

MÔNICA VALÉRIA DOS SANTOS MACHADO

Análise energética do processo de secagem de areia em leito fluidizado

Guaratinguetá - SP
2022

Mônica Valéria dos Santos Machado

Análise energética do processo de secagem de areia em leito fluidizado

Dissertação de Mestrado apresentada à Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica na área de Energia.

Orientador: João Andrade de Carvalho Junior

Guaratinguetá - SP
2022

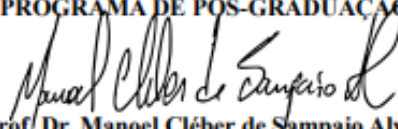
M149a	Machado, Mônica Valéria dos Santos Análise energética do processo de secagem de areia em leito fluidizado / Mônica Valéria dos Santos Machado – Guaratinguetá, 2022. 54 f : il. Bibliografia: f. 50-54 Dissertação (mestrado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, 2022. Orientador: Prof. Dr. João Andrade de Carvalho Jr. 1. Gás natural. 2. Secagem. 3. Fluidização. I. Título. CDU 662.767
-------	---

MÔNICA VALÉRIA DOS SANTOS MACHADO

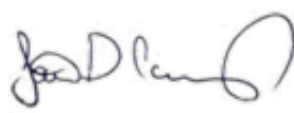
**ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE
“MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA”**

**PROGRAMA: ENGENHARIA MECÂNICA
CURSO: MESTRADO**

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO


Prof. Dr. Manoel Cléber de Sampaio Alves
Coordenador

BANCA EXAMINADORA:


PROF. DR. JOÃO ANDRADE DE CARVALHO JÚNIOR

Orientador / UNESP/FEG

participou por videoconferência


PROF. DR. RUBENS ALVES DIAS

UNESP/FEG

participou por videoconferência


PROFa. DRa. LELLA RIBEIRO DOS SANTOS

Instituto Tecnológica de Aeronáutica

participou por videoconferência

DADOS CURRICULARES

MÔNICA VALÉRIA DOS SANTOS MACHADO

NASCIMENTO:	31.01.1978 – Guaratinguetá/SP
FILIAÇÃO:	Raul Machado Ana de Lourdes dos Santos Machado
2014/2019	Engenharia Ambiental FARO – Faculdade de Roseira
2011/2013	Especialização em Ética Valores e Cidadania na Escola Universidade de São Paulo – Núcleo de Apoio às Atividades Social, Cultural e de Extensão
2013/2016	Especialização - Pós Graduação “Lato Sensu” em Perícia em Meio Ambiente UNISAL – Centro Universitário Salesiano de Lorena/SP
2014-2016	Especialização - Pós Graduação “Lato Sensu” em Gestão Ambiental UNISAL – Centro Universitário Salesiano de Lorena/SP
1998-2000	Licenciatura em História UNISAL – Centro Universitário Salesiano de Lorena/SP

AGRADECIMENTOS

Agradeço primeiramente ÀQUELE que permite todas as coisas se concretizem, ao Autor da existência, ao Nosso Único e Verdadeiro Deus, por me iluminar, me dar sabedoria, oportunidade de viver, paciência e fôlego de vida a cada amanhecer. Agradeço pela minha vida, minha inteligência, minha família e meus amigos;

à minha querida e abençoada mãe, Ana de Lourdes dos Santos Machado, que mesmo mal tendo completado o ensino fundamental, serviu de guia em meus estudos;

ao meu orientador, Prof. Dr. João Andrade de Carvalho Júnior, que jamais deixou de me incentivar. Sem a sua orientação, dedicação e auxílio, o estudo aqui apresentado seria praticamente impossível;

ao meu co-orientador, Prof. Dr. Daniel Julien Barros da Silva Sampaio, por ser sempre receptivo e disponível durante a realização do trabalho;

ao geólogo Rafael de Barros Barbim, ao engenheiro Luciano de Albuquerque Lima e à engenheira Flávia Arthur Brunet Monteiro, pela cordialidade e pela ajuda no fornecimento de dados de operação de secador industrial;

aos funcionários da Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, pela dedicação e alegria no atendimento;

ao apoio financeiro da ANP, FINEP e MCTI, através de bolsa de mestrado do programa PRH 34.1 FEG/UNESP.

...“A lei do SENHOR é perfeita, e refrigera a alma; o testemunho do SENHOR é fiel, e dá sabedoria aos simples.”

Salmo 19:1

RESUMO

Este estudo tem como finalidade analisar um processo de secagem de areia em leito fluidizado através do balanço energético, elaborado por meio de um modelo matemático específico para calcular a quantidade de combustível necessária ao processo em função do excesso de ar. Todos os itens do processo, como pressão, temperatura, vazão de areia, umidade inicial da areia, e outros, são considerados a fim de demonstrar o funcionamento do processo de secagem do material em leito fluidizado, e sua eficiência energética. O leito fluidizado é utilizado em diversos processos industriais, tais como gaseificação, pirólise, secagem de grãos e areia industrial, entre outros. Este assunto é desenvolvido considerando quantidade de material e granulometria, velocidade do gás, excesso de ar na produção do escoamento quente, bem como o tipo e quantidade de combustível adicionado no sistema. Dois combustíveis são considerados: o gás natural e o gás natural renovável (biometano), sendo os custos de operação com cada um deles comparados. Mesmo que um sistema já esteja em ponto de fluidização, os teores de umidade inicial e final da areia no equipamento de secagem por fluidização devem estar correlacionados com a quantidade de combustível e excesso de ar do sistema. Essa correlação demonstra os ajustes necessários (variando-se o combustível e excesso de ar, considerando as características de mudança de fase da areia - vitrificação) que produzirá o melhor desempenho do equipamento.

PALAVRAS-CHAVE: Secagem de areia. leito fluidizado. gás natural renovável.

ABSTRACT

Fluidized bed reactors are used in various industrial processes, such as gasification, pyrolysis, grain and industrial sand drying and others. This type of reactor is developed considering the amount of material and granulometry, gas velocity, excess air in the generation of the hot flow, and the type and amount of fuel supplied to the system. This study aims to analyze a process of drying sand in a fluidized bed through the energy balance of the system. The analysis was done using a specific mathematical model to calculate the amount of fuel required for the process as a function of excess air. The most important process factors such as pressure, temperature, sand flow, initial sand moisture content and others are considered to demonstrate the operation of the fluidized bed drying process and its energy efficiency. Two fuels are considered: Natural gas and renewable natural gas (biomethane), and the operating costs with each are compared. Even if a system has already reached the point of fluidization, the initial and final moisture content of the sand in the fluidization dryer must be correlated with the amount of fuel and excess air in the system. This correlation shows the necessary adjustments (by varying the fuel and excess air, taking into account the phase change properties of the sand - vitrification) that will lead to the best performance of the system.

KEYWORDS: Sand drying. fluidized bed. renewable natural gas.

LISTA DE FIGURAS

Figura1 – Ação do CO ₂ e outros gases sobre os raios infravermelhos refletidos pela superfície da terra.	13
Figura 2 - Classificação de Geldart para partículas fluidizando com ar em temperatura ambiente (ρ_p e ρ_f são as massas específicas da partícula e do gás de fluidização, respectivamente).	20
Figura 3 – Esquema simplificado do secador de areia, sem dimensões.	24
.Figura 4 – Fotografia do equipamento.	25
Figura 5 – Detalhes da tubulação para inserir o ar de diluição (fig. a); e da saída da areia seca (fig. b), direcionada para um elevador de canecos.	26
Figura 6 – <i>Bubble cap</i> do distribuidor de ar.	26
Figura 7 – Temperatura de chama adiabática para o GN e para o GNR como função da razão ar/combustível normalizada. Curvas são coincidentes.	35
Figura 8 – RATIO como função do PCI do hidrocarboneto.	36
Figura 9 – Consumo específico de GN e GNR como função da temperatura de entrada dos gases no leito fluidizado para umidades iniciais de 8 e 10%.	37
Figura 10 – Consumo específico de GN e GNR como função da temperatura de entrada dos gases no leito fluidizado para umidades iniciais de 1 e 3%.	38
Figura 11 – Consumo específico do GN em função da fração aproveitada de seu poder calorífico inferior, para umidade inicial da areia de 10%.	39
Figura 12 – Consumo específico do GN em função da fração aproveitada de seu poder calorífico inferior, para umidades iniciais da areia de 8 e 9%.	40
Figura 13 - Variação da concentração de oxigênio em base seca com a temperatura obtida na câmara de combustão.	40
Figura 14 – Diferenças de custo entre operações com GN e GNR.	42
Figura 15 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,81$ mm (MESH 20).	46
Figura 16 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,55$ mm.	46
Figura 17 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,30$ mm.	47
Figura 18 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,20$ mm.	47

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Procedimento para cálculo da massa molecular do GN.	27
Tabela 2 – Procedimento para cálculo do PCI do GN.....	28
Tabela 3 – Diferença de custos entre operações com GNR e GN, para umidades iniciais de 8 e 10%.....	41
Tabela 4 – Diferença de custos entre operações com GNR e GN, para umidades iniciais de 1 e 3%.....	42
Tabela 5 – Vazão de combustível para 100 unidades de vazão volumétrica de produtos de combustão.....	43

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	11
1.1	CONTEXTUALIZAÇÃO.....	11
1.2	OBJETIVOS.....	12
1.2.1	Objetivo Geral	12
1.2.2	Objetivo Específico	12
1.3	CONTRIBUIÇÃO E RELEVÂNCIA DA PESQUISA	12
1.4	ESTRUTURA DO TRABALHO	14
2	REVISÃO DA LITERATURA	15
2.1	GÁS NATURAL RENOVÁVEL	15
2.2	FLUIDIZAÇÃO	17
3	MATERIAL E MÉTODO	24
3.1	EQUIPAMENTO	24
3.2	BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA	27
3.3	INTERCAMBIABILIDADE ENTRE GN E GNR.....	32
3.4	CUSTO DO GÁS NATURAL E DO GÁS NATURAL RENOVÁVEL	33
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	35
4.1	TEMPERATURA DE CHAMA ADIABÁTICA	35
4.2	CONSUMO ESPECÍFICO DO SECADOR COM GN E GNR	36
4.3	IMPACTOS DE PERDAS DE CALOR	38
4.4	VERIFICAÇÃO COM DADOS REAIS DE OPERAÇÃO.....	39
4.5	CUSTO DE OPERAÇÃO COM TROCA DE COMBUSTÍVEL.....	41
4.6	INTERCAMBIABILIDADE ENTRE O GN E O GNR.....	43
4.7	IMPACTOS DA VARIAÇÃO DA TEMPERATURA NA FLUIDIZAÇÃO	44
5	CONCLUSÕES	48
6	RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	49
	REFERÊNCIAS	Erro! Indicador não definido.

1 INTRODUÇÃO

1.1 CONTEXTUALIZAÇÃO

O fenômeno de fluidização foi acidentalmente descoberto pelo engenheiro Fritz Winkler, em 1922, ao passar um escoamento de ar por uma coluna contendo pó de carvão (BASU, 2015). À medida que a vazão de ar era aumentada, um ponto crítico era alcançado, onde as partículas de carvão eram suspensas de repente pelo escoamento de ar e toda a massa parecia ferver. As partículas começavam "um movimento de dança animado" na coluna e toda a massa começava a tomar o aspecto de um fluido. Bolhas podiam ser vistas subindo pelas partículas e objetos mais densos caíam do topo, afundando, assim como fariam em um líquido de menor densidade. Nos últimos anos, o processo de fluidização progrediu através de pesquisa sistemática, com diversas funções especializadas, tais como: combustão, gaseificação, misturas, reação química, transferência de calor e massa, revestimento, granulação, encapsulamento e processos de CVD (Chemical Vapor Deposition).

No caso específico da pesquisa aqui proposta, pretende-se analisar o processo secagem de areia para propiciar sua utilização em fabricação de argamassas e de lixas e em processos de jateamento. Basicamente, há dois tipos de secadores industriais de areia: aqueles que utilizam um forno rotativo e aqueles que utilizam leitos fluidizados. O objeto deste trabalho. O objetivo é aplicar o balanço de energia em um secador de leito fluidizado para determinar parâmetros de operação que impliquem em menor possível consumo de combustível, no caso, o gás natural.

Além do gás natural, será analisado o uso de gás natural renovável (ou biometano) que é um combustível produzido a partir do beneficiamento do biogás obtido a partir de resíduos orgânicos, como esterco, aterro, alimentos e outros (PARKER et al., 2017; SCHEITRUM et al., 2017; SELVAGGI et al., 2018).

O sistema estudado permitiu um diagnóstico sobre todo o processo, que pode ser dirigido por resultados de modelo matemático baseado em balanço de energia.

A justificativa desse trabalho dá-se por diversos fatores, dentre os quais se destaca a importância de desenvolver um modelo matemático capaz de prever o consumo específico de combustível ($m^3_{\text{gás}}/t_{\text{areia seca}}$) em função da umidade inicial da matéria prima utilizada. Isso possibilitará a identificação dos parâmetros da atividade com maior possibilidade de contribuir na melhoria energética e diminuição de custos do sistema. A obtenção de dados

característicos do sistema, como temperaturas, taxas de secagem, entre outros, são fundamentais para melhorar os parâmetros de desempenho do sistema e proporcionar uma melhor compreensão do seu processo e de seus limites de operação.

1.2 OBJETIVOS

Com o intuito de contribuir na promoção da produção e uso de combustíveis alternativos produzidos a partir de resíduos, o presente trabalho propõe:

1.2.1 Objetivo Geral

- Desenvolver um modelo termodinâmico para prever o consumo de gás natural em processo de secagem de areia ($\text{m}^3_{\text{gás}}/\text{t}_{\text{areia seca}}$), em um secador industrial de leito fluidizado borbulhante.

1.2.2 Objetivo Específico

- Investigar os parâmetros de secagem quando da substituição do gás natural por gás natural renovável, incluindo uma análise econômica.
- Investigar os parâmetros de fluidização do secador ao se substituir o gás natural pelo gás natural renovável.

1.3 CONTRIBUIÇÃO E RELEVÂNCIA DA PESQUISA

O dióxido de carbono (CO_2) é o produto de combustão majoritário do carbono presente na maioria dos combustíveis. Na atmosfera é um dos gases que absorvem a radiação infravermelha, contribuindo para intensificar o chamado efeito estufa, contribuindo para o aquecimento global. O CO_2 e traços de outros gases permitem a penetração da radiação solar na superfície da Terra, mas reabsorvem a radiação infravermelha emitida desta (CARVALHO e LACAVA, 2003). A Figura 1 mostra a ação do dióxido de carbono e outros gases, em um contexto de equilíbrio sobre os raios infravermelhos refletidos pela superfície da Terra. Parte

dessa energia refletida é reenviada para a superfície terrestre, mantendo assim uma temperatura estável no planeta.

Figura1 – Ação do CO₂ e outros gases sobre os raios infravermelhos refletidos pela superfície da terra.



Fonte: NASA-JPL/Caltech (2020)

Desde a década de 1950, as concentrações de gases com capacidade de absorver a radiação infravermelha aumentaram muito na atmosfera, principalmente pelo fato de as nações se tornarem mais industrializadas. Apesar disso, foi nas décadas de 1980 e 1990 que os índices de aquecimento global se tornaram alarmantes. Muitas incertezas ainda pairam sobre o papel de cada gás nesse processo. No entanto, já se sabe que o CO₂ é responsável por cerca de metade da radiação infravermelha retida na atmosfera (MANAHAN, 1993). O aproveitamento de energia pela maioria dos países, altamente industrializados ou não, está baseado na queima de combustíveis fósseis.

