos mais suscetíveis à entrada de ar. Isto ocorre porque o processo de recirculação de gases exige um rígido controle de pressões;
 - na adaptação e transição da combustão com ar atmosférico em leito fluidizado borbulhante para a oxidação, alguns parâmetros de processo mostraram-se importantes quanto ao seu ajuste. Para tanto, a verificação da perda de carga no sistema e o correto dimensionamento do ventilador para proporcionar a recirculação dos gases devem receber especial atenção;
 - quanto ao ajuste do processo para a transição da combustão para a oxidação, parâmetros de processo são essenciais para que haja uma deficiência de oxigênio no sistema quando ocorre a oxidação a fim de proceder a injeção de oxigênio: abertura da válvula de recirculação, potência do ventilador e vazão mássica de entrada no leito;
- para uma mesma alimentação de combustível, a combustão tradicional proporcionou a obtenção de um gás com concentração volumétrica de 7,7% CO₂ e a oxidação gerou uma concentração de 52,5% CO₂;

- quanto à qualidade do gás obtido, com um ajuste dos parâmetros acima mencionados, uma entrada de ar falso de 34,8% foi obtida, proporcionando uma concentração de CO₂ de 69,5% e massa;
- quanto às condições fluidodinâmicas de processo, comparando a combustão com a oxidação, um valor de 31,6% em volume dos gases de combustão foi mantido na oxidação, mesmo assim mantendo uma velocidade de fluidização de 5,1U_{mf};
- o balanço de massa apresentou uma concentração de O₂ nos gases de entrada de 29,1% em base volumétrica e de 3,4% na saída do VC, mostrando uma boa concordância com os valores apresentados na literatura;
- a mudança de composição dos gases e condições de processo alterou consideravelmente o balanço energético, fazendo com que houvesse um processo mais exotérmico na oxidação. Para uma mesma alimentação de combustível, um balanço de – 7288,3 kJ/h foi obtido na combustão tradicional contra – 13869,8 kJ/h na oxidação.
- quanto à transferência de calor, a mudança de composição dos gases alterou consideravelmente os mecanismos de transferência de calor por radiação, fazendo com que houvesse um processo mais exotérmico na oxidação, mesmo com a diminuição da vazão de gases;
- ainda, mesmo pelo ajuste dos parâmetros de processo, uma considerável entrada de ar falso continua ocorrendo devido a questões mecânicas do sistema, especialmente a zona de sucção do ventilador que possui uma pressão estática negativa. Entradas de ar falso na tubulação, flange e ventilador continuam ocorrendo. No entanto, a entrada de ar falso na zona mais suscetível do sistema, onde temos a chaminé, foi possível de ser resolvida pela ajuste do parâmetros de processo analisados.

8 CONTINUAÇÃO DO TRABALHO

Considerando os resultados obtidos para a concentração de CO_2 obtida a partir de um maior entendimento do processo, algumas sugestões para melhoria do processo a fim de obter um gás com CO_2 de maior pureza são feitas.

Primeiramente, tendo como base a mesma concepção do processo estudado neste trabalho, leito fluidizado borbulhante com sistema de ventilação por insuflamento:

- manutenção completa de todo o sistema de recirculação de gases para a contínua minimização da entrada de ar falso e controle do efeito na pureza do CO_2 obtido;
- comparação da oxicombustão de carvão e diferentes biomassas a fim de avaliar efeitos relativos à caracterização do combustível;
- estudo do efeito da transferência de calor por radiação na temperatura do leito em atmosfera rica em CO_2 e O_2 ;
- estudo completo da fluidodinâmica do leito fluidizado na combustão e na oxicombustão;
- experimentos e balanço de energia com menores alimentações de combustível para diminuição da temperatura do leito fluidizado;
- caracterização e comparação das cinzas geradas na combustão e oxicombustão do carvão.

Ainda, considerando-se uma nova concepção de sistema, seguem algumas sugestões para trabalhos futuros:

- estudo da mudança do sistema de ventilação por insuflamento para tiragem balanceada pela introdução de um ventilador de baixa pressão;
- otimização do sistema por tiragem balanceada pelo controle da pressão estática ao longo da recirculação;
- comparação da oxidação de carvão em leito fluidizado borbulhante e leito fluidizado circulante.

REFERÊNCIAS

ABRAF – Associação Brasileira dos Produtores de Florestas Plantadas. **Anuário Estatístico 2009**. Disponível em: <<http://www.abraflor.org.br/>>. Acesso em 22 de janeiro de 2012.

ÁLVAREZ, I.; GUTIÉRREZ, M.; PARDO, J.M.; REDONDO, D.; ARTEAGA, V.M. Experiences in commissioning and operation of CUIDEN's technological development plant under oxy-combustion conditions.. **International Conference on Oxyfuel Combustion**, Ponferrada, Espanha, 2013. Disponível em: <<http://www.ieaghg.org/conferences/occ/18-conferences/occ/333-occ3-programme>>. Acesso em 21 outubro de 2013.

AMANN, J.M.; KANNICHE, M., BOUALLOU, C. Natural gas combined cycle power plant modified into O₂/CO₂ cycle for CO₂ capture. **Energy Conversion and Management**, v. 50, p. 510-521, 2009.

ANDERSSON, K.; JOHNSSON, F. Flame and radiation characteristics of gas-fired O₂/CO₂ combustion. **Fuel**, v. 86, p. 656-668, 2007.

ANHEDEN, M.; BURCHHARDT, U.; ECKE, H.; FABER, R.; JIDINGER, O.; GIERING, R.; KASS, H.; LYSK, S.; RAMSTRÖM, E.; YAN, J. Overview of operational

experience and results from test activities in Vattenfall's 30 MW_{th} oxyfuel pilot plant in Schwarze Pumpe. **Energy Procedia**, v. 4, p. 941-950, 2011.

AXELBAUM, R.L.; HOLTMEYER, M.L.; KUMFER, B.M. Effects of biomass particle size during cofiring under air-fired and oxyfuel conditions. **Applied Energy**, v. 93, p. 606-613, 2012.

AYMAN, S.; HAYRIKI-ACMA, H.; KUCUKBAYRAK, S. Co-combustion of low-rank coal/waste biomass blends using dry air or oxygen. **Applied Thermal Engineering**, v. 50, p. 251-259, 2013.

BECHER, V.; GOANTA, A.; SPLIETHOFF, H. Validation of spectral gas radiation models under oxyfuel conditions – Part C: Validation of simplified models. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 11, p. 34-51, 2012.

BEÉR, J.M. High efficiency electric power generation: The environmental role. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 33, p. 107-134, 2002.

BEJAM, A.; TSATSARONIS, G.; MORAN, M. **Thermal Design & Optimization**. New York: John Wiley & Sons Inc., 1996.

BORREGO, A.G.; GARAVAGLIA, L.; KALKREUTH, W.D. Characteristics of high heating biomass chars prepared under N₂ and CO₂ atmospheres. **International Journal of Coal Geology**, v. 77, n. 3-4, p. 409-415, 2009.

BOHN, J.B.; BLUME, M.; BAUMGARTNER, A.; GOANTE, A.; SPLIEHOFF, H. Oxyfuel combustion of lignite in a non-stoichiometric operating two arrangement. **Fuel**, v. 104, p. 398-408, 2013.

BUHRE, B.J.P.; ELLIOTT, L.K.; SHENG, C.D.; GUPTA, R.P.; WALL, T.F. Oxy-fuel combustion technology for coal-fired power generation. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 31, p. 283-307, 2005.

BOUILLON, P.A.; HENNES, S.; MAHIEUX, C. ECO2: Post-combustion or Oxyfuel – A comparison between coal power plants with integrated CO₂ capture. **Energy Procedia**, v. 1, p. 4015-4022, 2009.

BRASIL. Lei nº 10438, de 26 de abril de 2002. Expansão da oferta de energia elétrica emergencial, recomposição tarifária extraordinária, cria o Programa de Incentivo às Fontes Alternativas de Energia Elétrica (Proinfa). **Diário Oficial da União**, 2002.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia & Empresa de Pesquisa Energética. **Plano Nacional de Energia 2030**. Brasília: 2006.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia & Empresa de Pesquisa Energética. **Matriz Energética Nacional 2030**. Brasília: 2007.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia & Empresa de Pesquisa Energética. **Plano Decenal de Expansão de Energia 2008-2017**. Brasília: 2009.

BRASIL. Ministério de Minas e Energia & Empresa de Pesquisa Energética. **Balanco Energético Nacional 2010 – Ano base 2009**. Brasília: 2010.

CARBO, M.C.; JANSEN, D.; HENDRIKS, C.; de VISSER, E.; JAN RUIJG, G.; DAVISON, J. Opportunities for CO₂ capture through oxygen conducting membranes at medium-scale oxyfuel coal boilers. **Energy Procedia**, v. 1, p. 487-494, 2009.

CARVALHO, J.; McQUAY, M.Q. Princípios de Combustão Aplicada. Florianópolis: Editora da UFSC, 2007.