Assim, uma pesquisa que busque meios para melhorar energeticamente um equipamento industrial e que investigue a mudança de operação com um combustível fóssil para um biocombustível é relevante tanto no contexto brasileiro como em um contexto mais abrangente.

1.4 ESTRUTURA DO TRABALHO

O presente trabalho, a partir deste capítulo, foi organizado em quatro partes principais, dadas pelas seguintes seções:

- **Revisão da Literatura:** apresenta duas revisões, uma sobre fluidização e outra sobre gás natural renovável.
- **Material e Método:** apresenta o secador de areia industrial analisado e desenvolve o balanço de massa e energia para o processo de secagem, tanto com a utilização de gás natural como de gás natural renovável.
- **Resultados e Discussão:** analisa e discute os resultados obtidos, sob os pontos de vista energético, ambiental e financeiro.
- **Conclusões:** conclusões são apresentadas, como consequência dos resultados e discussões.

2 REVISÃO DA LITERATURA

2.1 GÁS NATURAL RENOVÁVEL

O gás natural renovável (GNR) é um biocombustível e pode ser utilizado na obtenção de energia de baixo carbono para diversas aplicações, principalmente como substituto do gás natural fóssil (GN) (ACHA et al., 2018). A produção de biogás tem aumentado em todo o mundo, estimulada por políticas de energia renovável e benefícios ambientais. A digestão anaeróbia (degradação da matéria orgânica por microrganismos anaeróbios) de resíduos da agricultura e da indústria e de resíduos orgânicos municipais, lodo de esgoto, entre outros, é um dos processos mais importantes para a produção de biogás, proporcionando as condições para que esse gás seja utilizado para a geração de eletricidade e calor. O biogás concentrado para biometano tem sido injetado em redes de gás natural para ser usado pela indústria (CUCCHIELLA et al., 2018; PELLEGRINO et al., 2017; SCARLAT et al., 2018). Outra fonte de produção de biometano é a gaseificação da biomassa, pois o processo produtivo já atingiu a maturidade e pode ser distribuído via redes de dutos de transporte de GN (ALAMIA et al., 2016). As tecnologias de enriquecimento do biogás foram melhoradas extensivamente nos últimos anos e seu avanço transformou o biometano em uma energia renovável (KHAN et al., 2017).

Diversos estudos foram realizados tendo como objetivos principais a análise de políticas de combustíveis para estimular o desenvolvimento de RNG e estudos econômicos para verificar sua viabilidade financeira (PARKER et al., 2017; SCHEITRUM et al., 2017; CUCCHIELLA et al., 2018; ZARED et al., 2018; FUBARA et al., 2018; LAUER et al., 2018; SANTOS et al., 2016; MAMBELI-BARROS et al., 2014).

Outros estudos foram realizados para traçar um panorama das perspectivas, potencialidades e desafios do GNR em diversos países. Os exemplos são: descrição do desenvolvimento e perspectivas do biogás na Europa (SCARLAT et al., 2018), descrição do desafio de usar GNR no estado da Califórnia, EUA (SCHEITRUM et al., 2017), visão geral da aplicação do biogás na Tailândia (TONRANGKLANG et al., 2017) e descrição do potencial de energia renovável no Brasil (ROSA et al., 2018).

Estudos de caso foram desenvolvidos para analisar potenciais em regiões específicas. Os exemplos são: estimativa da eficiência do solo para produzir biometano na Sicília, Itália (SELVAGGI et al., 2018), desenvolvimento de um modelo matemático para inserção de

biometano na distribuição doméstica de GN no Reino Unido (FUBARA et al., 2018), e avaliação do uso de biogás para produção de energia elétrica e calor em pequenos agricultores da cidade de Marechal Rondon, Brasil (COIMBRA-ARAÚJO et al., 2014).

Com relação às diversas vias de utilização do biogás, podem-se citar os seguintes estudos: uma avaliação para analisar a rota mais eficiente em termos de energia para a utilização do biogás (HAKAWATI et al., 2017), uma comparação entre as tecnologias atuais de motores pesados a gás que utilizam biogás, no setor de transportes na Europa (ALAMIA et al., 2016), e uma comparação do uso de biometano como combustível para transporte com outras rotas de utilização de biogás, no norte da Itália (PATRIZIO et al., 2015). Uma aplicação no setor industrial foi a utilização de gás biometano comprimido para substituição do GLP na indústria cerâmica, na Tailândia (PUTTAPOUN et al., 2015). Questões relacionadas à produção de biogás e aprimoramento do biometano têm sido discutidas, considerando as novas tecnologias e a penetração do combustível renovável no balanço energético do país (MARTÍN-HERNÁNDEZ et al., 2020; YOUSEF et al., 2019).

Requisitos específicos para injeção de biometano em redes de gasodutos de gás natural, bem como padrões para composição do gás e parâmetros de combustão, foram definidos por vários países, principalmente na Europa (FERNÁNDEZ-GONZÁLES et al., 2020; KHAN et al., 2017). Os regulamentos europeus foram subdivididos em duas partes, uma para a indústria automotiva e outra para injeção na rede de gás. A norma EN 16723 - Parte 1: Especificações para biometano para injeção na rede de gás natural e Parte 2: Especificações de combustível automotivo (KHAN et al., 2017).

Existem poucos estudos considerando as consequências na qualidade do gás devido à substituição do GN fóssil pela introdução do biometano nos setores de indústria e geração de energia. Devido ao aumento do uso de biometano, as variações na composição do gás natural devem aumentar em amplitude e frequência nas redes de gasodutos. O impacto em equipamentos de processos industriais e motores no setor de usinas foi avaliado, considerando as variações da qualidade do gás, principalmente em relação às mudanças nos mercados de gás devido ao uso de GNR e hidrogênio (LEICHER et al., 2017a). A fabricação de vidro, cerâmica e metais será a mais afetada no setor da indústria, além de turbinas a gás e motores do setor de usinas. Preocupado com as mudanças na qualidade do gás, outro artigo do mesmo grupo de autores (LEICHER et al., 2017b) descreveu uma classificação do equipamento quanto à sua sensibilidade, com base na avaliação do impacto das flutuações do Poder Calorífico Inferior (PCI) e do Índice de Wobbe (WI) do GNR em diversos processos da

indústria. Esse último artigo concluiu que as consequências podem ser que esses consumidores tenham que investir em sistemas de medição e controle atualizados para reduzir o impacto no processo. Também vale citar o trabalho de simulação da mistura de GN fóssil com hidrogênio e biometano em gasodutos para avaliar o impacto nos parâmetros de combustão do gás, como PCI e WI (PELLEGRINO et al., 2017).

Os sistemas de combustão avançados têm tecnologia de controle complexa para reduzir as emissões e melhorar a eficiência, com os sistemas tendo a operação mais difícil com uma grande variação na composição do gás. Projetos menos complexos podem funcionar com grandes variações na qualidade do gás, mas provavelmente impactarão nas emissões e no desempenho do processo. Flutuações na qualidade do gás podem resultar em mau desempenho do equipamento em aplicações industriais e na operação de turbinas a gás, como ineficiências, instabilidades e operação de combustão insegura (BP INTERNATIONAL GAS UNION, 2011).

2.2 FLUIDIZAÇÃO

O processo de fluidização consiste em inserir homogeneamente um fluido gasoso na base de um leito composto por partículas sólidas de tal forma que a velocidade vertical do gás produza um arrasto suficiente que permita que o conjunto de partículas sólidas se comporte como um estado intermediário entre um leito estático e um leito de sólidos suspenso em um escoamento gasoso (transporte pneumático). Para obter esse tipo de regime, é colocado um distribuidor na base do reator, que tem como finalidade adicionar ar homogeneamente no interior do leito. Quando se coloca um objeto no interior do leito, se ele possui uma densidade menor do que a do leito, isso faz com que o mesmo tenha uma tendência de “boiar”, enquanto se for colocado um objeto com densidade maior, o mesmo terá uma tendência de ir ao fundo do leito, da mesma forma que ocorre com o empuxo para objetos sólidos no interior de um fluido. Essa condição irá ocorrer quando o leito de partículas sólidas possui uma composição aproximadamente homogênea e o peso das partículas é aproximadamente igual ao arrasto projetado pelo fluido. Neste regime, o leito costuma operar em um regime de turbulência contínua (ARAÚJO et al., 2021).

De forma geral, os processos que envolvem leito fluidizado requerem uma mistura de gás-sólido adequada, o que nem sempre é possível. Os processos de secagem de areia, especificamente, requerem uma atenção peculiar quando processados em leito fluidizado, pois

é necessário considerar outros fatores tais como o teor de umidade inicial e final da areia no equipamento de secagem, que devem estar correlacionados com a quantidade de combustível e excesso de ar do sistema. Essa correlação demonstra quais serão os ajustes necessários para promover o melhor desempenho do equipamento.

Há, ainda, que considerar os parâmetros necessários para que ocorra a fluidização (THOBER, 1995), para isso, é recomendado haver uma somatória de conhecimentos do processo para a aquisição correta de dados.

A fluidização confere condições operacionais muito favoráveis ao processo industrial (KUNII; LEVENSPIEL, 2013), essas características favorecem significativamente os coeficientes de transferência de calor e massa, promovendo uma temperatura mais uniforme no leito e permitindo que as reações possam ocorrer numa condição mais definida e controlada (PÉCORA, 1995).

Os estudos sobre leitos fluidizados foram intensificados nos países desenvolvidos na década de 1980, conforme relata Peres (2018), contribuindo de maneira importante na descrição operacional de unidades e sistemas em escala de laboratório ou industrial. Esse autor argumenta que a revisão da literatura mostra ainda que continuam sendo realizadas muitas pesquisas na área, as quais procuram desenvolver novas aplicações ou melhorias na eficiência de processos já existentes (TU e WANG, 2018; XU et al., 2018).

Além dos parâmetros mencionados, é preciso considerar a pressão do sistema (OLIVEIRA, 2012). Para a queda de pressão, é necessário, por exemplo, construir uma curva característica que relaciona a queda de pressão na placa distribuidora de ar e a velocidade superficial do gás. Com um ajuste linear para a curva encontrada, obtém-se a queda de pressão na placa para cada velocidade do gás de fluidização.

Segundo Pécora (1995), o desenvolvimento de tais processos baseia-se em fatores empíricos devido à falta de conhecimento acerca da fenomenologia do processo e da sua simulação matemática, sendo cada vez mais necessários estudos que permitam a análise de sistemas operando com leito fluidizado. No Brasil, uso da tecnologia da fluidização rápida ainda é incipiente, tendo-se a necessidade de desenvolver estudos para o ajuste desses sistemas à realidade dos combustíveis nacionais e/ou processos industriais com potencial de aumento no rendimento (PERES, 2018).

Os sólidos constantes no processo de secagem de areia podem favorecer a sua aglomeração e, conseqüentemente, levar à defluidização, que é a agregação, caos de misturas de areia em leito fluidizado, de forma parcial ou total do leito (PARISE, 2007). Este

fenômeno indesejável de defluidização parcial ou total ocorre quando a velocidade superficial do gás está próxima da velocidade do gás na mínima fluidização. Se as alterações na fluidodinâmica do leito fluidizado forem detectadas a tempo, tal fenômeno pode ser evitado pelo aumento da velocidade do gás e/ou, em alguns casos, mediante a alteração da vazão de sólidos alimentados no sistema.

Pelo fato da fluidização possuir uma elevada turbulência, esse processo tem a característica de alcançar uma temperatura aproximadamente homogênea no interior do leito. O que faz com que o mesmo seja muito adequado para ser utilizado em reatores termoquímicos e processos de secagem industriais.

Uma das dificuldades de se operar com leito fluidizado é o fato de que as partículas sofrem com atrito, temperatura e fragmentação. As partículas, menores, tem a tendência de sair por transporte pneumático na parte superior do reator. Partículas que são maiores e/ou mais densas do que o leito tendem a se depositar no fundo próximo a grelha, o que pode diminuir a eficiência e homogeneidade da distribuição de ar. Por essa razão, há necessidade não só de substituir parte do material do leito de tempos em tempos, como também a desmontagem do distribuidor para manutenção periódica.

Tamanho da partícula e forma

Para o caso de fluidização, tanto a forma quanto o tamanho da partícula afetam a resposta dinâmica do sistema. Não há um consenso sobre qual é a melhor metodologia para avaliar a forma da partícula do leito, mas sabe-se que a seleção do tipo de partícula deve ser adequada para resistir ao máximo possível de erosão e temperatura.

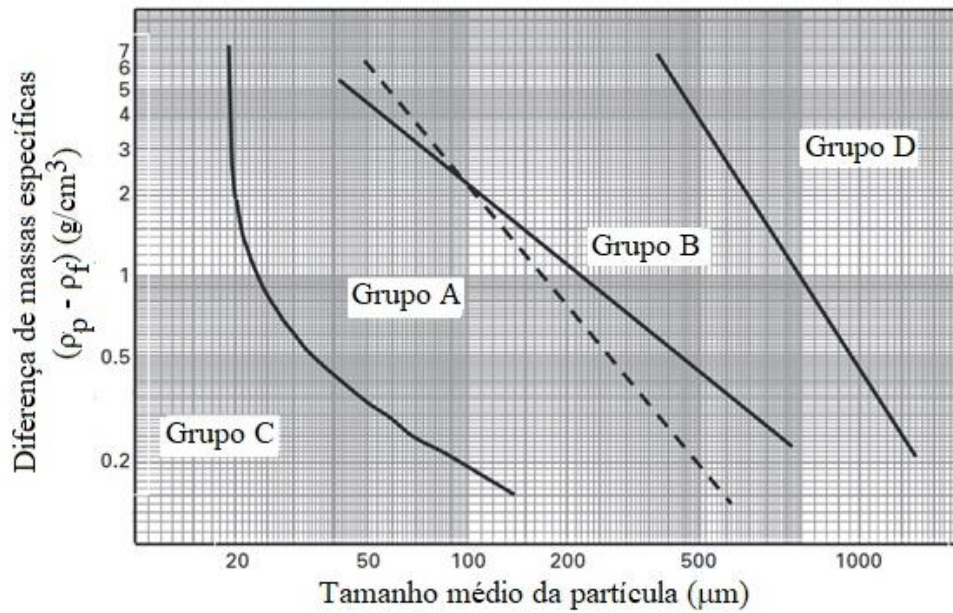
Para fins práticos, utiliza-se a classificação de Geldart (SCALA, 2013) (Figura 2) para seleção da granulometria do leito, o qual baseia as partículas fluidizáveis em 4 grupos (A, B, C e D). Essa classificação se baseia no tamanho da partícula e na diferença de massa específica entre as partículas e o gás em questão.

O grupo C de partículas representa as partículas finas com diâmetro inferior a $20\mu m$. Esse grupo normalmente não fluidiza com facilidade principalmente por apresentar elevadas forças interparticulares que dificultam a fluidização.

O grupo A representa as partículas finas que possuem um diâmetro médio entre 30 e $100\mu m$. Esse tipo de partícula costuma ser facilmente fluidizável e costuma apresentar um tamanho de bolha relativamente estável abaixo do regime de fluidização borbulhante. O grupo

B varia de 100 a 800 μm e não apresenta a fluidização no regime básico, mas somente no borbulhante para cima. O grupo D apresenta partículas de tamanho superior à 1 mm que não podem ser fluidizadas com facilidade.

Figura 2 - Classificação de Geldart para partículas fluidizando com ar em temperatura ambiente (ρ_p e ρ_f são as massas específicas da partícula e do gás de fluidização, respectivamente).



Fonte: Scala (2013).