CENBIO: Centro Nacional de Referência em Biomassa. **Atlas de Biomassa**. Disponível em: <<http://www.cenbio.iee.usp.br>>. Acesso em 23 de janeiro de 2012.

CHEN, J.C.; GRACE, J.R.; GOLRIZ, M.R. Heat transfer in fluidized beds: design methods. **Powder Technology**, v. 150, p. 123-132, 2005.

CHEN, L.; YONG, S.Z.; GHONIEM, A.F. Oxy-fuel combustion of pulverized coal: Characterization, fundamentals, stabilization and CFD modeling. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 38, p. 156-214, 2012.

CLEZAR, C.A., NOGUEIRA, A.C.R. **Ventilação Industrial**. Florianópolis: Editora da UFSC, 2009.

CHI, C.C.; LIN, T.H. Oxy-oil combustion characteristics of an existing furnace. **Applied Energy**, v. 102, p. 923-930, 2013.

CORTEZ, L.A.B, LORA, E.E.S, GÓMEZ, E.O. **Biomassa para energia**. Campinas: Editora da UNICAMP, 2008.

CROISSET, E.; THAMBIMUTHU, K.V. NO₂ and SO₂ emissions from O₂/CO₂ recycled coal combustion. **Fuel**, v. 80, p. 2117-21, 2001.

CZAKIERT, T.; BIS, Z.; MUSKALA, W.; NOWAK, W. Fuel conversion from oxy-fuel combustion a circulating fluidized bed. **Fuel Processing Technology**, v. 87, p. 531-538, 2006.

DALLA ZEN, L.; FAE GOMES, G.; SOARES, M.J. Combustão multicomcombustível em leito fluidizado para aplicação em PCT's. In: 8º Congresso Iberoamericano de Engenharia Mecânica, 2007, Cusco, Peru. **Anais do 8º Congresso Iberoamericano de Engenharia Mecânica**, Cusco, Peru, 2007.

De DIEGO, L.F.; de las OBRAS-LOSCERTALES, M.; RUFAS, A.; GARCÍA-LABIANO, F.; GAYÁN, P.; ABAD, A.; ADÁNEZ, J. Pollutant emissions in a bubbling fluidized bed combustor working in oxy-fuel operating conditions: Effect of flue gas recirculation. **Applied Energy**, v. 102, p. 860-867, 2013.

De VISSER, E.; HENDRIKS, C.; BARRIO, M.; MOLNVIK, M.,J.; de KOEIJER, G.; LILFEMARK, S.; LE GALLO, Y. Dynamis CO₂ quality recommendations. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 2, p. 478-484, 2008.

De VISSER, E.; HENDRIKS, C.H. CO₂ quality recommendations. Dynamis-Hypogen Project: Deliverable D 3.1.3, 2009.

DENNIS, J.S.; HAYHURST, A.N.; SCOTT, S.A. The combustion of large particles of char in bubbling fluidized beds: The dependence of Sherwood number and the rate of burning on particle diameter. **Combustion and Flame**, v. 147, p. 185-194, 2006.

DENNIS, J.S. Chemical Looping Combustion: one answer to sequestering carbon dioxide. In: 4th EUROPEAN COMBUSTION MEETING, 2009, Viena, Austria. **Anais do 4th EUROPEAN COMBUSTION MEETING**, 2009.

DEPOI, F.S.; POZEBON, D.; KALKREUTH, W.D. Chemical characterization of feed coals and combustion-by-products from Brazilian power plants. **International Journal of Coal Geology**, v. 76, p. 227-236, 2008.

DNPM – Departamento Nacional de Produção Mineral. **Anuário Mineral Brasileiro 2010**. Disponível em: <www.dnpm.gov.br>. Acesso em: 14 de abril de 2013.

DHODAPKAR, S.; ZAÇTASH, A.; KLINZING, G. A primer on gas-solids fluidization. **Chemical Engineering**, p. 38-47, 2012.

EDGE, P.J.; HEGGS, P.J.; POURKASHANIAN, M.; STEPHENSON, P.L.; WILLIAMS, A. A reduced order full plant model for oxyfuel combustion. **Fuel**, v. 101, p. 234-234, 2012.

FELFLI, F.F.; MESA, J.M.; ROCHA, J.D.; FILIPPETTO, D.; LUENGO, C.A.; PIPPO, W.A. Biomass briquetting and its perspectives in Brazil. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, p. 236-242, 2011.

FIGUEROA, J.D.; FOUT, T.; PLASYNSKI, S.; MACILVRIED, H.; SRIVASTAVA, R.D. Advances in CO₂ capture technology. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 2, p. 9-20, 2008.

FOUST, A.S.; WENZEL, L.A.; CLUMP, C.W.; MAUS, L.; ANDERSEN, L.B. **Princípios das Operações Unitárias**. Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos, 2008.

FOX, R.W.; MCDONALD, A.T. **Introdução à Mecânica dos Fluidos**. Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos, 2001.

FRANZONI, J.A. Utilização da madeira de eucalipto na indústria de móveis e padrões de qualidade de madeira para móveis de exportação. In: Seminário Madeira de Eucalipto: Tendência e Usos, 2001, Curitiba, Brasil. **Anais do Seminário Madeira de Eucalipto: Tendência e Usos**, 2001.

FREIRE, P.M. Palha de arroz. In: I Seminário Sobre Biomassa como Energia Para Indústria, 1980, Rio de Janeiro, Brasil. **Anais do I Seminário Sobre Biomassa como Energia Para Indústria**, 1980.

FRY, A.; ADAMS, B.; PASCHEDAG, A.; KAZALSKI, P.; CARNEY, C.; ORYSHCHYN, D.; WOODSIDE, R.; GERDEMANN, S.; OCHS, T. Principles for retrofitting coal burners for oxy-combustion. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 5S, p. S151-S158, 2011.

FRYDA, L.; SOBRINO, C.; CIEPLIK, M.; BERTRAND, C.; de JONG, W.; van de KAMP, W.L. Comparative study of ash deposition under air and oxyfuel combustion of coal/biomass blends. In: 4th EUROPEAN COMBUSTION MEETING, 2009, Viena, Austria. **Anais do 4th EUROPEAN COMBUSTION MEETING**, 2009.

FRYDA, L.; SOBRINO, C.; CIEPLIK., M.; van de KAMP, W.L. Study on ash deposition under oxyfuel combustion of coal/biomass blends. **Fuel**. Artigo aceito para publicação.

FUJIMORI, T.; YAMADA, T. Realization of oxyfuel combustion for near zero emission power generation. **Proceedings of the Combustion Institute**. Artigo aceito para publicação.

GHANI, W.A.; MESA, J.M.; ROCHA, J.D.; FILIPPETTO, D.; LUENGO, C.A.; PIPPO, W.A. Biomass briquetting and its perspectives in Brazil. **Biomass and Bioenergy**, v. 35, p. 236-242, 2011.

GHONIEM, A.F. Needs, resources and climate change: Clean and efficient conversion technologies. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 37, p. 15-51, 2011.

GOMES, A.M.; FERREIRA, J.A.; ALBUQUERQUE, L.F.; SÜFFERT, T. Carvão fóssil. **Estudos avançados**, v. 12, p. 89-106, 1998.

GUEDEA, I.; BOLEA, I.; LUPIÁÑEZ, C.; CORTÉS, N.; TERUEL, E.; PALLARÉS, J.; DÍEZ, L.I.; ROMEO, L.M. Control system for na oxy-fuel combustion fluidized bed with flue gas recirculation. **Energy Procedia**, v. 4, p. 972-979, 2011.

GUEDEA, I.; PALLARÈS, D.; DÍEZ, L.I.; JHONSSON, F. Conversion of large coal particles under O₂/N₂ and O₂/CO₂ atmospheres – Experiments and modeling. **Fuel Processing Technology**, v. 112, p. 118-228, 2013.

HADJIPASCHALIS, I.; KOURTIS, G.; POULLIKKAS, A. Assessment of oxyfuel power generation technologies. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 13, p. 2637-2644, 2009.

HAYHURST, A.N.; PARMAR, M.S. Measurement of the mass transfer coefficient and sherwood number for carbon spheres burning in a bubbling fluidized bed. **Combustion and Flame**, v. 130, p. 361-375, 2002.

HAYHURST, A.N.; PARMAR, M.S. Does solid carbon burn in oxygen to give the gaseous intermediate CO or produce CO₂ directly? Some experiments in a hot bed of sand fluidized by air. **Chemical Engineering Science**, v. 53, p. 427-438, 1998.

HENDRIKS, C.; de VISSER, E.; JANSEN, D.; CARBO, M.; JAN RUIJG, G.; DAVISON, G. Capture of CO₂ from Medium-scale Emission Sources. **Energy Procedia**, v. 1, p. 1497-1504, 2009.

HU, Y.; YAN, J. Characterization of flue gas in oxy-coal combustion processes for CO₂ capture. **Applied Energy**, v. 90, p. 113-121, 2012.

HUSTAD, C.W. Deployment of low and zero emission fossil fuel power generation in emerging niche markets. In: ASME TURBO EXPO 2008: Power for Land, Sea and Air, 2009, Berlin, Alemanha. **Anais do ASME TURBO EXPO 2008: Power for Land, Sea and Air**, 2009.

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística. **Produção da Silvicultura - 2011**. Disponível em: <http://www.sidra.ibge.gov.br>. Acesso em: 15 de abril de 2013.

IRGA – Instituto Riograndense do Arroz. Disponível em: <http://www.irga.rs.gov.br>. Acesso em: 15 de abril de 2013.

IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. **Climate change 2001: The scientific basis**. Cambridge: Cambridge University Press, 2001.

IPCC – Intergovernmental Panel on Climate Change. **Carbon dioxide capture and storage. IPCC Special Report**. Cambridge: Cambridge University Press, 2005.

JIA, L.; WANG, C.; TAN, Y.; ANTHONY, E.J. Carbonation of fly ash in oxy-fuel CFB combustion. **Fuel**, v. 87, p. 1108-1114, 2008.

KAKARAS, E.; KOUMANAKOS, A.; DOUKELIS, A.; GIANNAKOPOULOS, D. Economic implications of oxufuel application in a lignite-fired power plant. **Fuel**, v. 80, p. 2151-2158, 2007.

KAKARAS, E.; KOUMANAKOS, A.; DOUKELIS, A.; GIANNAKOPOULOS, D.; VORRIAS, I. Oxyfuel boiler design in a lignite-fired power plant. **Fuel**, v. 86, p. 2144-2150, 2007.

KAKARAS, E., KOUMANAKOS, A.; DOUKELIS, A.; GIANNAKOPOULOS, D.; VORRIAS, I. Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant. **Energy Conversion and Management**, v. 48, p. 2879-2887, 2007.

KALKREUTH, W.; GARAVAGLIA, L.; MULLER BICCA, M.; DALLA ZEN, L.; FAE GOMES, G.; SAMPAIO, C.; PACHECO, E. Evaluation of the use of co-combustion (coal-biomass) in small fluidized bed thermal power plants (STPP) in southern Brazil. In: International Conference on Coal Science & Technology, 2007, Nottingham, Inglaterra. **Anais do International Conference on Coal Science & Technology**, 2007.

KASZ, H.; TAPPE, S.; KRAUTZ, H.J. The combustion of dry lignite under oxy-fuel process conditions in a 0,5 MW_{th} test plant. **Energy Procedia**, v. 1, p. 423-430, 2009.

KATHER, A.; SCHEFFKNECHT, G. The oxycoal process with cryogenic oxygen supply. **Naturwissenschaften**, v. 96, p. 993-1010, 2009.

KATHER, A.; KOWNATZKI, S. Assessment of different parameters affecting the CO₂ purity from coal fired oxyfuel process. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 55, p. S204-S209, 2011.

KRZYWANSKI, J.; CZAKIERT, T.; MUSKALA, W.; SEKRET, R.; NOWAK, W. Modeling of solid fuel combustion in oxygen-enriched atmosphere in circulating fluidized bed boiler: Part 1. The mathematical model of fuel combustion in oxygen-enriched CFB environment. **Fuel Processing Technology**, v. 91, n. 3, p. 290-295, 2010.

KRZYWANSKI, J.; CZAKIERT, T.; MUSKALA, W.; SEKRET, R.; NOWAK, W. Modeling of solid fuel combustion in oxygen-enriched atmosphere in circulating fluidized bed boiler: Part 2. Numerical simulations of heat transfer and gaseous pollutant emissions associated with coal combustion in O₂/CO₂ and O₂/N₂ atmospheres enriched with oxygen under circulating fluidized bed conditions. **Fuel Processing Technology**, v. 91, n. 3, p. 364-368, 2010.

KURAMOCHI, T.; RAMÍREZ, A.; TURKENBURG, W.; FAAIJ, A. Techno-economic prospects for CO₂ capture from distributed energy systems. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, v. 19, p. 328-347, 2013.

LI, H.; YAN, J.; ANHEDEN, M. Impurity impacts on the purification process in oxy-fuel combustion based CO₂ capture and storage system. **Applied Energy**, v. 86, p. 202-213, 2009.

LIU, H.; KATAGIRI, S.; KANEKO, U.; OKAZAKI, K. Sulfation behaviour of limestone under high CO₂ concentration in O₂/CO₂ coal combustion. **Fuel**, v. 79, p. 945-953, 2000.

LIU, H.; KATAGIRI, S.; OKAZAKI, K. Drastic SO_x removal and influences of various factors in O₂/CO₂ pulverized coal combustion system. **Energy and Fuels**, v. 15, p. 403-412, 2001.

LUPIAÑEZ, C.; GUEDEA, I.; BOLEA, I.; DÍEZ, L.I.; ROMEO, L.M. Experimental study of SO₂ and NO_x emissions in fluidized bed oxyfuel combustion. **Fuel Processing Technology**, v. 106, p. 587-594, 2013.

MACINTYRE, A.J. **Ventilação Industrial e Controle da Poluição**. Rio de Janeiro: Editora Guanabara, 1990.

MASSMAN, W.J. A review of the molecular diffusivities of H₂O, CO₂, CH₄, CO, O₃, SO₂, NH₃, N₂O, NO, and NO₂ in air O₂ and N₂ near STP. **Atmospheric Environment**, v. 32, p. 1111-1127, 1998.

MAYER, F.D. **Aproveitamento da casca de arroz em uma micro central termelétrica – Avaliação dos impactos econômicos e ambientais para o setor arrozeiro do Rio Grande do Sul**. 2009. Dissertação (Mestrado em Engenharia de Produção) – Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Produção, Universidade Federal de Santa Maria, Santa Maria, RS, 2009.

NORMANN, F.; ANDERSSON, K.; LECKNER, B.; JOHNSON, F. High-temperature reduction of nitrogen oxides in oxy-fuel combustion. **Fuel**, v. 87, p. 3579-3585, 2008.

NORMANN, F.; ANDERSSON, K.; LECKNER, B.; JOHNSON, F. Emission control of nitrogen oxides in the oxyfuel process. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 35, p. 385-397, 2009.

NORMANN, F.; THUNMAN, H.; JOHNSON, F. Process analysis of an oxygen lean oxy-fuel power plant with co-production of synthesis gas. **Energy Conversion and Management**, v. 50, p. 279-286, 2009.

PIKKARAINEN, T.; TOURUNEN, A.; HAMALAINEN, J. Oxyfuel concept development. **Energy Materials: Materials Science and Engineering for Energy Systems**, v. 2, n. 2, p. 78-83, 2007.

PIPITONE, G.; BOLLAND O. Power Generation with CO₂ capture: Technology for CO₂ purification. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 3, n. 5, p. 528-534, 2009.

PORTER, R.; EDGE, P.; GHAREBAGHI, M.; IRONS, R.; PORTER, R.T.J.; POURKASHANIAN, M.; SMITH, D.; STEPHENSON, P.; WILLIAMS, A. Combustion modeling opportunities and challenges for oxy-coal carbon capture technology. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 89, p. 1470-1493, 2011.

PREUSCHE, R.; BÖHLMANN, S.; ECKE, H.; GAMPE, U. Comparison of data-based methods for monitoring of air leakages into oxyfuel power plants. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 5S, p. S186-S193, 2011.

RAYMOND, C. O inventário de gases de efeito estufa no Rio Grande do Sul e as oportunidades de desenvolvimento das energias renováveis no estado. In: **Saneamento e Ambiente: 3º Encontro de Engenharia**, 2011. Disponível em: www.senge.org.br/site/forca_download.php?arquivo=conteudo/. Acesso em: 16 de abril de 2013.

REHFELDT, S.; KUHR, C.; EHMANN, M.; BERGINS, C. Modeling of radiative properties of an oxyfuel atmosphere with a weighted sum of gray gases for variable carbon dioxide and water vapor concentrations. **Energy Procedia**, v. 4, p. 980-987, 2011.

REID, R.C.; PRAUSNITZ, J.M.; POLING, B.E. **The Properties of Gases and Liquids**. 4ª Edição. Nova Iorque: McGraw-Hill, 1986.

Revista JÁ. **Biomassa move nove usinas**. Especial Energia no Rio Grande do Sul, 2013a.

Revista JÁ. **A energia que mais cresce**. Especial Energia no Rio Grande do Sul, 2013b.

REZENDE, G.C. Implantação e Produtividade de Florestas para Fins Energéticos. **Gaseificação de Madeira e Carvão Vegetal**. Fundação Centro Tecnológico de Minas Gerais, Série de Publicação Técnicas, Belo Horizonte, 1981.

RODRIGUES, C.S.; GHAVAMI, K.; STROEVEN, P. Rice husk ash as a supplementary raw material for the production of cellulose-cement composite with improved performance. **Waste Biomass Valorization**, v. 1, p. 241-249, 2010.