Estimativa da velocidade mínima de fluidização (u_{mf})

A velocidade mínima de fluidização é dada pela equação (1), também conhecida como equação de Wen-Yu (1966):

$$Re_{mf} = \left[C_1^2 + C_2 Ar \right]^{0.5} - C_1, \quad (1)$$

sendo o número de Reynolds para a mínima fluidização, representada pela equação (2):

$$Re_{mf} = \frac{d_p u_{mf} \rho_f}{\mu} \quad (2)$$

A equação (3) representa o número de Arquimedes,

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

$C_1 \sim 33,7$ (considerando partículas puramente esféricas);

$C_2 \sim 0,0408$ (também considerando partículas puramente esféricas);

g a aceleração da gravidade;

d_p o diâmetro da partícula;

u_{mf} a mínima velocidade de fluidização;

ρ_f a massa específica do fluido;

μ a viscosidade do fluido, e ρ_p a massa específica da partícula.

Para estimar a variação de pressão em função da altura do leito fluidizado é utilizado a equação (4) que é a Equação de Ergun (YANG,2003):

$$\frac{\Delta p}{L} = \frac{150(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu u_0}{\phi^2 d_p^2} + 1,75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_f u_0^2}{\phi d_p}. \quad (4)$$

sendo:

L a altura do leito;

ε a área de vazios;

ϕ a esfericidade;

a diferença de pressão;

Δp , medida entre a parte inferior e a superior (positiva para o fluido indo para cima).

A área de vazios do leito para leito borbulhante pode ser considerada como sendo 0,66. Essa é a média encontrada por Almendros-Ibáñez *et al.* (2010).

Regimes de fluidização

Com a velocidade mínima de fluidização (u_{mf}), pode-se, então, começar a discutir os regimes de fluidização. Cada tipo de regime possui características únicas que permitem o mesmo ser mais adequado para o tipo de processo que está sendo trabalhado. Os regimes de fluidização são: fluidização homogênea, fluidização borbulhante e fluidização rápida (SCALA, 2013).

Na fluidização homogênea ($u_{mf} < u < u_b$) a recirculação e a turbulência no interior do leito são baixas. Nesse tipo de fluidização o tempo de residência do ar no leito é alto, e trata-se de um sistema que atua em um regime intermediário entre o limiar do leito fixo e o leito puramente fluidizado. Esse tipo de fluidização é mais adequado para o caso de leitos químicos com líquidos e sólidos, no qual não pode haver degradação elevada do material sólido.

Na fluidização borbulhante ($u_b < u < u_c$), bolhas de fluido passam então a se formar e crescer da mesma forma que acontece quando se solta uma bolha de ar na água. Então um há um fenômeno de crescimento das bolhas e há início de recirculação de partículas sólidas no interior do leito (uma espécie de convecção das partículas sólidas). Há início de escoamento turbulento no interior do leito e a flutuação de pressão também tende a ser alta.

No regime de fluidização turbulenta ($u_c < u < u_t$), há a transição completa de regime laminar para turbulento no leito, e as bolhas ascendentes tem uma tendência a ser cada vez menores na superfície superior do leito. O leito passa, então, a ter um elevado número de bolhas ascendentes e um aspecto semelhante a um fluido, com elevada recirculação.

O regime de fluidização rápida ($u_t < u < u_k$), é o último antes de atingir o regime de transporte pneumático. Neste regime, o leito passa a se tornar não só fluido, mas também começam a ter transbordamentos de partículas sólidas que entram em regime de transporte pneumático no interior do leito, que corresponde a uma situação na qual o arrasto nas partículas supera o peso e as partículas saem da câmara onde se encontram.

O regime de fluidização necessário para o leito borbulhante deve ocorrer entre os regimes homogêneo e rápido; sendo assim, a velocidade do leito deve ficar entre u_b e u_k , ou seja, conforme a equação (5):

$$Re_b = 0,791Ar^{0,435} < Re_{\text{operação}} < Re_k = 1,31Ar^{0,450}. \quad (5)$$

A recomendação é de que, na base do leito, o escoamento de ar ascendente esteja próximo ao valor mínimo de velocidade e, próximo à superfície superior, esteja próximo ao regime turbulento.

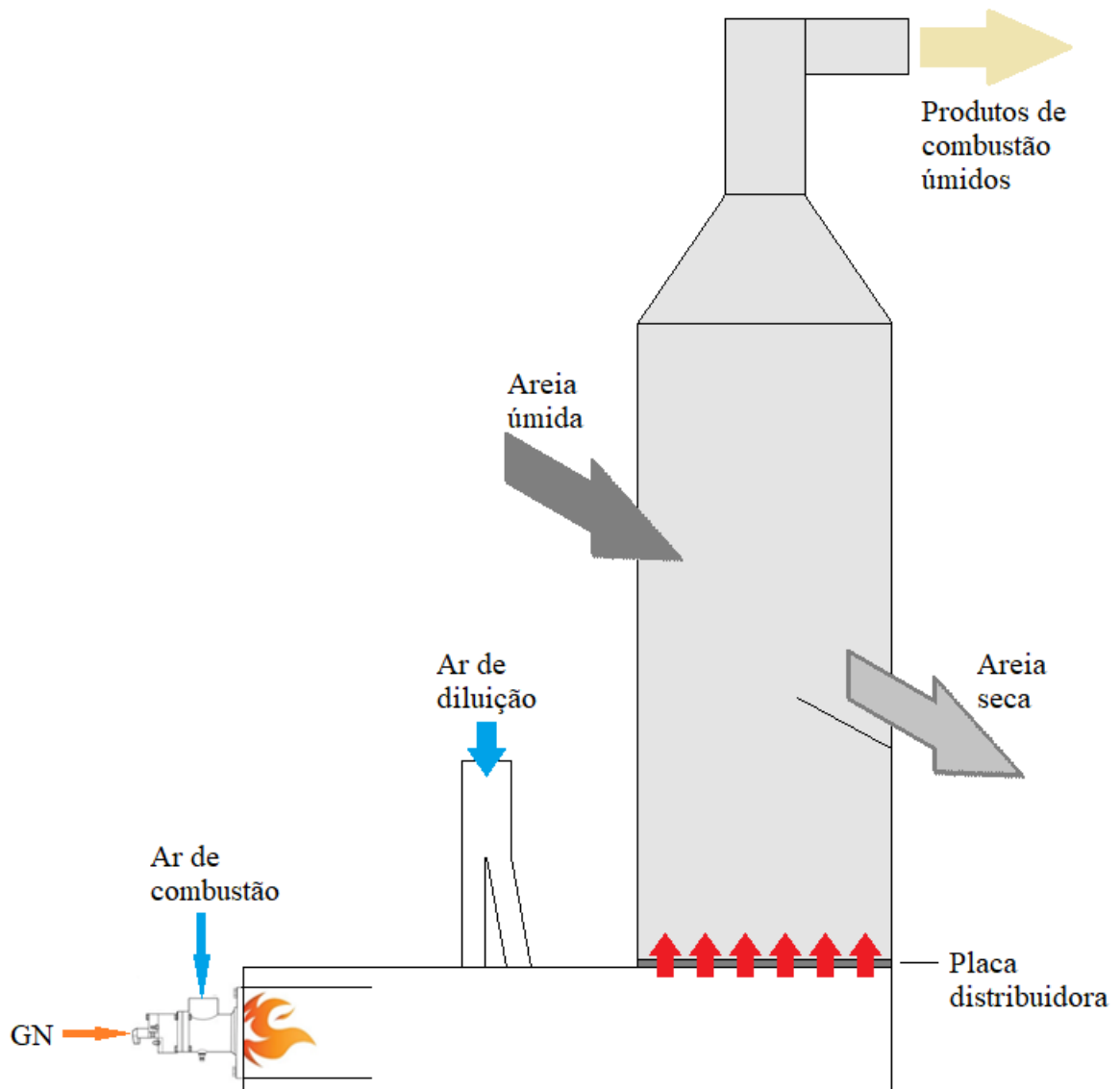
Diversos fatores influem na velocidade de fluidização, necessária para manter o leito. De acordo com Yehuda e Kalman (2020), a velocidade de fluidização para areia de sílica seca, com 1 mm de diâmetro médio, é de 1 a 2 m/s.

3 MATERIAL E MÉTODO

3.1 EQUIPAMENTO

O secador de areia está localizado em uma empresa localizada no estado do Rio de Janeiro. Um esquema simplificado do mesmo encontra-se na Figura 3. Uma fotografia do equipamento é apresentada na Figura 4.

Figura 3 – Esquema simplificado do secador de areia, sem dimensões.



Fonte: Produção do Próprio Autor (2021).

.Figura 4 – Fotografia do equipamento.



Fonte: Produção do Próprio Autor (2021).

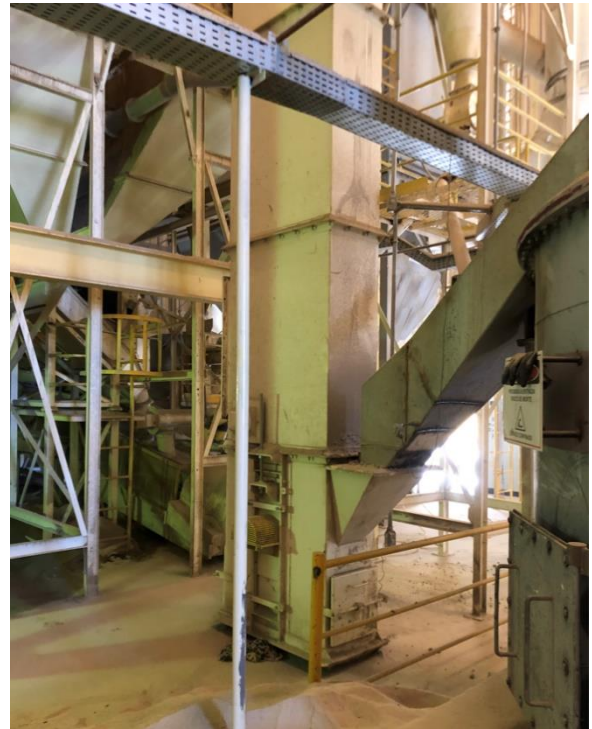
Areia úmida com teor de umidade, em geral, na faixa de 8 a 10%, é inserida no secador de leito fluidizado borbulhante, onde é seca por um escoamento produtos de combustão quentes, na faixa de 480 a 500 °C. Para atingir esta temperatura, ar de diluição é inserido na câmara de combustão. A Figura 5(a) mostra um detalhe da tubulação de injeção deste ar. O funcionamento do equipamento é controlado pela vazão de areia e pela vazão de gás natural. A saída da areia seca é descarregada em um elevador de canecos, conforme mostra a Figura 5(b), para depois ser classificada por um conjunto de peneiras. As vazões de ar de combustão e de ar de diluição permanecem praticamente constantes. Os diâmetros internos do leito fluidizado e da câmara de combustão são 2,6 m e 2,2 m, respectivamente. Os produtos de combustão do queimador são limitados por uma estrutura cilíndrica de 1,2 m de diâmetro.

Para completar a série de figuras ilustrativas do equipamento, mostram-se, na Figura 6, desenhos de um dos *bubble caps* da placa de distribuição do ar.

Figura 5 – Detalhes da tubulação para inserir o ar de diluição (fig. a); e da saída da areia seca (fig. b), direcionada para um elevador de canecos.



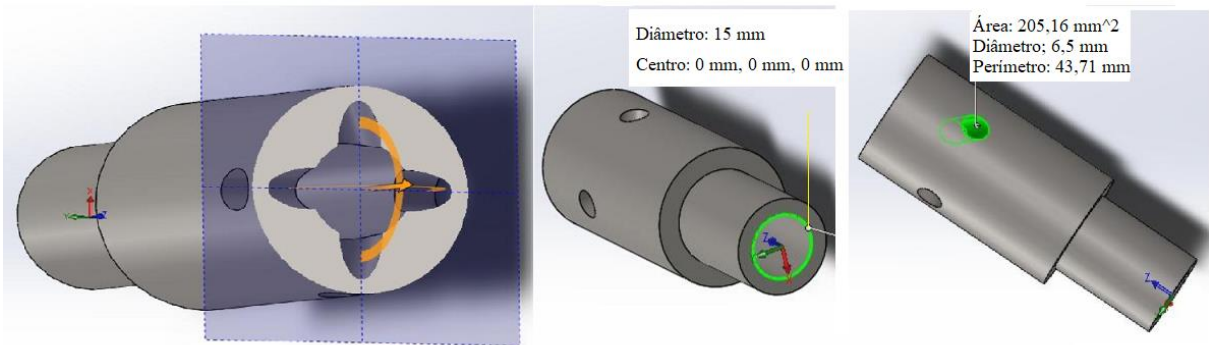
(a)



(b)

Fonte: Produção do Próprio Autor (2020).

Figura 6 – *Bubble cap* do distribuidor de ar.



Fonte: Comunicação pessoal com o Sr. Edson Gatti, sócio da empresa Gatti & Reschini Ltda., Descalvado, SP, fabricante do secador de leito fluidizado, (2019).

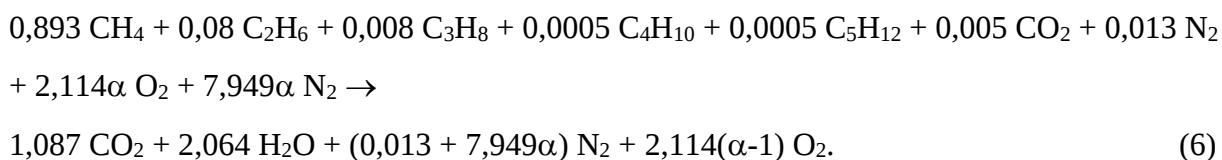
3.2 BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

Balanco de massa: reação de combustão com excesso de ar genérico do gás natural

Neste item, o balanço de massa é desenvolvido analisando a equação de combustão do gás natural com excesso de ar genérico. O procedimento é similar a vários exemplos apresentados por Carvalho et al. (2018). Deve-se mencionar que, apesar do ar de combustão ser considerado seco, em todos os cálculos desta dissertação o ar foi tomado como tendo 1,5% de umidade.

De acordo com Carvalho (2004), a composição volumétrica do gás natural pode ser tomada como: CH₄ (metano): 89,3 %; C₂H₆ (etano): 8 %; C₃H₈ (propano): 0,8 %; C₄H₁₀ e C₅H₁₂ (butano e pentano): 0,1 %; CO₂ (dióxido de carbono): 0,5 % e N₂ (nitrogênio): 1,3 %.

É necessário adaptar a reação para que seja permitida a utilização de excesso de ar, que será considerado na forma normalizada, denotado pelo símbolo α , sendo $\alpha = 1 + \text{excesso de ar}$. Assim, por exemplo, se o excesso de ar for 5 %, $\alpha = 1 + 0,05 = 1,05$. Na reação de combustão, α aparecerá como variável. Então:



A massa molecular do gás natural é calculada como 17,69 g/mol, conforme apresentado na Tabela 1.

Tabela 1 – Procedimento para cálculo da massa molecular do GN. (2021)

	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	Soma
Massa molecular (g/mol)	16	30	44	58	72	44	28	
Fração molar na mistura	0,893	0,08	0,008	0,0005	0,0005	0,005	0,013	
Contribuição (g/mol)	14,29	2,40	0,35	0,03	0,04	0,22	0,36	17,69

Fonte: Produção do Próprio Autor (2021)

Balço de energia para o gás natural

Considerando que os PCI's do CH₄, do C₂H₆, do C₃H₈, do C₄H₁₀ e do C₅H₁₂ são, 191759, 341261, 488527, 635384 e 782040 cal/mol, respectivamente (PERRY; CHILTON, 1973), tem-se, para PCI do gás natural: 203159 cal/mol = 11464 cal/g = 9069 kcal/Nm³ = 8450 kcal/m³ (20 °C, 1 atm). A Tabela 2 mostra o procedimento para a obtenção do PCI.

Tabela 2 – Procedimento para cálculo do PCI do GN. (2021)

	CH ₄	C ₂ H ₆	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₅ H ₁₂	CO ₂	N ₂	Soma
PCI, componente (cal/mol)	191759	341261	488527	635384	782040	0	0	
Fração molar na mistura	0,893	0,08	0,008	0,0005	0,0005	0,005	0,013	
Contribuição (cal/mol)	171241	27301	3908	318	391	0	0	203159

Fonte: Produção do Próprio Autor (2021)

Para determinar a temperatura dos gases de combustão através do balanço energético, usa-se (CARVALHO et al., 2018):

$$\Delta H = \int_{T_i}^{T_f} \left[\sum_i n_i c_{p,i} \right] dT, \quad (7)$$

sendo,

- ΔH = calor de combustão do combustível (203159 cal/mol);
- n_i = número de mols de cada um dos componentes gasosos dos produtos de combustão ($i=CO_2, H_2O, SO_2, O_2, N_2$);
- $c_{p,i}$ = calor específico a pressão constante de cada componente gasoso;
- T_i = temperatura inicial dos reagentes (tomada como 25 °C = 298 K);
- T_f = temperatura dos gases de combustão.

Os calores específicos a pressão constante dos produtos de combustão são (PERRY e CHILTON, 1973; BORGNACKE e SONNTAG, 2018):

- $c_{p,CO_2} = -0,8929 + 0,7297 T^{1/2} - 9,807 \times 10^{-3} T + 5,784 \times 10^{-7} T^2$ [cal/(mol.K CO₂)];
- $c_{p,H_2O} = 8,22 + 0,00015T + 0,00000134T^2$ [cal/(mol.K H₂O)];
- $c_{p,O_2} = 8,27 + 0,000258T - \frac{187700}{T^2}$ [cal/(mol.K O₂)];
- $c_{p,N_2} = 6,50 + 0,00100T$ [cal/mol.K N₂].

Colocando os respectivos números de mols, da equação (6), e calores específicos na equação (7), e realizando as integrações, tem-se:

$$\begin{aligned}
 203159 = & 1,087 \left[-0,8929(T - 298) + \frac{2 \cdot 0,7292}{3} (T^{3/2} - 298^{3/2}) - \right. \\
 & \left. \frac{9,807 \cdot 10^{-3}}{2} (T^2 - 298^2) + \frac{5,784 \cdot 10^{-7}}{3} (T^3 - 298^3) \right] + \\
 & 2,064 \left[8,22(T - 298) + \frac{0,00015}{2} (T^2 - 298^2) + \frac{1,34 \cdot 10^{-6}}{3} (T^3 - 298^3) \right] + \\
 & (0,013 + 7,949\alpha) \left[6,50(T - 298) + \frac{0,001}{2} (T^2 - 298^2) \right] + \\
 & 2,114(\alpha - 1) \left[8,27(T - 298) + \frac{0,000258}{2} (T^2 - 298^2) + 187700 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right] \quad (8)
 \end{aligned}$$

Com a temperatura assumida na entrada do leito fluidizado (480 a 500 °C para secagem de areia natural), consegue-se o excesso de ar de combustão e as respectivas relações entre o volume de gás necessário para secar cada tonelada de areia.

Balanco de energia para a secagem com gás natural

A umidade inicial da areia, em termos de fração, W, é obtida da equação (9):

$$W = \frac{m_a}{m_a + m_s}, \quad (9)$$

Sendo,

m_a é a massa de água;

m_s é a massa de sólidos na areia.

Tomando a temperatura inicial da água como 25 °C, tem-se, por meio da equação (10), o seguinte dispêndio de entalpia para evaporação e elevação da temperatura até uma temperatura final, T_f :

$$\Delta H_a = m_a \cdot 583,33 + 18m_a \int_{298}^{T_f} c_{p,H_2O} dT, \quad (10)$$

sendo a entalpia de vaporização da água, a 25 °C, igual a 583,33 cal/g (BORGNAKKE e SONNTAG, 2018) e seu calor específico dado anteriormente.

A areia será considerada aqui como basicamente sílica (SiO_2). Assim, o dispêndio de entalpia para a areia será, para o mesmo intervalo de temperatura:

$$\Delta H_s = 60,0855m_s \int_{298}^{T_f} c_{p,SiO_2} dT, \quad (11)$$

sendo a massa atômica do silício igual a 28,0855 u e o calor específico da sílica igual a $c_{p,SiO_2} = 10,87 + 0,008712 T - 241200/T^2$ cal/(mol.K) (PERRY e CHILTON, 1973).

Da equação (9), tem-se $m_a = Wm_s/(1-W)$, de modo que:

$$\begin{aligned} \Delta H_a + \Delta H_s = m_s \left[\frac{W}{1-W} \left(583,33 + 18 \int_{298}^{T_f} c_{p,H_2O} dT \right) + 60,0855 \int_{298}^{T_f} c_{p,SiO_2} dT \right] = \\ m_s \left\{ \frac{583,33 \cdot W}{1-W} + \right. \\ \left. \frac{18W}{1-W} \left[8,22(T_f - 298) + \frac{0,00015}{2}(T_f^2 - 298^2) + \frac{1,34 \times 10^{-6}}{3}(T_f^3 - 298^3) \right] + \right. \\ \left. 60,0855 \left[10,87(T_f - 298) + \frac{0,008712}{2}(T_f^2 - 298^2) + 241200 \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{298} \right) \right] \right\} = \\ 1,087 \left[-0,8929(T - T_f) + \frac{2 \times 0,7292}{3} (T^{3/2} - T_f^{3/2}) - \right. \\ \left. \frac{9,807 \times 10^{-3}}{2} (T^2 - T_f^2) + \frac{5,784 \times 10^{-7}}{3} (T^3 - T_f^3) \right] + \\ 2,064 \left[8,22(T - T_f) + \frac{0,00015}{2} (T^2 - T_f^2) + \frac{1,34 \times 10^{-6}}{3} (T^3 - T_f^3) \right] + \\ (0,013 + 7,949\alpha) \left[6,50(T - T_f) + \frac{0,001}{2} (T^2 - T_f^2) \right] + \\ 2,114(\alpha - 1) \left[8,27(T - T_f) + \frac{0,000258}{2} (T^2 - T_f^2) + 187700 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_f} \right) \right]. \quad (12) \end{aligned}$$

A equação (12) deve ser resolvida para T_f estabelecida e para α calculado pela equação (8) em função de T estabelecida. Neste trabalho, $T_f = 105\text{ }^\circ\text{C}$ e T foi variada para determinar os respectivos consumos específicos de gás por tonelada de areia seca.

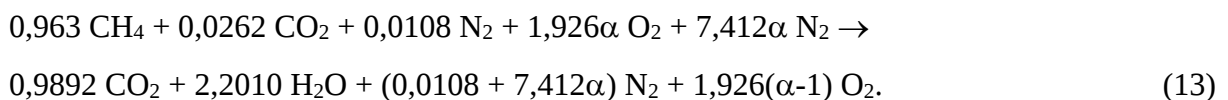
O resultado da equação (12) é dado em g de areia seca por mol de gás combustível. Para transformar em t de areia seca por m^3 de combustível (a 1 atm e $20\text{ }^\circ\text{C}$, como usualmente são vendidos os gases combustíveis), faz-se a conversão a seguir:

$$\frac{t_{\text{areia seca}}}{\text{m}^3_{\text{gás}}} = \frac{g_{\text{areia seca}}}{\text{mol}_{\text{gás}}} \frac{t_{\text{areia seca}}}{10^6 g_{\text{areia seca}}} \frac{\text{mol}_{\text{gás}}}{22,4 \cdot 10^{-3} \text{Nm}^3} \frac{293,16 \text{Nm}^3}{273,16 \text{m}^3}.$$

Balanco de massa: reação de combustão com excesso de ar genérico do gás natural renovável

Dados sobre gás natural renovável foram obtidos junto à CEGÁS (Companhia de Gás do Ceará), que forneceu dados de composição diária do combustível de 01 de janeiro a 25 de abril de 2018. A composição média de 114 dados foi a seguinte: CH_4 (metano): 96,3 %; CO_2 (dióxido de carbono): 2,62 % e N_2 (nitrogênio): 1,08 %.

Com a composição acima, a reação de combustão, para um excesso de ar normalizado α , fica:



Balanco de energia para o gás natural renovável

Com a composição média do GNR e utilizando os mesmos procedimentos mostrado nas Tabelas 1 e 2, sua massa molecular é 16,25 g/mol e seu PCI é $184664 \text{ cal/mol} = 8244 \text{ kcal/Nm}^3$. A equação para determinar a , similar à equação (8), torna-se:

$$\begin{aligned}
184664 = & 0,9892 \left[-0,8929(T - 298) + \frac{2 \cdot 0,7292}{3} (T^{3/2} - 298^{3/2}) - \right. \\
& \left. \frac{9,807 \cdot 10^{-3}}{2} (T^2 - 298^2) + \frac{5,784 \cdot 10^{-7}}{3} (T^3 - 298^3) \right] + \\
& 2,2010 \left[8,22(T - 298) + \frac{0,00015}{2} (T^2 - 298^2) + \frac{1,34 \cdot 10^{-6}}{3} (T^3 - 298^3) \right] + \\
& (0,0108 + 7,412\alpha) \left[6,50(T - 298) + \frac{0,001}{2} (T^2 - 298^2) \right] + \\
& 1,926(\alpha - 1) \left[8,27(T - 298) + \frac{0,000258}{2} (T^2 - 298^2) + 187700 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{298} \right) \right] \quad (14)
\end{aligned}$$

Balanço de energia para a secagem com gás natural renovável

A equação para secagem com gás natural renovável, similar à equação (12), torna-se:

$$\begin{aligned}
m_s \left\{ \frac{583,33 \cdot W}{1 - W} + \frac{18W}{1 - W} \left[8,22(T_f - 298) + \frac{0,00015}{2} (T_f^2 - 298^2) + \frac{1,34 \cdot 10^{-6}}{3} (T_f^3 - 298^3) \right] + \right. \\
60,0855 \left[10,87(T_f - 298) + \frac{0,008712}{2} (T_f^2 - 298^2) + 241200 \left(\frac{1}{T_f} - \frac{1}{298} \right) \right] \Bigg\} = \\
0,9892 \left[-0,8929(T - T_f) + \frac{2 \cdot 0,7292}{3} (T^{3/2} - T_f^{3/2}) - \right. \\
\left. \frac{9,807 \cdot 10^{-3}}{2} (T^2 - T_f^2) + \frac{5,784 \cdot 10^{-7}}{3} (T^3 - T_f^3) \right] + \\
2,2010 \left[8,22(T - T_f) + \frac{0,00015}{2} (T^2 - T_f^2) + \frac{1,34 \cdot 10^{-6}}{3} (T^3 - T_f^3) \right] + \\
(0,0108 + 7,412\alpha) \left[6,50(T - T_f) + \frac{0,001}{2} (T^2 - T_f^2) \right] + \\
1,926(\alpha - 1) \left[8,27(T - T_f) + \frac{0,000258}{2} (T^2 - T_f^2) + 187700 \left(\frac{1}{T} - \frac{1}{T_f} \right) \right] \quad (15)
\end{aligned}$$

3.3 INTERCAMBIABILIDADE ENTRE GN E GNR

O parâmetro principal que define a intercambiabilidade entre dois gases para a utilização do mesmo queimador é o Índice de Wobbe (WOBBE, 1927). O índice se relaciona ao fluxo de energia térmica supondo inalteradas as condições de pressão de suprimento do gás e o diâmetro do orifício através do qual o gás flui.

O Índice de Wobbe decorre de (CARVALHO, 2020): taxa de energia térmica (kcal/s) = poder calorífico do gás (kcal/Nm³) *versus* vazão volumétrica do gás (Nm³/s):

$$Q = \Delta H_{\text{gás}} Ak \sqrt{\frac{\Delta p}{\rho}}, \quad (16)$$

sendo Q a taxa de energia térmica, $\Delta H_{\text{gás}}$ o poder calorífico do gás, A a área da seção transversal do orifício de gás no queimador, k o coeficiente de descarga do orifício, Δp a pressão manométrica de suprimento do gás, ρ = massa específica do gás.

A equação (16) assume a forma da seguinte equação (17):

$$Q = \Delta H_{\text{gás}} \frac{Ak}{\sqrt{\rho_{\text{ar}}}} \sqrt{\frac{\Delta p}{d}}, \quad (17)$$

sendo ρ_{ar} a massa específica do ar e d a densidade do gás combustível em relação ao ar.

Wobbe definiu seu índice por meio da equação (18):

$$W = \frac{\Delta H_{\text{gás}}}{\sqrt{d}}, \quad (18)$$

de maneira que a equação (19):

$$Q = \frac{W Ak}{\sqrt{\rho_{\text{ar}}}} \sqrt{\Delta p}. \quad (19)$$

Vê-se que dois gases diferentes produzirão no mesmo queimador, com a mesma pressão manométrica, a mesma taxa de energia térmica, se os Índices de Wobbe forem os mesmos. Um dos critérios adotados para que dois gases sejam intercambiáveis é que seus índices de Wobbe sejam aproximadamente os mesmos, dentro de um intervalo de $\pm 5\%$ (GARCIA, 2002).

3.4 CUSTO DO GÁS NATURAL E DO GÁS NATURAL RENOVÁVEL

Em 2021, a empresa trabalhou com dois tipos de areia. A primeira, denominada natural, vinda de reservas naturais, chega com umidade inicial de 8 a 10%, é seca em

aproximadamente 27 t/h, com gasto de 13 m³ de GN (a 20 °C e 1 atm) por tonelada de areia seca. A segunda, denominada artificial, vinda de finos de processamento de pedras, chega com umidade inicial de 1 a 3%, é seca em aproximadamente 40 t/h, com gasto de 3,5 a 5 m³ de GN por tonelada de areia seca.

Se a empresa trabalhar apenas com areia natural, o consumo mensal de GN será da ordem de 253000 m³. Se o consumo de GN for apenas para processamento de areia artificial, o consumo mensal estará entre 108000 e 144000 m³. De acordo com a estrutura tarifária da Companhia Estadual do Gás do Estado do Rio de Janeiro (CEG), de 01 de novembro de 2021, a faixa de consumo é 100001 a 300000 m³/mês, para a qual a tarifa é R\$ 3,5635/m³.

Para o GNR, a informação da empresa é que o preço é 25% superior ao do GN, ou seja, R\$ 4,454375/m³.

No caso de se optar pelo GNR, pode-se utilizar o mercado de créditos de carbono. A tonelada de CO₂, em dezembro de 2021, valia US\$ 70. Segundo a equação (6), a combustão de 1 mol de GN gera 1,087 mols de CO₂. Nas Condições Normais de Temperatura e Pressão (CNTP), 1 mol = 22,4 NL, sendo NL normais litros. Para 20 °C (293,16 K) e 1 atm, tem-se, então:

$$1 \text{ mol de GN} = 22,4 \cdot 10^{-3} \text{ Nm}^3 = \frac{293,16}{273,16} \cdot 22,4 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3, \quad (20)$$

que equivale à emissão de $1,087 \cdot 44 \cdot 10^{-6} \text{ t de CO}_2$. Assim, 1 m³ de GN gera 0,00198943 tonelada de CO₂, que, em caso de redução de emissão certificada, representa um ganho de US\$ 0,139 que equivale a R\$ 0,78863 (US\$ 1 = R\$ 5,663 em 03 de janeiro de 2022).