ROHDE, G.M.; ZWONOK, O.; CHIES, F.; da SILVA, N.I. **Cinzas de Carvão Fóssil no Brasil – Aspectos Técnicos e Ambientais**. Porto Alegre: CIENTEC/Banco de Resíduos, 2006.

ROMEO, L.M.; DÍEZ, L.I.; GUEDEA, I.; BOLEA, I.; LUPIÁÑEZ, C.; GOÑÁLEZ, A.; PALLARÉS, J.; TERUEL, E. Design and operation assessment of an oxyfuel fluidized bed combustor. **Experimental Thermal and Fluid Science**, v. 35, p. 477-484, 2011a.

ROMEO, L.M.; GUEDEA, I.; DÍEZ, L.I.; PALLARÉS, J. Influence of O₂/CO₂ mixtures on the fluid-dynamics of an oxy-fired fluidized bed reactor. **Chemical Engineering Journal**, v. 178, p. 129-137, 2011b.

ROY, B.; BHATTACHARYA, S. Oxy-fuel fluidized bed combustion using Victorian brown coal: An experimental investigation. **Fuel Processing Technology**. Artigo aceito para publicação.

RUBIERA, F.; ARIAS, B.; PEVIDA, C.; PIS, J.J. Effect of biomass blending on coal ignition and burnout during oxy-fuel combustion. **Fuel**, v. 87, p. 2753-2759, 2008.

RUBIERA, F.; RIAZA, J.; GIL, M.V.; ÁLVAREZ, L.; PEVIDA, C.; PIS, J.J. Oxy-fuel combustion of coal and biomass blends. **Energy**, v. 41, p. 429-435, 2012.

RUBIN, E.; YEH, S.; ANTES, M.; BERKENPAS, M.; DAVISON, J. Use of experience curves to estimate the future cost of power plants with CO₂ capture. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 1, p. 188-197, 2007.

RYU, C.; PARK, S.; KIM, J.A.; CHAE, T.; YANG, W.; KIM, Y.J.; PARK, H.Y.; LIM, H.C. Combustion and heat transfer characteristics of oxy-coal combustion in a 100 MWe front-wall-fired furnace. **Fuel**, v. 106, p. 718-729, 2013.

SADHU, D.; OCÁCIA, G.; DALLA ZEN, L.. **Renewable Energy**, v. 3, n. 8, p. 885-889, 1993.

SBS – Sociedade Brasileira de Silvicultura; 2010. **Fatos e Números do Brasil Florestal**. Disponível em: <<http://www.sbs.org.br>>. Acesso em: 22 de janeiro de 2012.

SCALA, F.; SALATINO, P. Flue gas desulfurization under simulated oxyfiring fluidized bed combustion conditions: The influence of limestone attrition and fragmentation. **Chemical Engineering Science**, v. 165, n. 1, p. 556-561, 2010.

SCALA, F.; SALATINO, P. Fluidized bed combustion of single coal char particles at high CO₂ concentration. **Chemical Engineering Science**, v. 165, p. 902-906, 2010.

SCHEFFKNECHT, G.; AL-MAKHADMEH, L.; SCHNELL, U.; MAIER, J. Oxy-fuel coal combustion – A review on the current state-of-the-art. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 5S, p. S16-S35, 2011.

SELÇUK, N.; YUZBASI, N.S. Air and oxyfuel combustion characteristics of biomass/lignite blends in TGA-FTIR. **Fuel Processing Technology**, v. 92, p. 1101-1108, 2011.

SHADDIX, C.R.; MOLINA, A. Particle imaging of combustion and devolatilization of pulverized coal during oxy-fuel combustion. **Proceedings of the Combustion Institute**, v. 32, p. 2091-2098, 2009.

SOUZA-SANTOS, M.L. **Solid fuels combustion and gasification. Modeling, simulation and equipment operations**. 2ª Edição. Boca Raton: CRC Press, 2010.

SPG – Secretaria de Planejamento, Gestão e Participação Cidadã; 2006. Atlas Socioeconômico do Rio Grande do Sul. Disponível em: <<http://www.scp.rs.gov.br/atlas/>>. Acesso em: 21 de outubro de 2013.

STROMBERG, L.; LINDGREN, G.; JACOBY, J.; GIERING, R.; ANHEDEN, M.; BURCHHARDT, U.; ALTMANN, H.; KLUGER, F.; STAMATELOPOULOS, G.N. Update on Vattenfall's 30 MWth oxyfuel power plant on Schwarze Pump. **Energy Procedia**, v. 1, p. 581-589, 2009.

STURGEON, D.W.; CAMERON, E.D.; FITZGERALD, F.D. Demonstration of an oxyfuel combustion system. **Energy Procedia**, v. 1, n. 1, p. 471-478, 2009.

TAKAMI, K.M.; MAHMOUDI, J.; TIME, R.W. A simulated H₂O/CO₂ condenser design for oxy-fuel CO₂ capture process. **Energy Procedia**, v. 1, p. 1443-1450, 2009.

TAN, Y.; CROISSET, E.; DOUGLAS, M.A.; THAMBIMUTHU, K.V. Combustion characteristics of coal in a mixture of oxygen and recycled flue gas. **Fuel**, v. 85, p. 507-512, 2006.

TELLES, P.C.S. **Tubulações Industriais – Materiais, Projeto, Montagem**. Rio de Janeiro: LTC Editora, 2005.

TIGGES, K.D.; KLAUKE, F.; BERGINS, C.; BUSEKRUS, K.; NIESBACH, J.; EHMANN, M.; KUHR, C.; HOFFMEISTER, F.; VOLLMER, B.; BUDDENBERG, T.; WU, S.; KUKOSKI, A. Conversion of existing coal-fired power plants to oxyfuel combustion: Case studies with experimental results and CFD-simulations. **Energy Procedia**, v. 1, p. 549-556, 2009.

TOFTEGAARD, M.B.; BRIX, J.; JENSEN, P.A.; GLARBORG, P.; JENSEN, A.D.; Oxy-fuel combustion of solid fuels. **Progress in Energy and Combustion Science**, v. 36, p. 581-625, 2010.

TOPOROV, D.; BOCIAN, P.; HEIL, P.; KELLERMANN, A.; STADLER, H.; TSCHUNKO, K.; FORSTER, M.; KNEER, R. Detailed investigation of a pulverized fuel swirl flame in CO₂/O₂ atmosphere. **Combustion and Flame**, v. 155, p. 605-618, 2008.

TOPPER, J. Closing Session Presentation – Wrap Up. **International Conference on Oxyfuel Combustion**, Ponferrada, Espanha, 2013. Disponível em: <<http://www.ieaghg.org/conferences/occ/18-conferences/occ/333-occ3-programme>>. Acesso em 21 outubro de 2013.

EPA – UNITED STATES ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY. Method 1: Sample and Velocity Traverses for Stationary Sources. EPA Method Collection: Air and Radiation, 2000.

WALL, T.F. Combustion processes for carbon capture. **Proceedings of the Combustion Institute**, v. 31, p. 31-47, 2007.

WALL, T.F.; KHARE, S.P.; FARIDA, A.Z.; LIU, Y.; MOGHTADERI, B.; GUPTA, R.P. Factors influencing the ignition of flames from air-fired swirl of burners retrofitted to oxy-fuel. **Fuel**, v. 87, p. 1042-1049, 2008.

WALL, T.F.; RATHNAM, K.R.; ELLIOTT, L.K.; LIU, Y.; MOGHTADERI, B. Differences in reactivity of pulverized coal in air (O_2/N_2) and oxy-fuel (O_2/CO_2) conditions. **Fuel Processing Technology**, v. 90, p. 797-802, 2009.

WALL, T.F.; LIU, Y.; SPERO, C.; ELLIOTT, L.; KHARE, S.; RATHNAM, R.; ZEENATHAL, F.; MOGHTADERI, B.; BUHRE, B.; SHENG, C.; GUPTA, R.; YAMADA, T.; MAKINO, K.; YU, J. An overview on oxyfuel coal combustion – State of the art research and technology development. **Chemical Engineering Research and Design**, v. 87, p. 1003-1016, 2009.

WALL, T.; STANGER, R.; SANTOS, S. Demonstrations of coal-fired oxy-fuel technology for carbon capture and storage and issues with commercial deployment. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 5S, p. S5-S15, 2011.

WANG, C.; JIA, L.; TAN, Y.; ANTHONY, E.J. Carbonation of fly ash in oxy-fuel CFB combustion. **Fuel**, v. 87, p. 1108-1114, 2008.

WELTY, J.R.; WICKS, C.E.; WILSON, R.E. **Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer**. 3ª Edição. Nova Iorque: John Wiley and Sons, 1984.

WHITE, V.; TORRENCE-MURCIANO, L.; STURGEON, D.; CHADWICK, D. Purification of Oxyfuel-Derived CO_2 . **Energy Procedia**, v. 1, p. 399-406, 2009.

WHITE, F.M. **Mecânica dos fluidos**. Nova Iorque: McGrawHill, 2011.