Assim, com uma aplicação de sucesso no mercado de créditos de carbono, ao optar pelo GNR, o preço do mesmo ficaria R\$ 4,454375/m³ de GNR menos 0,78863/m³ de GN equivalente. Para concluir se a troca de GN por GNR pode ser financeiramente atrativa, tem-se que verificar qual é o consumo específico de cada gás na secagem de areia.

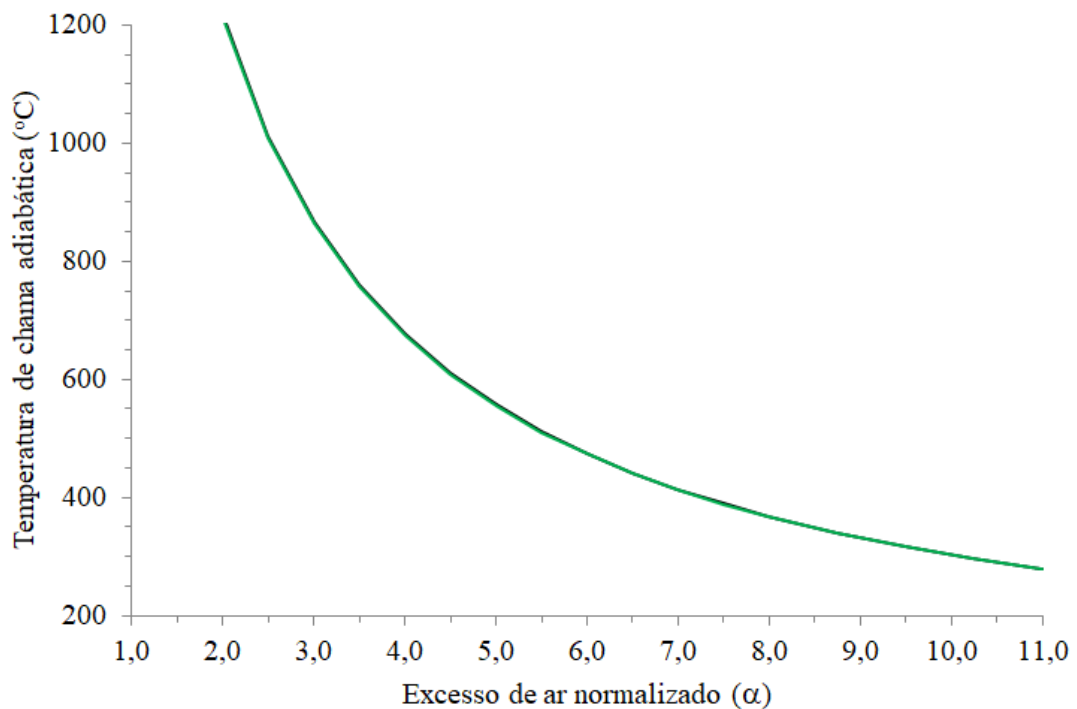
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 TEMPERATURA DE CHAMA ADIABÁTICA

A temperatura de chama adiabática é a maior temperatura que os produtos de combustão podem atingir se não houver transferência alguma de calor. É um parâmetro da maior importância porque define a capacidade do gás transferir calor para o processo. Para obtê-la para GN e GNR resolvem-se as equações (8) e (14), respectivamente, para cada razão ar/combustível normalizada.

A Figura 7 apresenta as temperaturas de chama adiabática para o gás natural (GN) e para o gás natural renovável (GNR), ambos para uma composição média, como funções da razão ar/combustível normalizada, para o intervalo $2,0 < \alpha < 11,0$. No gráfico, as curvas são coincidentes; a maior diferença de temperatura entre elas é 6 °C, o que ocorre na maior temperatura. Embora o poder calorífico do GNR seja menor que o do GN, essa diferença é compensada, neste caso, pela também menor razão ar/combustível para o primeiro.

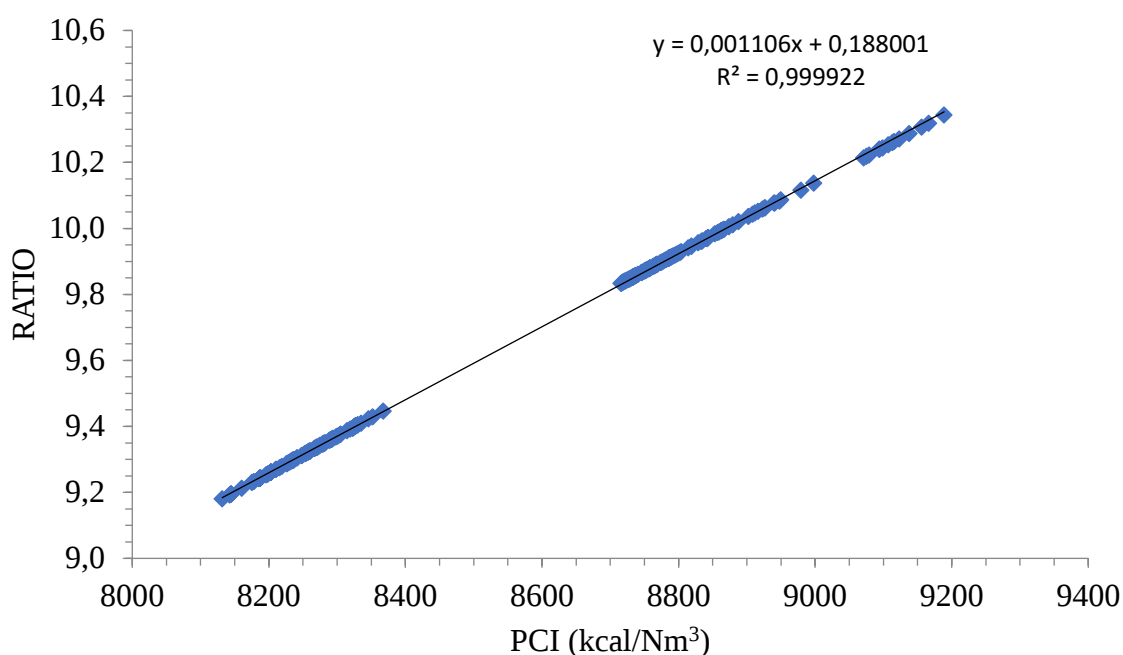
Figura 7 – Temperatura de chama adiabática para o GN e para o GNR como função da razão ar/combustível normalizada. Curvas são coincidentes.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021).

Para hidrocarbonetos, a relação ar/combustível estequiométrica (chamada, em algumas indústrias, de RATIO) tem uma dependência praticamente linear com o poder calorífico, conforme mostra a Figura 8, para os dados obtidos junto à CEGÁS durante 114 dias, tanto para o GN como para o GNR. Essa linearidade explica o fato das temperaturas de chama serem muito próximas entre si para os dois gases.

Figura 8 – RATIO como função do PCI do hidrocarboneto.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

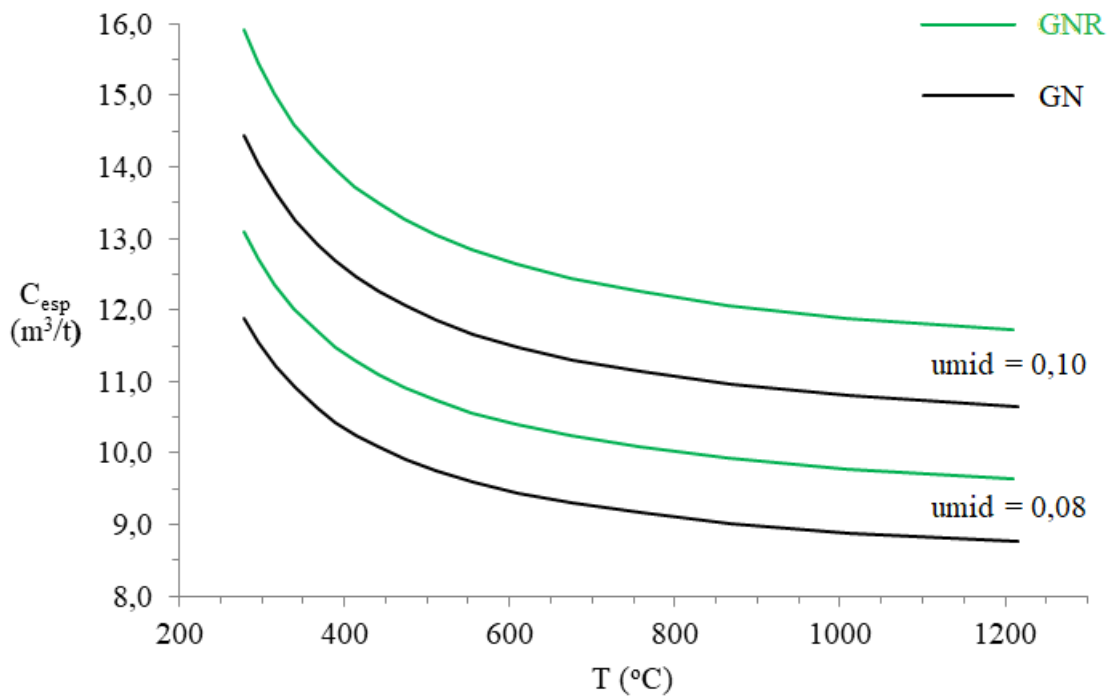
4.2 CONSUMO ESPECÍFICO DO SECADOR COM GN E GNR

Foi elaborada uma planilha Excel que permite resolver o equacionamento apresentado no capítulo anterior. A temperatura máxima do gás de fluidização é dada por condições da própria areia e da placa distribuidora. No caso do equipamento da empresa, a temperatura máxima foi fixada em 480°C, por conta do material da placa distribuidora, que pode se deformar em temperaturas acima deste limite. No entanto, utilizando placas de material mais resistente que o aço, pode-se elevar essa temperatura limite. O custo da nova placa poderá ser compensado pela diminuição do consumo de gás natural.

A Figura 9 apresenta a variação do consumo específico de GN e de GNR por tonelada

de areia seca como função da temperatura dos gases de combustão para duas umidades iniciais do material, 8 e 10%, características da areia natural. A temperatura final da areia foi considerada como 105°C. Estendeu-se o gráfico para temperaturas muito além do permissível para os materiais do secador para mostrar que o consumo específico decresce em uma taxa bem menor para maiores temperaturas.

Figura 9 – Consumo específico de GN e GNR como função da temperatura de entrada dos gases no leito fluidizado para umidades iniciais de 8 e 10%.



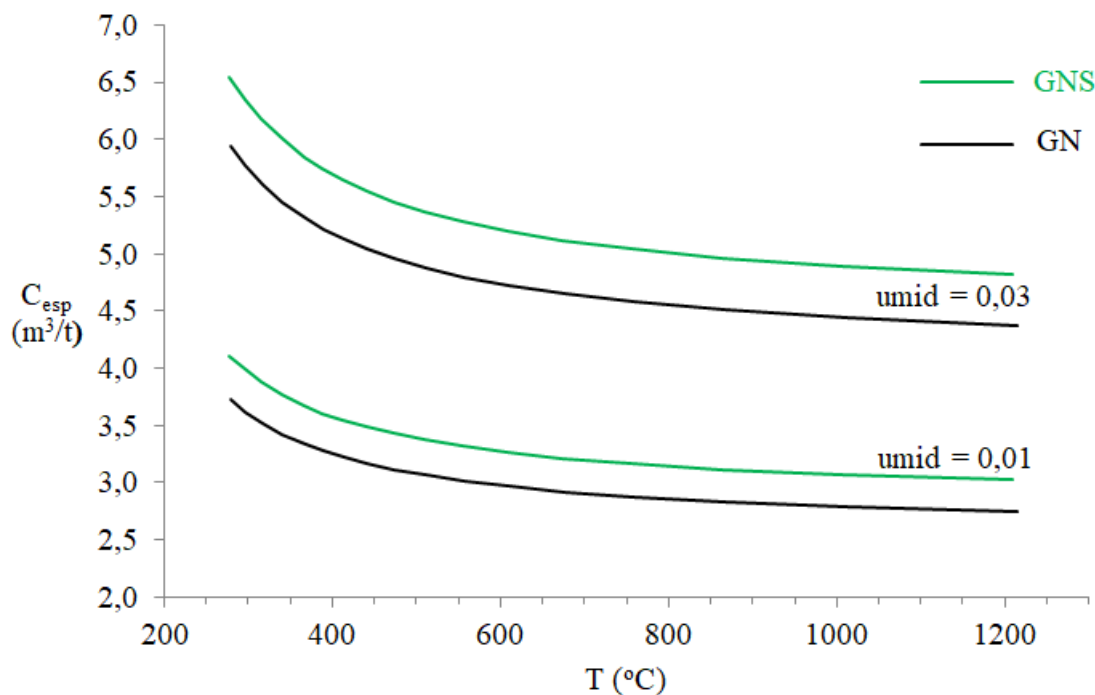
Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

O GNR apresenta um consumo específico maior que o do GN justamente por possuir um poder calorífico menor. Observa-se uma queda do consumo específico conforme a temperatura dos gases de combustão aumenta, ou seja, conforme o excesso de ar diminui. Essa queda é maior para temperaturas mais baixas. A ideia é manter a vazão de ar e controlar a temperatura dos gases apenas variando a vazão de gás combustível. Dessa maneira, a vazão volumétrica dos gases de combustão, em Nm^3/h , varia muito pouco, uma vez que a vazão total de ar é muito maior que a vazão de gás combustível.

Observa-se, também, que a umidade inicial é muito importante para o consumo específico. Aumentando a umidade inicial de 8 para 10%, o consumo específico não aumenta na mesma proporção porque a quantidade de água aumenta, porém, a quantidade de areia seca continua a mesma.

A seguir, considera-se a areia artificial, cujas umidades iniciais estão entre 1 e 3%. Para essas duas umidades, a Figura 10 apresenta a variação do consumo específico de GN e de GNR por tonelada de areia seca como função da temperatura dos gases de combustão. A temperatura final da areia foi novamente considerada como 105°C.

Figura 10 – Consumo específico de GN e GNR como função da temperatura de entrada dos gases no leito fluidizado para umidades iniciais de 1 e 3%.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

4.3 IMPACTOS DE PERDAS DE CALOR

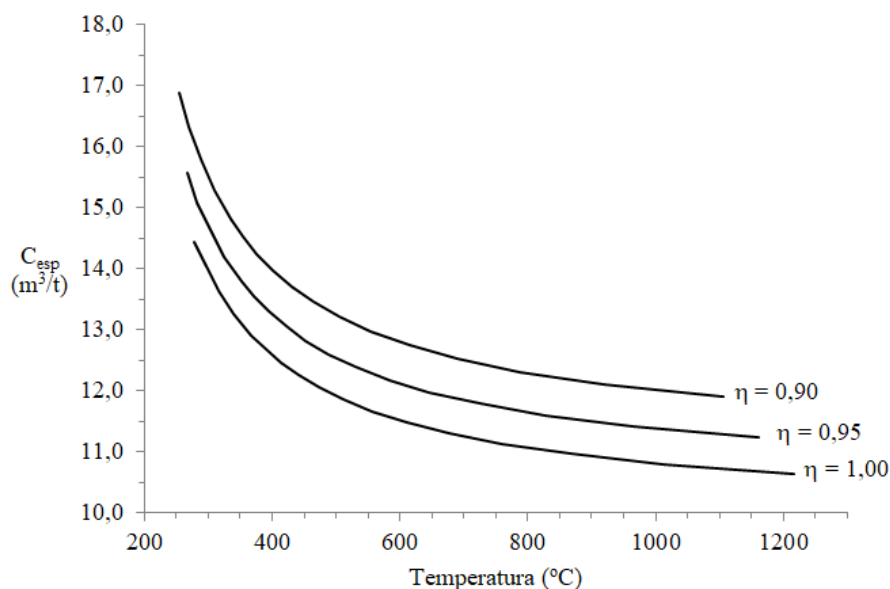
A seguir, consideram-se os efeitos das perdas térmicas do equipamento como um todo. Esta perda é frequentemente quantificada como uma fração do poder calorífico inferior do combustível. Sendo f esta fração, o que é transferido para o processo é $(1 - f)$ do poder calorífico.

Para câmaras de incineração, que operam com temperaturas internas nas proximidades de 1000°C, aceita-se que 5 % do calor gerado serão transferidos para o exterior através da parede da câmara (BONNER et al., 1981). Todo o projeto térmico da câmara, que inclui o cálculo de suas dimensões internas, é feito considerando 0,95 do PCI como a entalpia disponível no balanço de energia. A especificação do material da parede bem como de sua espessura é realizado com base nessa perda de 5%.

No caso do secador industrial, espera-se que a perda de calor esteja abaixo de 5% do PCI devido ao fato de suas paredes, tanto da câmara de combustão como do leito fluidizado serem refratados. Na presente seção, consideram-se 5 e 10% de perdas.

A Figura 11 apresenta o consumo específico do GN em função da fração aproveitada de seu poder calorífico inferior no processo de secagem, para areia com umidade inicial de 10%. Observa-se que, para a temperatura de 480°C, tem-se, para 0, 5 e 10% de perdas, consumos específicos de 11,9, 12,6 e 13,3 m³/t, respectivamente. Neste caso, cada 5% de perdas representaram um aumento de 0,7 m³/t no consumo específico.

Figura 11 – Consumo específico do GN em função da fração aproveitada de seu poder calorífico inferior, para umidade inicial da areia de 10%.

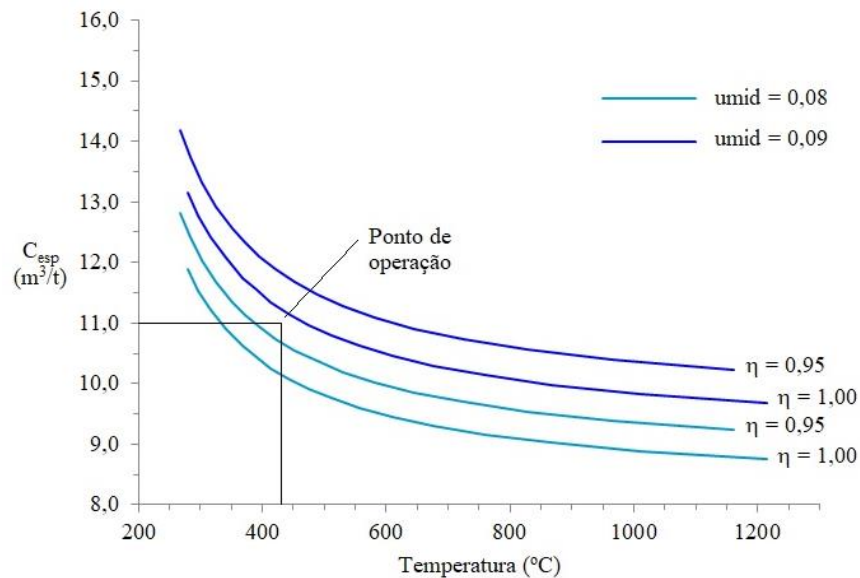


Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

4.4 VERIFICAÇÃO COM DADOS REAIS DE OPERAÇÃO

O modelo foi verificado com dados reais de operação no dia 17 de dezembro de 2021. Neste dia, a temperatura do escoamento de gás era 430°C, a umidade inicial estava entre 8 e 9% e o consumo específico era 11 m³/t. Com esses dados de umidade, foram elaboradas curvas de consumo específico em função da temperatura para 0 e 5% de perdas de calor. O resultado deste procedimento é apresentado na Figura 12, na qual se observa que o modelo representa adequadamente o balanço de energia do secador.

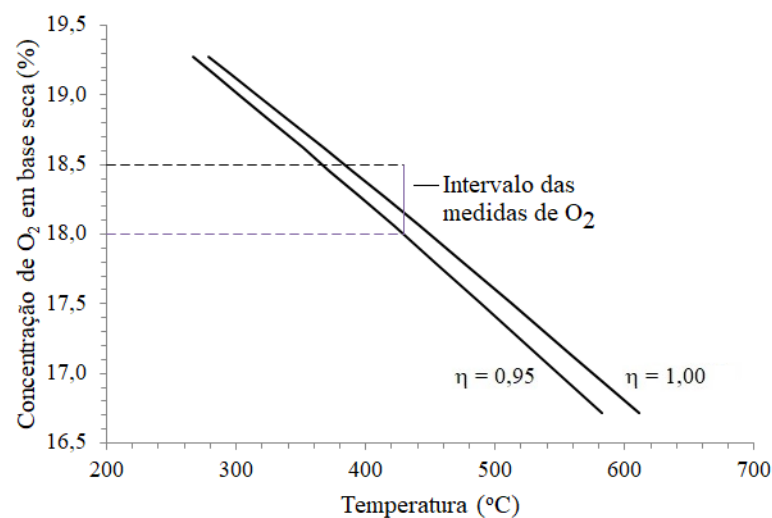
Figura 12 – Consumo específico do GN em função da fração aproveitada de seu poder calorífico inferior, para umidades iniciais da areia de 8 e 9%.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

Neste mesmo dia de dezembro foram realizadas cinco medidas de concentração de O_2 em base seca nos produtos de combustão, as quais foram: 18,0, 18,0, 18,4, 18,4 e 18,5%. Essas medidas corroboram a aplicação do modelo em sua parte referente à câmara de combustão, conforme mostra a Figura 13.

Figura 13 - Variação da concentração de oxigênio em base seca com a temperatura obtida na câmara de combustão.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

4.5 CUSTO DE OPERAÇÃO COM TROCA DE COMBUSTÍVEL

As diferenças de custo entre operações com GN ou GNR são mostradas nas Tabelas 3 e 4 e na Figura 14. Os valores são aqueles especificados na seção 3.4, que levou ao custo de R\$ 4,454375/m³ de GNR – 0,78863/m³ de GN equivalente, considerando a hipótese de sucesso na obtenção de créditos de carbono ao operar com combustível verde.

Tabela 3 – Diferença de custos entre operações com GNR e GN, para umidades iniciais de 8 e 10%.

Custo GN					Custo GNR					Diferença	
Umidade					Umidade					Umidade	
T (°C)	0,08 m ³ /t	0,10 m ³ /t	0,08 R\$/t	0,10 R\$/t	T (°C)	0,08 m ³ /t	0,10 m ³ /t	0,08 R\$/t	0,10 R\$/t	0,08 R\$/t	0,10 R\$/t
1216	8,76	10,65	31,20	37,93	1210	9,64	11,72	36,02	43,79	4,82	5,86
1012	8,89	10,80	31,67	38,50	1008	9,78	11,89	36,56	44,44	4,89	5,94
867	9,02	10,97	32,14	39,08	864	9,93	12,07	37,11	45,11	4,97	6,04
760	9,16	11,13	32,63	39,67	757	10,08	12,25	37,68	45,80	5,04	6,13
677	9,30	11,31	33,14	40,29	674	10,24	12,44	38,26	46,52	5,12	6,23
611	9,45	11,48	33,66	40,92	609	10,40	12,64	38,87	47,25	5,21	6,33
557	9,60	11,67	34,20	41,58	555	10,57	12,84	39,50	48,01	5,29	6,43
512	9,75	11,86	34,76	42,26	510	10,74	13,05	40,14	48,80	5,38	6,54
474	9,92	12,05	35,33	42,95	473	10,92	13,27	40,81	49,61	5,47	6,65
442	10,08	12,26	35,93	43,68	441	11,10	13,50	41,50	50,45	5,57	6,77
414	10,25	12,47	36,54	44,43	413	11,29	13,73	42,21	51,31	5,67	6,89
390	10,43	12,68	37,18	45,20	388	11,49	13,97	42,95	52,21	5,77	7,01
368	10,62	12,91	37,84	46,00	367	11,69	14,22	43,71	53,14	5,87	7,14
340	10,91	13,26	38,87	47,26	339	12,01	14,60	44,91	54,60	6,04	7,34
317	11,21	13,63	39,96	48,58	316	12,35	15,02	46,18	56,14	6,21	7,56
296	11,54	14,03	41,12	49,99	295	12,71	15,45	47,52	57,77	6,40	7,78
279	11,88	14,44	42,34	51,47	278	13,09	15,91	48,94	59,49	6,60	8,02

Fonte: Produção do Próprio Autor (2021)

Para outros valores dos custos de GN e GNR e dos ganhos por da tonelada de CO₂, o procedimento de cálculo é similar.

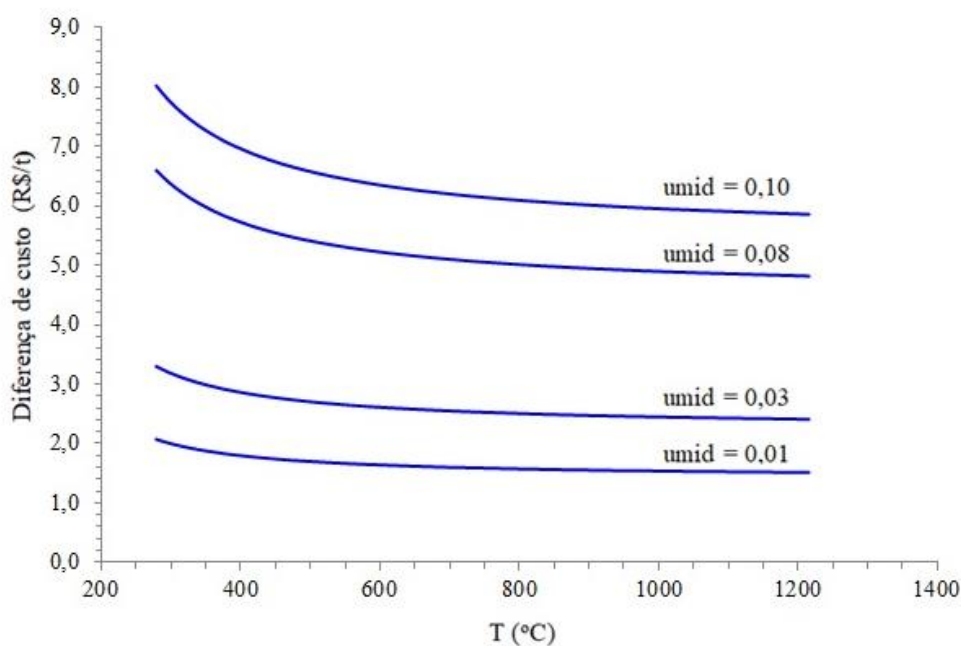
Para uma temperatura de gás de combustão de 480°C, para uma umidade inicial de 10%, a diferença de custo, com os valores adotados no presente estudo, é aproximadamente R\$ 6,6 por tonelada de areia. Para uma produção de 27 t/h, essa diferença representa R\$ 1.561.032/ano. Deve-se, ainda, considerar o custo dos trâmites para obter a diminuição certificada de emissões de maneira a conseguir o crédito de carbono desejado, o que foge do escopo do presente trabalho.

Tabela 4 – Diferença de custos entre operações com GNR e GN, para umidades iniciais de 1 e 3%.

Custo GN					Custo GNR					Diferença	
Umidade					Umidade					Umidade	
T (°C)	0,01 m³/t	0,03 m³/t	0,01 R\$/t	0,03 R\$/t	T (°C)	0,01 m³/t	0,03 m³/t	0,01 R\$/t	0,03 R\$/t	0,01 R\$/t	0,03 R\$/t
1216	2,75	4,38	9,79	15,59	1210	3,02	4,82	11,30	18,00	1,51	2,41
1012	2,79	4,44	9,94	15,82	1008	3,07	4,89	11,47	18,27	1,53	2,44
867	2,83	4,51	10,09	16,06	864	3,11	4,96	11,64	18,54	1,56	2,48
760	2,87	4,58	10,24	16,31	757	3,16	5,04	11,82	18,83	1,58	2,52
677	2,92	4,65	10,40	16,56	674	3,21	5,12	12,01	19,12	1,61	2,56
611	2,96	4,72	10,56	16,82	609	3,26	5,20	12,20	19,42	1,63	2,60
557	3,01	4,80	10,73	17,09	555	3,32	5,28	12,39	19,74	1,66	2,64
512	3,06	4,87	10,91	17,37	510	3,37	5,37	12,59	20,06	1,69	2,69
474	3,11	4,96	11,09	17,66	473	3,43	5,46	12,80	20,39	1,72	2,74
442	3,16	5,04	11,27	17,95	441	3,48	5,55	13,02	20,74	1,75	2,78
414	3,22	5,12	11,47	18,26	413	3,54	5,64	13,24	21,09	1,78	2,83
390	3,27	5,21	11,67	18,58	388	3,60	5,74	13,48	21,46	1,81	2,88
368	3,33	5,31	11,87	18,91	367	3,67	5,84	13,72	21,84	1,84	2,94
340	3,42	5,45	12,20	19,43	339	3,77	6,00	14,09	22,44	1,89	3,02
317	3,52	5,60	12,54	19,97	316	3,88	6,17	14,49	23,08	1,95	3,11
296	3,62	5,77	12,90	20,55	295	3,99	6,35	14,91	23,75	2,01	3,20
279	3,73	5,94	13,28	21,16	278	4,11	6,54	15,36	24,46	2,07	3,30

Fonte: Produção do Próprio Autor (2021)

Figura 14 – Diferenças de custo entre operações com GN e GNR.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

4.6 INTERCAMBIABILIDADE ENTRE O GN E O GNR

Os fornecedores de GNR afirmam que o gás é perfeitamente compatível com o GN. Em alguns casos, a realidade não é bem assim. Uma análise das 114 composições de cada gás fornecidas pela CEGÁS mostra uma variação média do Índice de Wobbe de 7,23%, para menos, do GNR com relação ao GN. Todas as variações ficaram acima de 5%. Assim, para garantir o mesmo aporte de energia do GNR é necessário aumentar a pressão do combustível ou diminuir a perda de carga para compensar a variação do Índice de Wobbe. Segundo a mesma CEGÁS, houve problema ao utilizar o GNR para substituir o GN em uma empresa cerâmica, que requer uma temperatura de trabalho da ordem de 1200 °C. O problema persistiu mesmo utilizando misturas dos dois combustíveis.

No caso dos combustíveis considerados neste trabalho, os Índices de Wobbe são 11581 e 10781 kcal/Nm³ para GN e GNR, respectivamente. Isso significa que, mudando de GN para GNR e mantendo a vazão de ar constante, a vazão de GNR será uma fração dada por $10781/11581 = 0,931$ de sua vazão volumétrica ideal. Assim, tem-se o cenário mostrado na Tabela 5, para uma temperatura de gás de combustão de 480°C e uma umidade inicial de areia de 10%.

Tabela 5 – Vazão de combustível para 100 unidades de vazão volumétrica de produtos de combustão.

Combustível	Situação	α	T (°C)	Umidade inicial	Ar/Comb	Prod/Comb	V _{prod}	V _{comb}	c (m ³ /t)
GN	referência	5,92	480	10%	60,4	61,5	100	1,63	12,02
GNR	a	6,34	450	10%	59,0	60,0	100	1,67	13,42
GNR	b	5,90	480	10%	54,8	55,8	100	1,79	13,23

a: sem ajuste da vazão de combustível; b: com ajuste da vazão de combustível.