WILHELM, R.; WEIGL, S.; BECKMANN, M. The comparison of a conventional TBK-Combustion to Oxyfuel TBK Combustion based on investigations into nitrogen oxide (NO) formation and respectively the reductions reactions in a 50 KW pulverized coal combustion facility. In: 4th EUROPEAN COMBUSTION MEETING, Viena, Austria, 2009. **Anais do 4th EUROPEAN COMBUSTION MEETING**, 2009.

WU, Z. **Understanding fluidized bed combustion**. IEA Clean Coal Technology, 2003.

YAMAN, S.; HAYKIRI-ACMA, H.; TURAN, A.C.; KUCUKBAYRAK, S. Controlling the excess heat from oxy-combustion of coal by blending with biomass. **Fuel Processing Technology**, v. 91, p. 1569-1575, 2010.

YAMAN, S.; HAYKIRI-ACMA, H.; KUCUKBAYRAK, S. Co-combustion of low rank coal/waste biomass blends using dry air or oxygen. **Applied Thermal Engineering**, v. 50, p. 251-259, 2013.

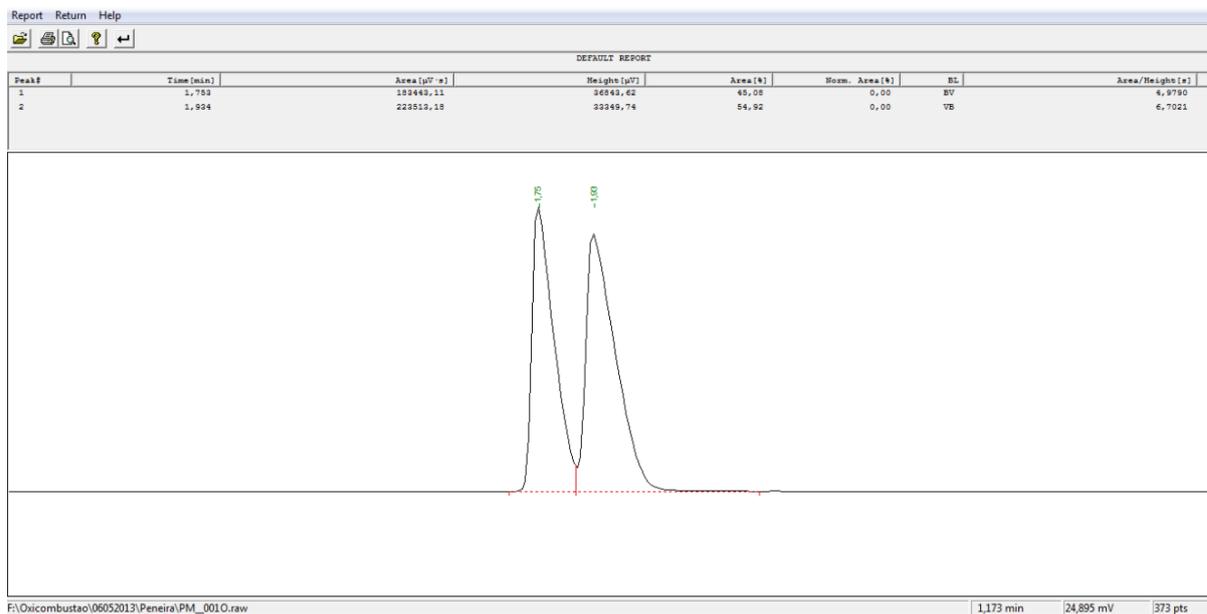
YANG, W.C. **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. 1^a Edição. Boca Raton: CRC Press, 2003.

ZANGANEH, K.E.; SHAFEEN, A. A novel process integration, optimization and design approach for large-scale implementation of oxy-fired coal power plants with CO₂ capture. **International Journal of Greenhouse Gas Control**, v. 1, p. 47-54, 2007.