Fonte: Produção do Próprio Autor (2021)

Observam-se duas situações para o GNR na Tabela 5 mantendo constante a vazão de produtos da câmara de combustão obtida com o gás de referência, o GN. A primeira, designada pela letra a, sem ajuste da vazão de combustível, leva a uma temperatura de produtos de combustão de 450 °C e a um consumo específico de 13,42 m³/t de GNR. Na segunda situação, designada pela letra b, aumenta-se a vazão de combustível na proporção entre os poderes caloríficos inferiores dos dois gases, obtendo-se a mesma temperatura original de 480 °C e um consumo específico de 13,23 m³/t. Pode-se, então, afirmar que o GN e o GNR são adequadamente intercambiáveis. Muito embora os consumos específicos sejam

diferentes para os dois gases, em decorrência de seus diferentes poderes caloríficos, os consumos específicos para o GNR nas situações a e b têm uma diferença que pode ser considerada pequena, de 1,44%.

4.7 IMPACTOS DA VARIAÇÃO DA TEMPERATURA NA FLUIDIZAÇÃO

Primeiramente, será analisado o caso com parâmetros medidos no dia 17 de dezembro de 2021, para operação com GN. A seguir, serão analisados os impactos quando se varia a temperatura de entrada no fluidizador, também para operação com GN.

A velocidade do gás ao sair da placa distribuidora será calculada assumindo que não há redução de temperatura daquela da câmara (no caso, 430 °C, para a areia natural). Os produtos de combustão são assumidos como ar para fins de cálculo da viscosidade. O diâmetro máximo da partícula é 0,81 mm (MESH 20), sendo a mesma assumida como esférica. O diâmetro interno do fluidizador é 2,6 m, a produção de areia seca é 27 t/h, consumindo 11 m³/t de gás natural. Considerando a razão volumétrica entre produtos e gás natural igual a 67,4 (obtida para uma média de 430 °C entre operações com $\eta = 1,00$ e $\eta = 0,95$), a vazão volumétrica dos produtos de combustão e a velocidade de operação ficam:

$$\dot{V}_{\text{prod}} = 67,4 \cdot 27 \frac{\text{t}}{\text{h}} \cdot 11 \frac{\text{m}^3_{\text{a } 20^\circ\text{C}}}{\text{t}} \cdot \frac{(430 + 273,16)}{(20 + 273,16)} \cdot \frac{\text{m}^3_{\text{a } 480^\circ\text{C}}}{\text{m}^3_{\text{a } 20^\circ\text{C}}} \cdot \frac{\text{h}}{3600\text{s}} = 13,337 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}, \quad (21)$$

$$v_{\text{ope}} = 13,337 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{4}{\pi \cdot 2,6^2 \text{m}^2} = 2,512 \frac{\text{m}}{\text{s}}. \quad (22)$$

A viscosidade dinâmica do ar a 430 °C, $33,42 \cdot 10^{-6} \text{Ns/m}^2$, foi obtida utilizando o portal www.engineeringtoolbox.com. A massa específica do ar na mesma temperatura e 1 atm foi calculada a partir de sua massa molecular, sendo 0,5002 kg/m³. Para uma partícula de 0,81mm, o número de Reynolds de operação é:

$$\text{Re}_{\text{ope}} = \frac{\rho_{\text{ar}} v_{\text{ope}} d_p}{\mu_{\text{ar}}} = \frac{0,5002 \cdot 2,512 \cdot 0,810 \cdot 10^{-3} \text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^2 \cdot \text{m}^2}{33,42 \cdot 10^{-6} \text{m}^3 \cdot \text{s} \cdot \text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}} = 30,45. \quad (23)$$

Considerando a massa específica da partícula como $\rho_p = 1500 \text{ kg/m}^3$ (BORGNAKKE; SONNTAG, 2018), o número de Arquimedes, dado pela equação (3), é calculado como:

$$Ar = \frac{9,81 \cdot 0,81^3 \cdot 10^{-9} \cdot 0,5002 \cdot 1499,5}{33,42^2 \cdot 10^{-12}} \frac{\text{m} \cdot \text{m}^3 \cdot \text{kg} \cdot \text{kg} \cdot \text{s}^4 \cdot \text{m}^4}{\text{s}^2 \cdot \text{m}^3 \cdot \text{m}^3 \cdot \text{kg}^2 \text{m}^2 \cdot \text{s}^2} = 3501. \quad (24)$$

Assim, da equação (1), o número de Reynolds mínimo para fluidização fica:

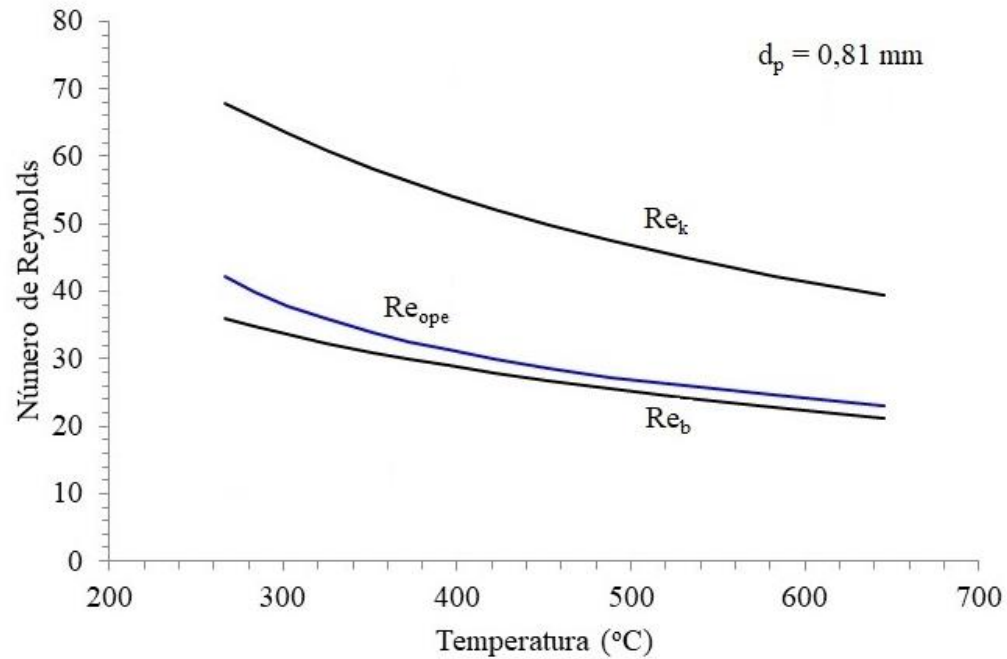
$$Re_{mf} = \left[33,7^2 + 0,0408 \cdot 3501 \right]^{0,5} - 33,7 = 2,06 < Re_{ope} \quad (25)$$

O regime de fluidização necessário para o leito borbulhante deve ocorrer de acordo com a equação (5). Utilizando os parâmetros fornecidos pela empresa, tem-se $Re_b = 0,791 Ar^{0,435} = 27,54$ e $Re_k = 1,31 Ar^{0,450} = 51,54$. O número de Reynolds de operação, $Re_{ope} = 30,45$, realmente se localiza entre Re_b e Re_k . Assim, a fluidização borbulhante ocorre plenamente para as partículas de diâmetro máximo, aquelas que passam em peneiras de MESH 20 (0,81 mm).

A seguir, será considerado o caso teórico com 5% de perdas, cujos parâmetros se aproximam dos valores médios de temperatura e consumo específico fornecidos pela empresa. O intervalo de temperaturas será reduzido de tal maneira a não ultrapassar os limites suportados pela placa distribuidora (cerca de 600 °C).

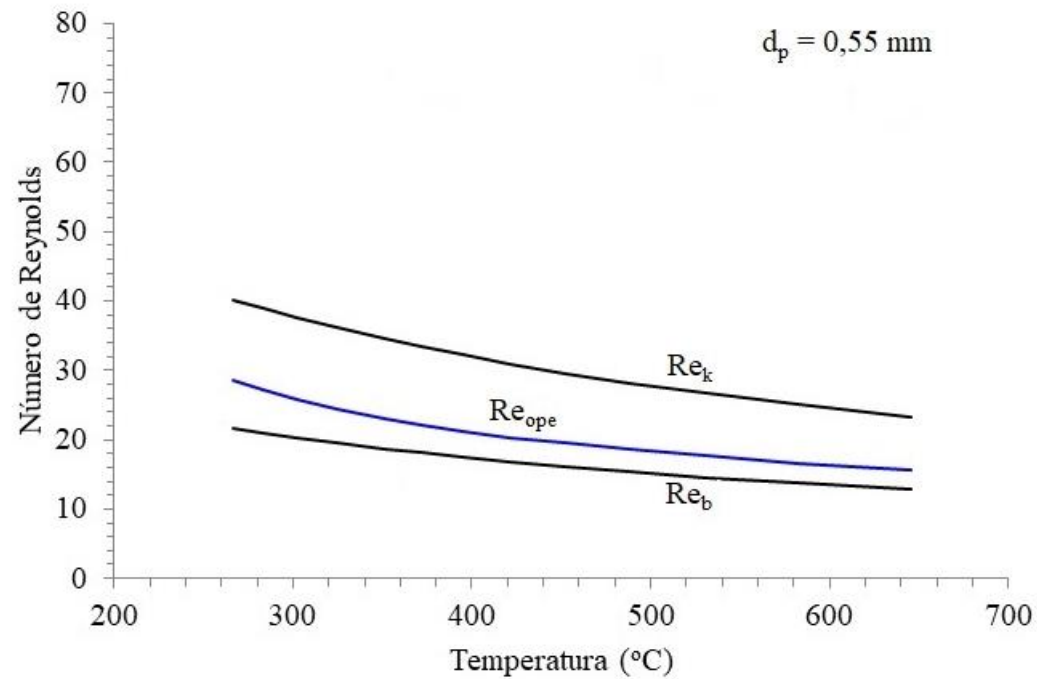
As Figuras 15 a 18 apresentam as variações de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d = 0,81 \text{ mm}$ (MESH 20), $d = 0,55 \text{ mm}$, $d = 0,30 \text{ mm}$ e $d = 0,20 \text{ mm}$, respectivamente. Observa-se que somente para partículas menores que 0,20 mm há mudança de regime. Para as outras, predomina o regime borbulhante.

Figura 15 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,81$ mm (MESH 20).



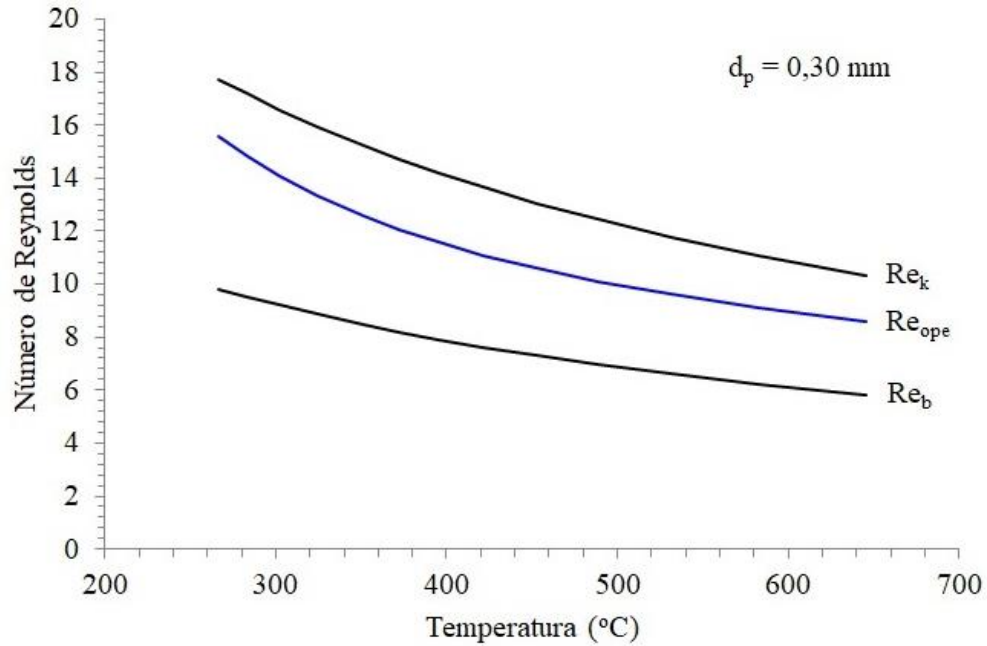
Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

Figura 16 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,55$ mm.



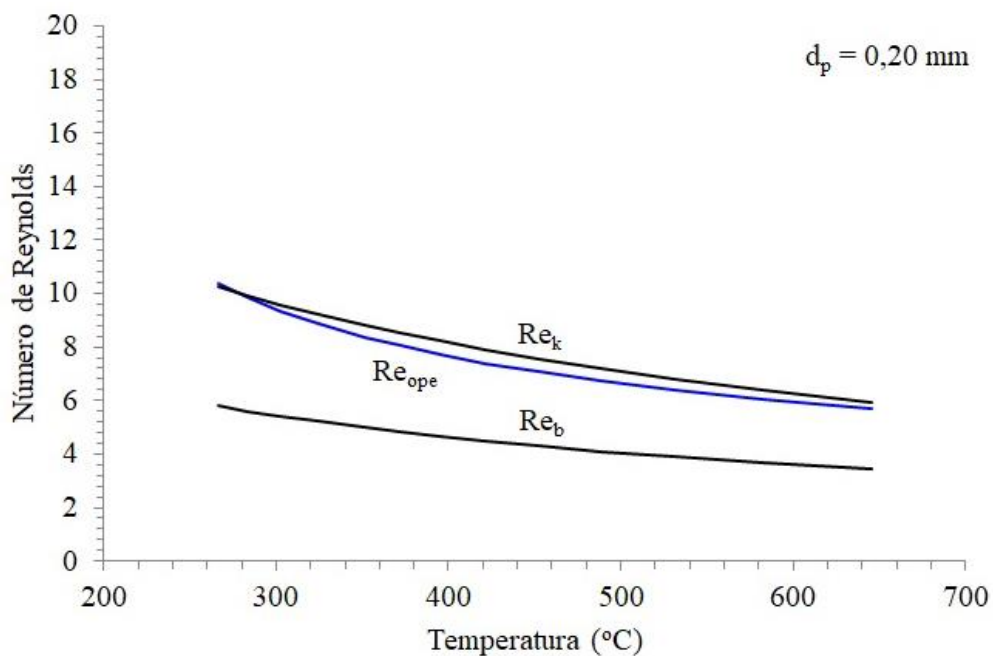
Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

Figura 17 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,30$ mm.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2021)

Figura 18 – Variação de Re_{ope} , Re_k e Re_b com a temperatura para $d_p = 0,20$ mm.



Fonte: Produção do Próprio Autor. (2020)

Observa-se que o regime de fluidização borbulhante não é influenciado pela temperatura.

5 CONCLUSÕES

Neste estudo foi desenvolvido um balanço de energia para um secador de areia tipo leito fluidizado, o qual foi dividido em duas partes: câmara de combustão e fluidizador propriamente dito. Na primeira parte, estabeleceu-se como parâmetro a temperatura dos gases de combustão que são injetados no fluidizador. Na segunda parte, considerou-se a areia com uma umidade inicial conhecida. A temperatura final dos gases foi assumida como 105°C.

O modelo permite determinar o parâmetro mais importante para o desempenho de um equipamento de secagem de areia, ou seja, o consumo específico de gás combustível, em termos de m³ de gás por tonelada de areia seca, como função da temperatura dos gases de combustão. Quanto menor o consumo específico, menor será o custo de operação do equipamento. Verificou-se que o consumo específico decresce acentuadamente até uma temperatura de gases de combustão de aproximadamente 600°C e, para temperaturas maiores, continua decrescendo, porém em uma inclinação bem menor.

O modelo obteve boa concordância quando seus resultados foram comparados com dados industriais reais, coletados em uma empresa do estado do Rio de Janeiro que consome gás natural.

O modelo foi aplicado para diferentes umidades iniciais de areia (1, 3, 8 e 10%) considerando como combustíveis o gás natural (GN) e o gás natural renovável (GNR, ou biometano, derivado do *upgrading* do biogás). As diferenças em termos de consumo entre os dois combustíveis foram calculadas; dependem, além dos poderes caloríficos dos gases, da umidade inicial da areia e da temperatura dos gases de combustão.

Os custos de se trabalhar com GNR em comparação ao GN foram analisados. Com os preços praticados atualmente de ambos os combustíveis e dos créditos de carbono (janeiro de 2022), não vale a pena financeiramente utilizar o GNR, apesar de ser um combustível renovável.

Quanto à intercambiabilidade entre operações com GN e GNR, o estudo concluiu que os gases são intercambiáveis na operação de secagem de areia, mesmo havendo uma diferença entre os Índices de Wobbe maior que 5%.

Finalmente, foi analisado o impacto da temperatura dos gases de combustão na fluidização de partículas, para diâmetros de partículas entre 0,2 e 0,81 mm. Concluiu-se que essa temperatura não influi no regime de fluidização borbulhante.

6 RECOMENDAÇÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como recomendações para pesquisas futuras em nível de mestrado, sugerem-se os seguintes temas:

- avaliação de cenários de preços de GN e GNR de tal maneira a determinar condições para que o GNR seja atrativo financeiramente;
- avaliação de aplicações com misturas de GN e GNR não somente em equipamentos de secagem de areia, mas também em equipamentos que operem com temperaturas mais altas como, por exemplo, fornos de reaquecimento de placas de aço ou fornos de aquecimento de revestimentos cerâmicos, que necessitam de temperaturas da ordem de 1200 °C;
- avaliação da psicrometria no fluidizador de maneira a determinar a temperatura mínima (temperatura de bulbo úmido) com a qual os gases podem deixar o equipamento;
- avaliação de parâmetros cinéticos de secagem de maneira que permita desenvolver um modelo para calcular as dimensões do fluidizador.

REFERÊNCIAS

- ACHA, S. *et al.* Optimal design and operation of distributed low-carbon energy technologies in commercial buildings. **Energy**, Oxford, v. 142, p. 578–591, 2018. Disponível em: <https://spiral.imperial.ac.uk/bitstream/10044/1/51913/9/1-s2.0-S0360544217317711-main.pdf>. Acesso em: 08 jan. 2021.
- ALAMIA, A. e *et al.* Well-to-wheel analysis of bio-methane via gasification, in heavy duty engines within the transport sector of the European Union. **Applied Energy**, Gothenburg, v. 170, p. 445–454, 2016. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0306261916301246>. Acesso em: 21 out. 2020.
- ALMENDROS-IBÁÑEZ, J. A. *et al.* Voidage distribution around bubbles in a fluidized bed: Influence on throughflow. **Powder Technology**, Albacete, v. 197, n.1-2, p. 73–82, 2010. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0032591009004860>. Acesso em: 10 jan. 2021.
- ARAÚJO, F. H. M. *et al.* Prestação de serviços para elaboração e desenvolvimento de projeto de pesquisa referente a uma planta piloto para gaseificação dos resíduos provenientes das estações de tratamento de esgotos da unidade de negócios Capivari/Jundiaí na ETE Várzea Paulista. **Estação de tratamento de esgoto de Várzea Paulista**. Relatório Final de Consultoria, 2021.
- BASU, P. **Circulating fluidized bed boilers: design, operation and maintenance**. Switzerland: Publishing Company Springer Cham, 2015.
- BONNER, T. A. *et al.* **Engineering handbook of hazardous waste incineration**. Dayton: Publishing Company Monsanto Research Corporation, 1981.
- BORGNAKKE, C.; SONNTAG, R.E. **Fundamentos da termodinâmica**. 8. ed. São Paulo: Blucher, 2018.
- CARVALHO, J. A. *et al.* **Combustão aplicada**. Santa Catarina: Editora da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC), 2018.
- CARVALHO, J. A. **Substituição do óleo BPF por gás natural na secagem de bagaço cítrico**. Relatório de Consultoria para a Citrosuco, 2004.
- CARVALHO, J. A.; LACAVA P. T. **Emissões em processos de combustão**. São Paulo: Editora da UNESP, 2003.
- COIMBRA-ARAÚJO, C.H. *et al.* Brazilian case study for biogas energy: production of electric power, heat and automotive energy in condominiums of agroenergy. **Renewable and Sustainable Energy Reviews**, Palotina, v. 40, p. 826–839, 2014. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032114004766>. Acesso em: 21 set. 2021.
- CUCCHIELLA, F. *et al.* A profitability analysis of small-scale plants for biomethane injection into the gas grid. **Journal of Cleaner Production**, L'Aquila, v. 184, p. 179–187,

2018. Disponível em:

<https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0959652618305754>. Acesso em: 08 jan. 2021.

FERNÁNDEZ-GONZÁLEZ, J. M. *et al.* Biomethane injection into natural gas network vs composting and biogas production for electricity in Spain: an analysis of key decision factors. **Sustainable Cities Society**, Granada, v. 60, article 102242, 2020. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S2210670720304637>. Acesso em: 22 abr. 2021.

FUBARA, T. *et al.* Techno-economic assessment of natural gas displacement potential of biomethane: a case study on domestic energy supply in the UK. **Chemical Engineering Research and Design**, Oxford, v. 131, p. 193–213, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0263876217306950>. Acesso em: 11 out. 2021.

GARCIA, R. **Combustíveis e combustão industrial**. Rio de Janeiro: Editora Interciência, 2002.

HAKAWATI, R. *et al.* What is the most energy efficient route for biogas utilization: heat, electricity or transport? **Applied Energy**, Northern Ireland, v. 206, p. 1076–1087, 2017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0306261917310863>. Acesso em: 12 abr. 2021.

KHAN, I. U. Biogas as a renewable energy fuel: a review of biogas upgrading, utilisation and storage. **Energy Conversion and Management**, Johor, v. 150, p. 277–294, 2017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S019689041730747>. Acesso em: 22 abr. 2021

KUNII, D.; LEVENSPIEL, O. **Fluidization Engineering**. 2nd ed. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2013.

LAUER, M. *et al.* Making money from waste: the economic viability of producing biogas and biomethane in the Idaho dairy industry. **Applied Energy**, Leipzig, v. 222, p. 621–636, 2018. Disponível em: <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S0306261918305695?token=7B6F7A7576AD7A6BEAFFC2794CCD6F8111A1C828213B67E34BA500F31AEE16A62E85FBE32DEC1704B9AB354B338B8506&originRegion=us-east-1&originCreation=20220427163952>. Acesso em: 28 maio 2021.

LEICHER, J. *et al.* The Impact of natural gas quality on large-scale combustion processes in thermal processing industries and power generation. **Industrial Combustion**, Essen, v. 83, p. 1–22, 2017a. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852401001195>. Acesso em: 21 out. 2021.

LEICHER, J. *et al.* Natural gas quality fluctuations-surveys and statistics on the situation in Germany. **Energy Procedia**, Essen, p.165–172, 2017b. Disponível em: <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S1876610217327315?token=FBACD2FECE180DD01D3F5F08D876660124185DC584B726EC4E697FB0BCA262CA2149E77AAA7D2F58419>

BBE1E03A73CA1&originRegion=us-east-1&originCreation=20220427164655. Acesso em: 18 out. 2021.

MAMBELLI-BARROS, R. *et al.* The electric energy potential of landfill biogas in Brazil. **Energy Policy**, Itajubá, v. 65, p. 150–164, 2014. Disponível em <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301421513010501>. Acesso em: 02 jun. 2021.

MANAHAN, S. E. **Fundamentals of environmental chemistry**. Japan: Lewis Publisher, 1993.

MARTÍN-HERNÁNDEZ, E. *et al.* Optimal technology selection for the biogas upgrading to biomethane. **Journal of Cleaner Production**, Salamanca, v. 267, article 122032, 2020. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0959652620320795>. Acesso em: 07 jan. 2022.

NASA-JPL/Caltech. **Graphic: the greenhouse effect**. Disponível em: https://climate.nasa.gov/climate_resources/188/graphic-the-greenhouse-effect/. Acesso em: 31 jan. 2021.

OLIVEIRA, T. J. P. **Aspectos fluidodinâmicos de misturas binárias de resíduo de tabaco e areia em leito fluidizado**. Orientador: Carlos Henrique Athaide. 2012. Dissertação (Mestrado Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2012.

PARISE, M. R. **Aplicação da distribuição espectral normal em leito fluidizado gás-sólido**. 132f. Tese (Doutorado Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2007.

PARKER, N. *et al.* Renewable natural gas in California: an assessment of the technical and economic potential. **Energy Policy**, Davis, v. 111, p. 235–245, 2017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301421517305955>. Acesso em: 13 jan. 2022.

PATRIZIO, P. Biomethane as transport fuel: a comparison with other biogas utilization pathways in northern Italy. **Applied Energy**, Udine, v. 157, p. 25–34, 2015. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0306261915009150>. Acesso em: 12 dez. 2021.

PÉCORA, A. A. B. **Estudo da fluidodinâmica de leitos fluidizados circulantes com injeção de ar secundário**. 1995. Tese (Doutorado Engenharia Química) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1995.

PELLEGRINO, S. *et al.* Greening the gas network: the need for modelling the distributed injection of alternative fuels. **Renewable and Sustainable Energy**, Torino, v. 70, p. 266–286, 2017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1364032116310085>. Acesso em: 13 dez. 2021.

PERES, P. E. M. **Simulação computacional de uma válvula *loop-seal* acoplada a leito fluidizado circulante**. 2018. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia

Mecânica) – Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Paraná, 2018.

PERRY, R. E.; CHILTON, C. H. **Chemical Engineers' Handbook**. Canada: McGraw-Hill Book Company, 1973.

PUTTAPOUN, W. *et al.* Powering shuttle kilns with compressed biomethane gas for the Thai ceramic industry. **Energy for Sustainable Development**, Chiang Mai, v. 28, p. 95–101, 2015. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0973082615000794>. Acesso em: 13 jan. 2022.

ROSA, A. P. Assessing the potential of renewable energy sources (biogas and sludge) in a full-scale UASB-based treatment plant. **Renewable Energy**, Viçosa, v. 124, p. 21–26, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S096014811730887X>. Acesso em: 08 jan. 2022.

SANTOS, I. F. S. Electricity generation from biogas of anaerobic wastewater treatment plants in Brazil: an assessment of feasibility and potential. **Journal of Cleaner Production**, Itajubá, v. 126, p. 504–514, 2016. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0959652616301408>. Acesso em: 10 jan. 2022.

SCHEITRUM, D. *et al.* California low carbon fuel policies and natural gas fueling infrastructure: synergies and challenges to expanding the use of RNG in transportation. **Energy Policy**, Davis, v. 110, p. 355–364, 2017. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301421517305384>. Acesso em: 13 jan. 2022.

SCALA, F. **Fluidized bed technologies for near-zero emission combustion and gasification**. Philadelphia: Woodhead Publishing, 2013.

SCARLAT N, *et al.* Biogas: developments and perspectives in europe. **Renewable Energy**, Inpsra, v. 129(A), p. 457–472, 2018. Disponível em: <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S096014811830301X?token=C54D812AE6B3B9D8B3F6EFAF14A23F03A5BBB4C14DAC350493C8D04537C7C9155E19947BE1C7C2001A7DED781A789C9A&originRegion=us-east-1&originCreation=20220427172117>. Acesso em: 03 jan. 2022.

SELVAGGI, R. *et al.* Assessing land efficiency of biomethane industry: a case study of Sicily. **Energy Policy**, Catarina, v. 119, p. 689–695, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0301421518302556>. Acesso em: 05 jan. 2022.

THOBER, C. W. A. **Fluidodinâmica do leito fluidizado circulante para partículas do grupo B**. 1995. Tese (Doutorado em Engenharia) – Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 1995.

TONRANGKLANG, P. Overview of biogas production potential from industry sector to produce compressed bio-methane gas in Thailand. **Energy Procedia**, Bangkok, v. 138, p. 919–924, 2017. Disponível em: <https://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S187661021735083X?token=09E2FBE6236175F980>

6AAF3ED7EA0F82F932F9D5D06C9FE8B3B0BA2B6FB7C4B3FDD93DBCE60E4422BEEF791D6D743325&originRegion=us-east-1&originCreation=20220427172437. Acesso em: 05 jan. 2022.

TU, Q.; WANG, H. CPFD study of a full-loop three-dimensional pilot-scale circulating fluidized bed based on EMMS drag model. **Powder Technology**, Beijing, v. 323, p. 534-547, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0032591017307763>. Acesso em: 03 jan. 2022.

WEN, C. Y.; YU, Y-H. A generalized method for predicting the minimum fluidization velocity. **AIChE Journal**, Virginia, v. 12, n. 610, 1966. Disponível em: https://d1wqtxts1xzle7.cloudfront.net/56583526/A_Generalized_Method_for_Predicting_the_Minimum_fluidization_velocity-with-cover-page-v2.pdf?Expires=1651084082&Signature=IBAe8Cap0Jrs7HbhlU2RBUzZO2DyOTMRfwjKajvClfh1las24VUB8L0t0ylNqGDEW0OkIRINYUcXc~WOywiZcepkMAube1MhwlO8P5HJNfBuqVbhM0KlAax7lTzXTMzXkW8ob9Ab1~U1PxEbkbJjpEDJyO3ePgy2XTYpT3LKUCDWwWcXRzagFzdeLRnvnPAx2mq4-prg9vdR24FpKr6AhIyu8F21lGZW21lf4uqTe88fyfgHvm07xLOOV-5f1EVyH5h842xS6GV3376A-SZvVZrFnHwfK~2t4PAn9g9zq7AJCju2mMC1dMTIqXYYbr2tc7y819uDc37T7YdwLWxV OQ__&Key-Pair-Id=APKAJLOHF5GGSLRBV4ZA. Acesso em: 03 jan. 2022.

WOOD, K. *et al.* Guidebook to gas interchangeability and gas quality. BP in association with the IGU. England: 2011. *E-book*.

XU, J. *et al.* Effects of superficial gas velocity and static bed height on gas-solid flow characteristics in a 60-meter-high transparent CFB riser. **Chemical Engineering Journal**, Chong Qing, v. 334, p. 545-557, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1385894717316315>. Acesso em: 12 dez. 2021.

YANG, W. C. **Handbook of fluidization and fluid-particle systems**. New York: Marcel Dekker, 2003.

YEHUDA, T.; KALMAN, H. Geldart classification for wet particles. **Powder Technology**, Beer-Sheva, v. 362, p. 288-300, 2020. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0032591019310344>. Acesso em: 05 jan. 2022.

YOUSEF, A. M. *et al.* Upgrading biogas to biomethane and liquid CO₂. **Fuel**, Alexandria, v. 251, p. 611-628, 2019. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0016236119305083>. Acesso em: 08 jan. 2022.

ZAREH, A. D. *et al.* Extensive thermodynamic and economic analysis of the cogeneration of heat and power system fueled by the blend of natural gas and biogas. **Energy Conversion and Management**, Tabriz, v. 164, p. 329-343, 2018. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0196890418302188>. Acesso em: 03 jan. 2022.