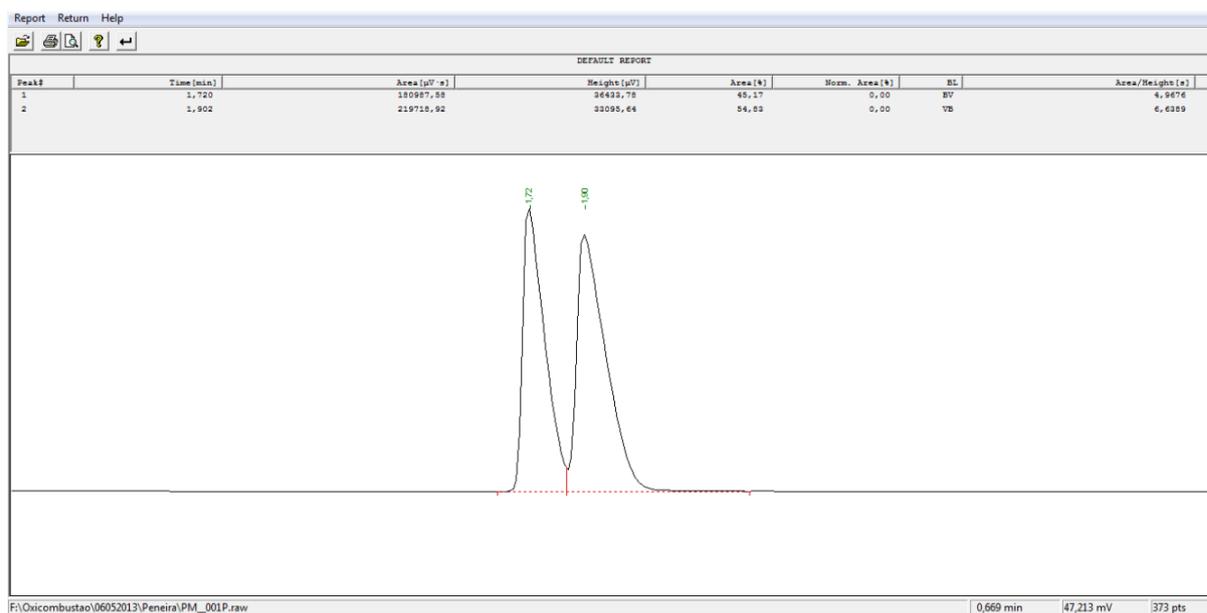
APÊNDICE A – CROMATOGRAMAS DA CONDIÇÃO DE OPERAÇÃO 13

CONDIÇÕES DE ENTRADA

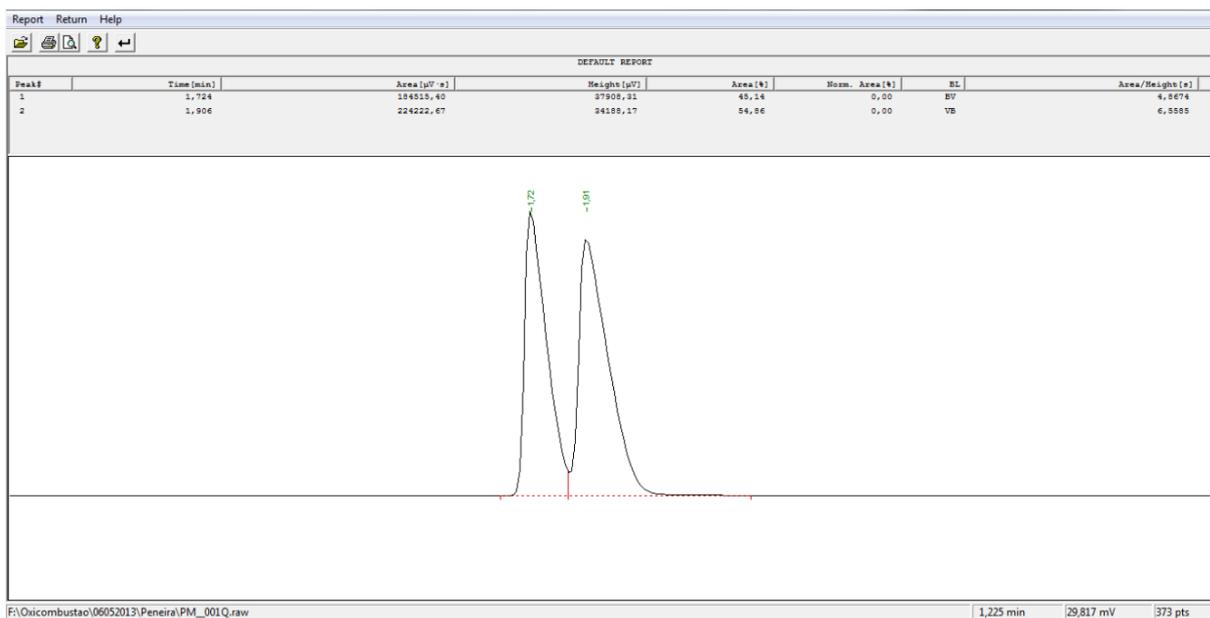
Relação O₂/N₂ – Cromatograma A



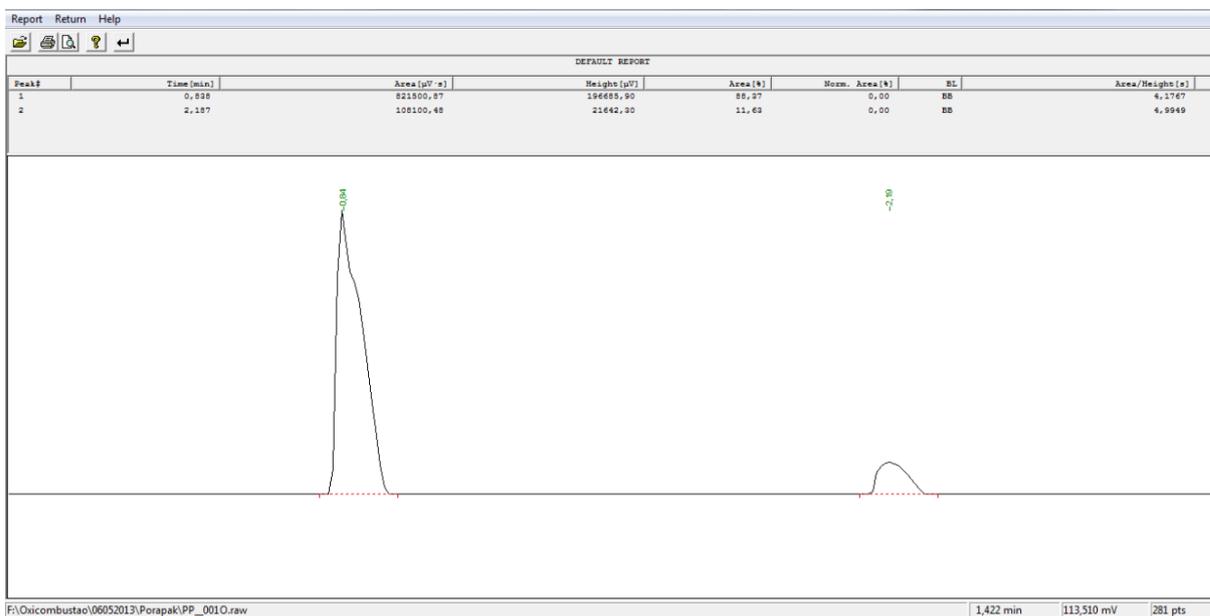
Relação O₂/N₂ – Cromatograma B

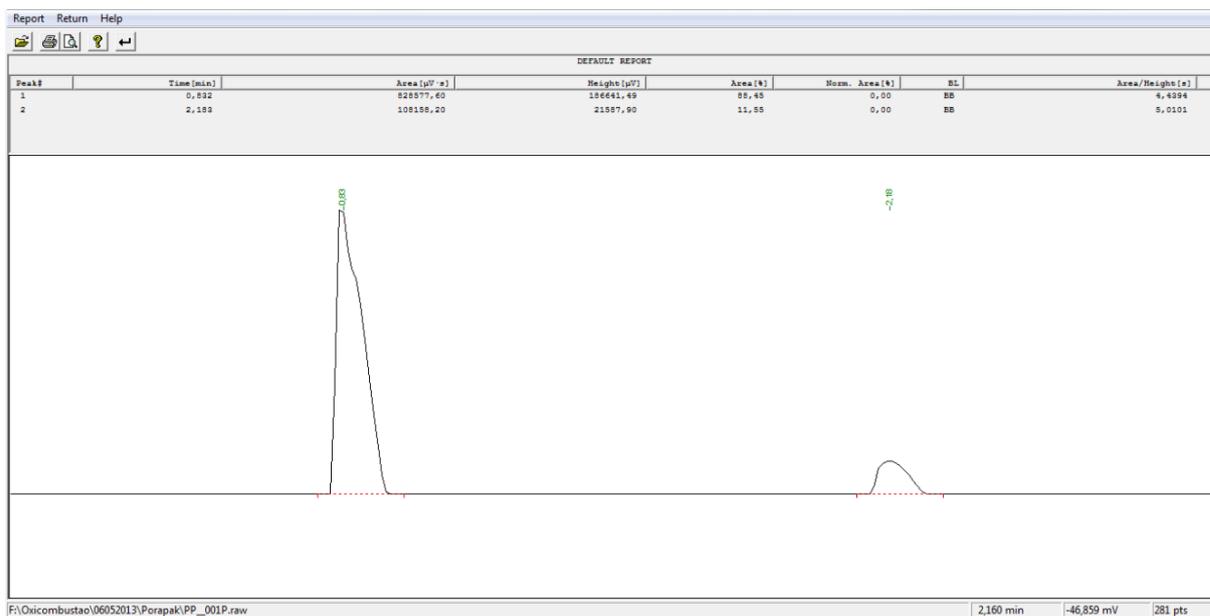
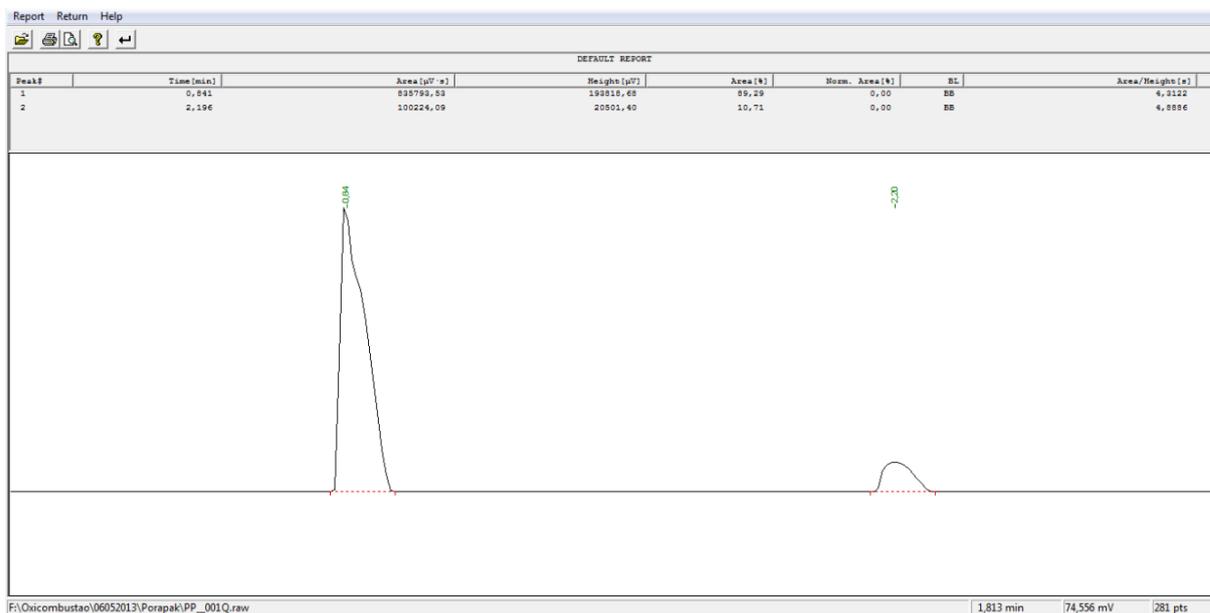


Relação O₂/N₂ – Cromatograma C



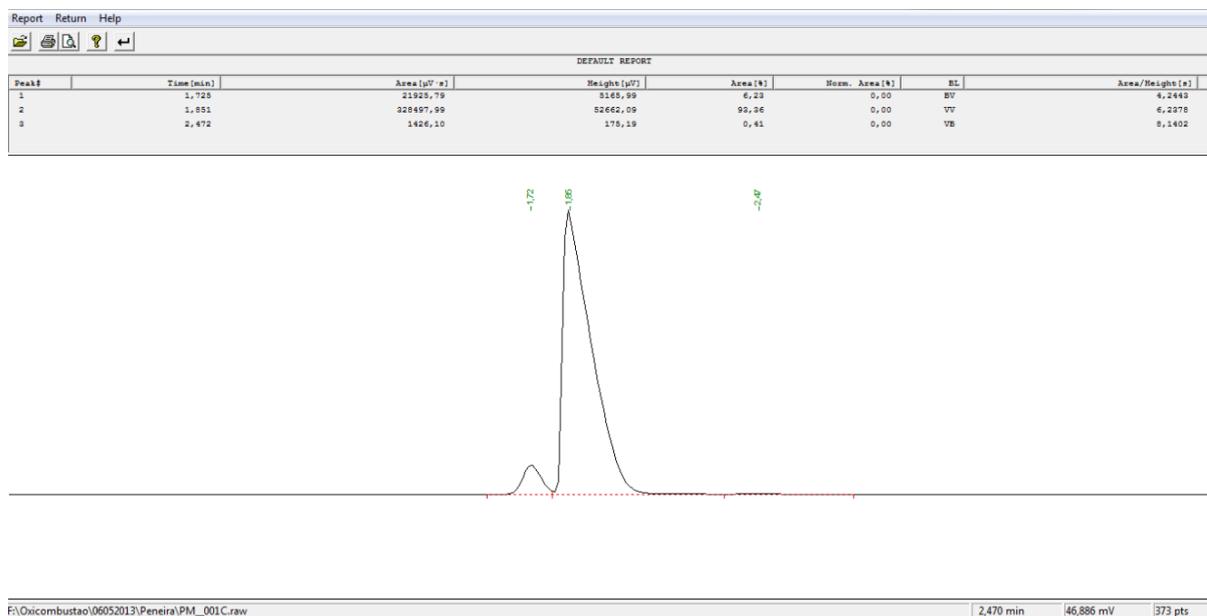
Relação O₂/N₂ – CO₂ – Cromatograma A



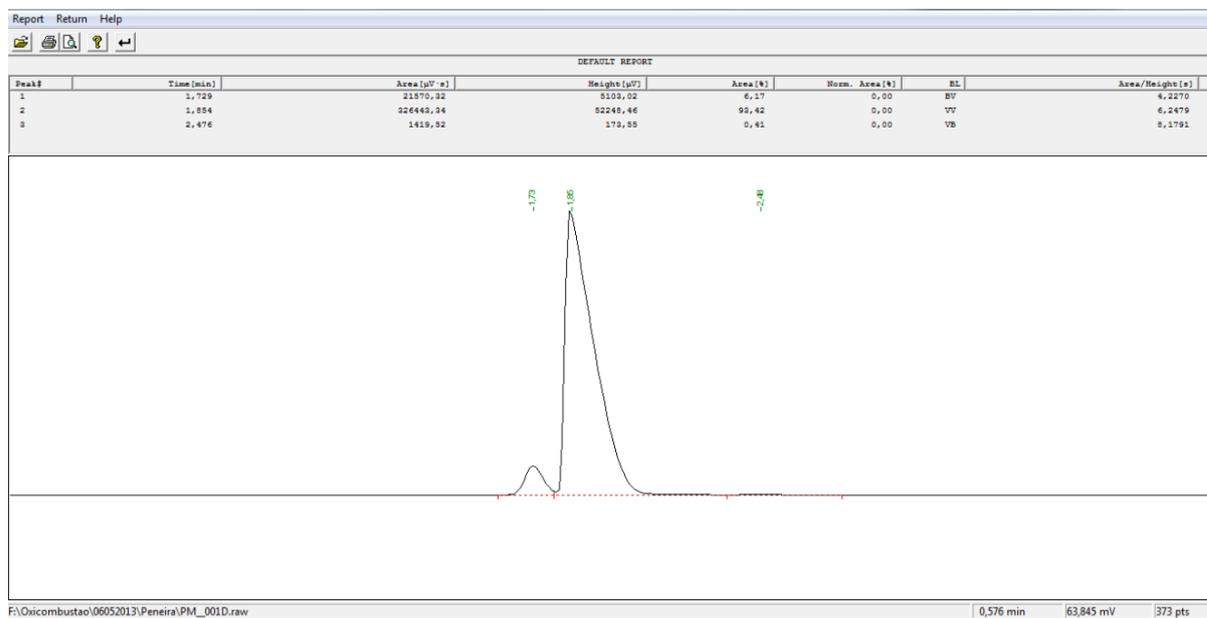
Relação O₂/N₂ – CO₂ – Cromatograma BRelação O₂/N₂ – CO₂ – Cromatograma C

CONDIÇÕES DE SAÍDA

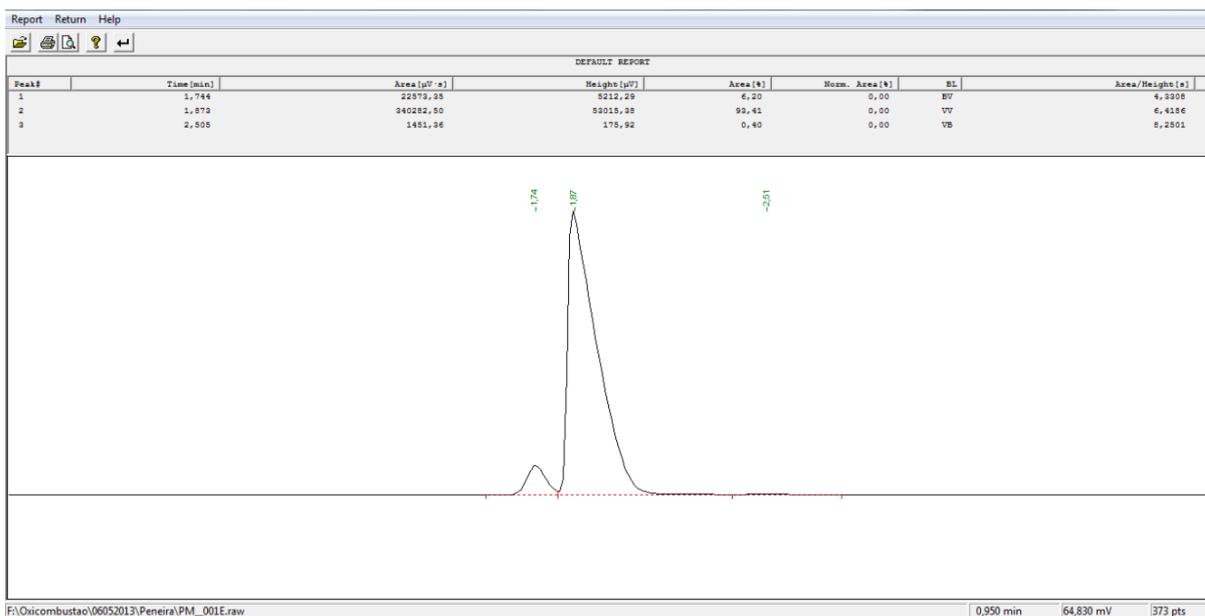
Relação O₂/N₂ – Cromatograma A



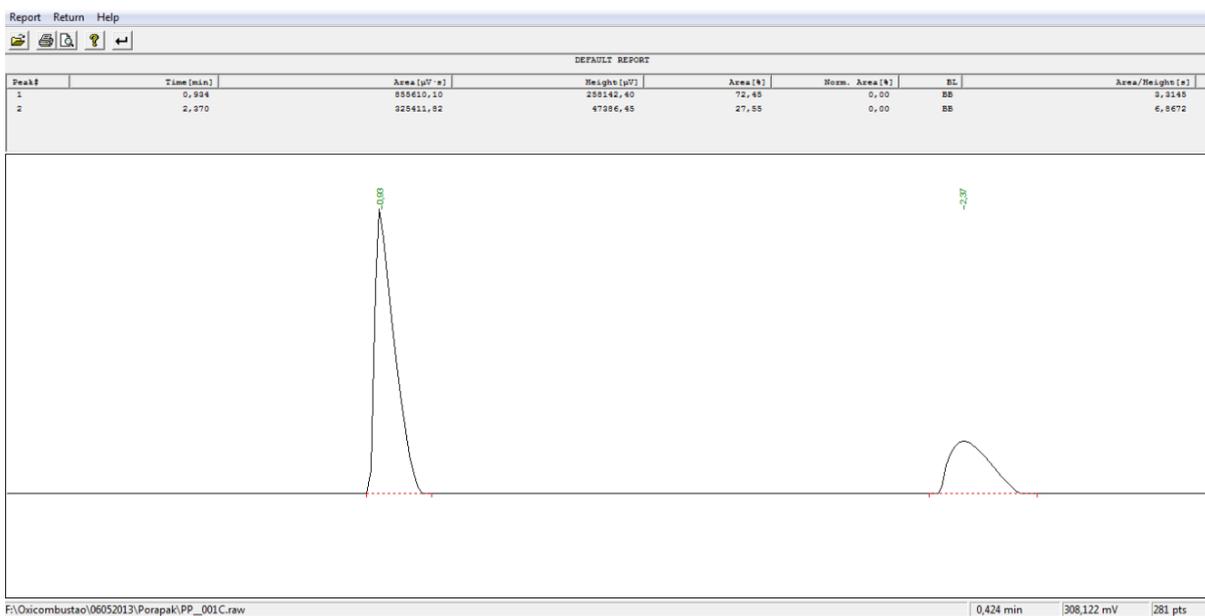
Relação O₂/N₂ – Cromatograma B

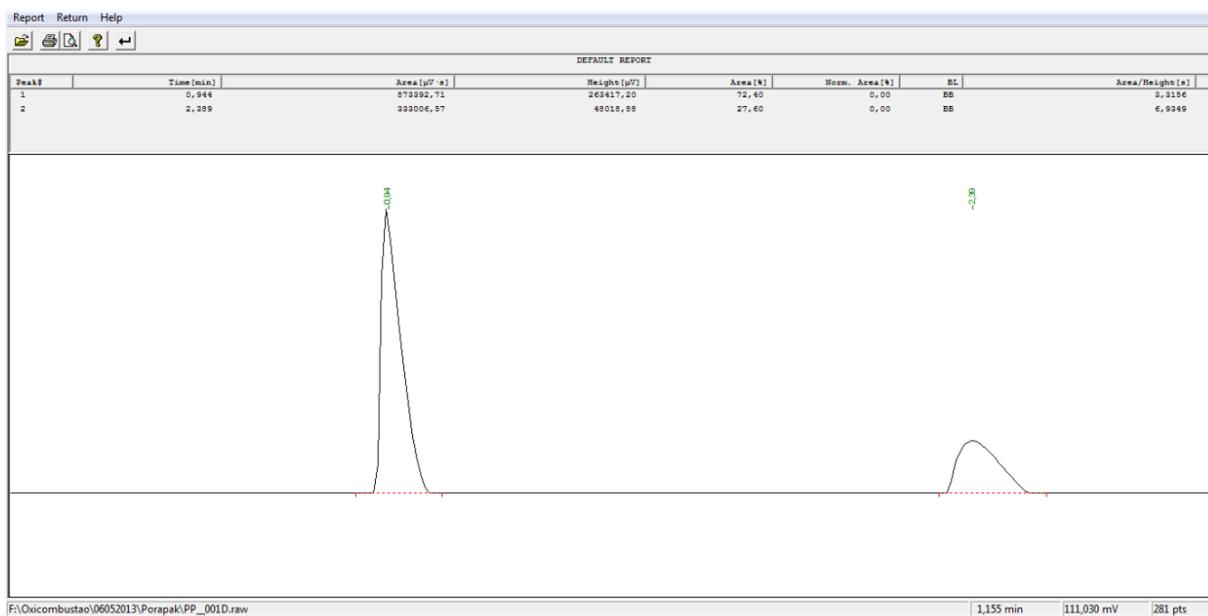
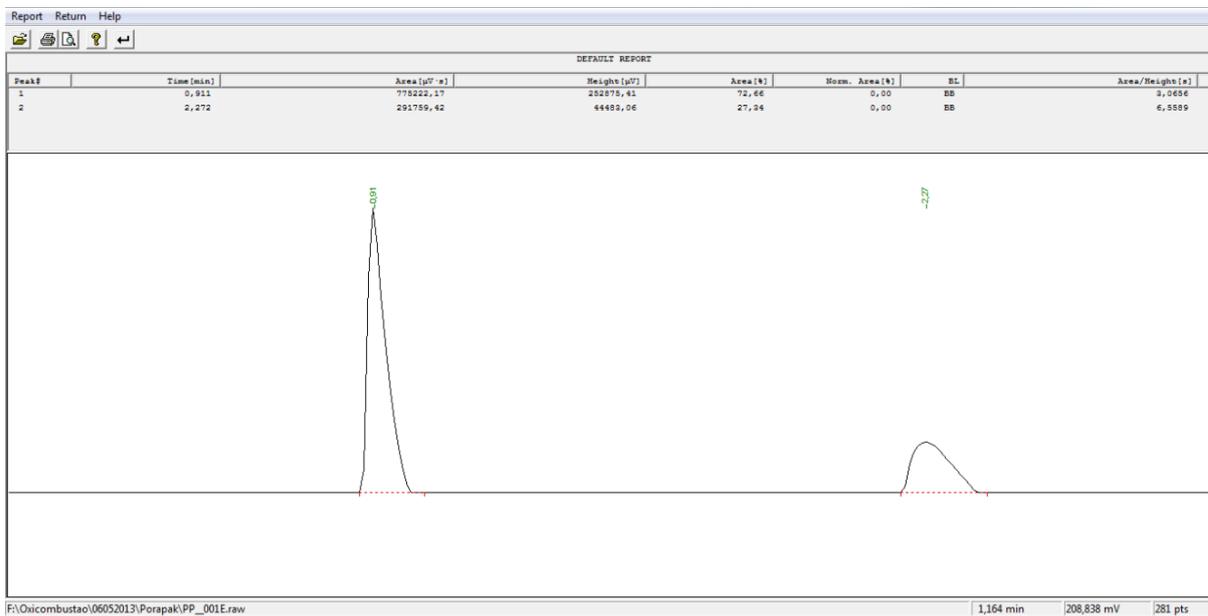


Relação O₂/N₂ – Cromatograma C



Relação O₂/N₂ – CO₂ – Cromatograma A



Razão O₂/N₂ – CO₂ – Cromatograma BRelação O₂/N₂ – CO₂ – Cromatograma C

ANEXO A – METODOLOGIA PARA O CÁLCULO DOS CALORES ESPECÍFICOS

Calores específicos a pressão constante das substâncias consideradas (Fonte: Carvalho e McQuay (2007) apud. Perry e Chilton (1973) e Carvalho e McQuay (2007) apud. Sonntag et al. (1998)):

CO₂

$$c_p = 10,34 + 0,00274T - 195500/T^2 \quad (\text{A1})$$

H₂O

$$c_p = 8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2 \quad (\text{A2})$$

O₂

$$c_p = 8,27 + 0,000258T - 187700/T^2 \quad (\text{A3})$$

N₂

$$c_p = 6,50 + 0,00100T \quad (\text{A4})$$

ANEXO B – METODOLOGIA PARA O CÁLCULO DA VISCOSIDADE

A viscosidade pode ser determinada pela Equação B1:

$$\mu = 26,69 \frac{\sqrt{MT}}{\sigma^2 \Omega_v} \quad (\text{B1})$$

Onde μ é a viscosidade em μP , M é o peso molar, T é a temperatura em K e σ é a distância intermolecular em \AA , e Ω_v é a integral de colisão, tendo valor unitário para moléculas não polares.

A Equação B2 pode ser empregada para o cálculo da integral de colisão:

$$\Omega_v = [A(T^*)^{-B}] + C[\exp(-DT^*)] + E[\exp(-FT^*)] \quad (\text{B2})$$

Para tanto, uma temperatura adimensional é calculada pela Equação B3:

$$T^* = \frac{kT}{\epsilon} \quad (\text{B3})$$

Sendo k a constante de Boltzmann ($1,38 \times 10^{-16}$ erg/molécula.K) .

Os parâmetros para os gases analisados das Equações acima seguem nas Tabelas B1 e B2.

Tabela B1: Parâmetros para o cálculo da viscosidade.

Gás	CO ₂	H ₂ O	O ₂	N ₂
σ (A)	3,941	2,641	3,467	3,798
ϵ/K	195,2	809,1	106,7	71,4
V_c (cm ³ /mol)	93,9	57,1	73,4	89,9

Tabela B2: Constantes da Equação B2.

A	B	C	D	E	F
1,16145	0,14874	0,52487	0,77320	2,16178	2,43787

Para misturas de gases, a viscosidade é determinada pela Equação B4:

$$\mu_{mistura} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \mu_i \sqrt{M_i}}{\sum_{i=1}^n x_i \sqrt{M_i}} \quad (\text{B4})$$

Tabela B: Viscosidades dos gases nas temperaturas de combustão e oxidação.

Componente	μ_g (kg/m.s)	μ_g (kg/m.s)
T (K)	1127,15	1320,15
CO₂	$4,248 \times 10^{-5}$	$4,724 \times 10^{-5}$
H₂O	$4,017 \times 10^{-5}$	$4,648 \times 10^{-5}$
O₂	$5,155 \times 10^{-5}$	$5,712 \times 10^{-5}$
N₂	$4,266 \times 10^{-5}$	$4,727 \times 10^{-5}$

ANEXO C – METODOLOGIA PARA O CÁLCULO DA CONDUTIVIDADE TÉRMICA

Constantes polinomiais para estimativa da condutividade térmica, k , como função da temperatura:

$$k = A + BT + CT^2 + DT^3 \quad (C1)$$

k em W/(m.K)

Tabela C1: Constantes para o cálculo da condutividade térmica.

Componente	A	B	C	D
CO ₂	$-7,215 \times 10^{-3}$	$8,015 \times 10^{-5}$	$5,477 \times 10^{-9}$	$-1,053 \times 10^{-11}$
H ₂ O	$7,341 \times 10^{-3}$	$-1,013 \times 10^{-5}$	$1,801 \times 10^{-7}$	$-9,100 \times 10^{-11}$
N ₂	$3,919 \times 10^{-4}$	$9,816 \times 10^{-5}$	$-5,067 \times 10^{-8}$	$1,504 \times 10^{-11}$
O ₂	$-3,273 \times 10^{-4}$	$9,966 \times 10^{-5}$	$-3,743 \times 10^{-8}$	$9,732 \times 10^{-12}$

Fonte: Reid et al. (1987).

Tabela C2: Condutividade térmica dos gases nas temperaturas de combustão e oxidação.

Componente	k (W/(m.K))	k (W/(m.K))
T (K)	1127,15	1320,15
CO ₂	0,0750	0,0839
H ₂ O	0,0944	0,0985
O ₂	0,0784	0,0763
N ₂	0,0682	0,0884