

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
LARA WERNCKE VIEIRA

**MODELO DE PREVISÃO DE PENALIZAÇÃO ENERGÉTICA PARA
SISTEMAS DE DESSULFURIZAÇÃO DE GASES DE COMBUSTÃO DE
CARVÃO MINERAL**

ARARANGUÁ

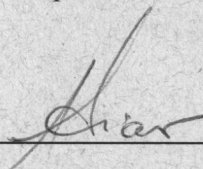
2017

LARA WERNCKE VIEIRA

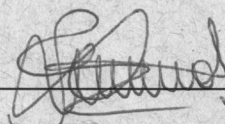
**TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO DE GRADUAÇÃO EM
ENGENHARIA DE ENERGIA**

Trabalho de conclusão de curso na modalidade de artigo científico para a aprovação na disciplina de Trabalho de Conclusão de Curso do curso de Engenharia de Energia da Universidade Federal de Santa Catarina – Campus Araranguá

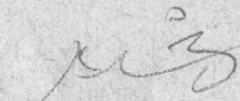
Aprovado em: 01/12/2017



Prof. Dr. Paulo Smith Schneider (Orientador)



Prof. Dra. Elaine Virmond (Co-orientadora)



Prof. Dr. Fernando Henrique Milanese (Examinador)



Prof. Dr. Rogério Gomes de Oliveira (Examinador)

MODELO DE PREVISÃO DE PENALIZAÇÃO ENERGÉTICA PARA SISTEMAS DE DESSULFURIZAÇÃO DE GASES DE COMBUSTÃO DE CARVÃO MINERAL

Lara Werncke Vieira *

RESUMO

O presente trabalho teve por objetivo formular uma Função de Penalização Energética (FPE) capaz de prever a quantidade de energia consumida nos sistemas de Dessulfurização de Gases de Combustão (FGD) de carvão mineral. Inicialmente, realizou-se a modelagem e a simulação de um sistema FGD por via úmida com calcário e comparou-se os resultados obtidos com os dados disponíveis em literatura para usinas termelétricas em operação. A próxima etapa consistiu da construção da Função de Penalização Energética (FPE) com a utilização do método de Planejamento de Experimento ou *Design of Experimentes* (DOE) Box-Behnken. A FPE foi formulada com base na variação de quatro parâmetros: temperatura de entrada dos gases de combustão, temperatura de saída dos gases limpos, eficiência de dessulfurização e a quantidade de SO₂ presente nos gases de combustão. A resposta foi dada pelo parâmetro de observação denominado de razão de trabalho R_T (kJ/m_N³), que expressa a energia necessária para a remoção de dióxido de enxofre por unidade de volume de gases de combustão. A FPE foi formulada para três intervalos de eficiência de dessulfurização: (i) 97% a 100%; (ii) 97% a 99,99%; (iii) 97% a 99,5%, e o melhor resultado obteve diferença percentual máxima relativa entre a FPE e o modelo simulado de 1,86%. A análise dos parâmetros de controle constatou que a variação da temperatura dos gases de combustão e de saída dos gases limpos não exercem influência na R_T , o que simplificou a FPE. A função simplificada chegou à máxima diferença percentual em relação ao modelo simulado de 1,41%.

Palavras-chave: Sistema de Dessulfurização de Gases de Combustão. Função de Penalização Energética. Design of Experiments. Box-Behnken.

* Graduanda do Curso de Engenharia de Energia da Universidade Federal de Santa Catarina, Centro de Ciências, Tecnologias e Saúde, Rodovia Governador Jorge Lacerda, 3201, Jardim das Avenidas Araranguá, Santa Catarina, Brasil, CEP 88900-000. E-mail: larawv@outlook.com

ABSTRACT

The present work aims to formulate an Energy Penalty Function (FPE) capable of predicting the energy consumption by a Flue Gas Desulfurization (FGD) system. Initially, a wet FGD with limestone system was modeled and simulated and results were compared to the available data for coal-fired power plants in the literature. The next stage was to develop an Energy Penalty Function (FPE) using the Design of Experiments (DoE) Box-Behnken method. The FPE was formulated with four parameters: inlet temperature of flue gases, outlet temperature of clean gases, efficiency of SO₂ removal and SO₂ content. The answer was the Work Ratio R_T (kJ/m_N³), which represents the energy required to remove the sulfur dioxide from flue gas unit volume. The FPE was formulated for three desulfurization efficiency intervals: (i) 97% to 100%; (ii) 97% to 99,99%; (iii) 97% a 99,5% and the best result had a percentage difference of 1,86% between the function and the simulated model. The analysis of the control parameters identified that the inlet and outlet temperature variation does not influence the R_T , which led to a simplified of the FPE. The simplified function reached a maximum percentage difference of 1,41% between the function and the simulated model.

Keywords: Flue Gas Desulfurization. Energy Penalty Function. Design of Experiments. Box-Behnken.

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	5
2.1 Sistema de Dessulfurização de Gases de Combustão	6
2.1.1 Dessulfurização de Gases de Combustão por Via Úmida.....	7
2.2 Operações e Equipamentos	7
2.2.1 Sistemas de Agitação	7
2.2.2 Tanque Absorvedor.....	10
2.3 Planejamento de Experimento Box-Behnken	11
3 METODOLOGIA	12
3.1 Modelagem do dessulfurizador	12
3.1.3 Preparação do Reagente.....	15
3.1.4 Absorção de SO ₂	15
3.1.5 Secagem do Gesso.....	18
3.1.6 Agitadores.....	18
3.2 Planejamento de Experimento Box-Behnken	20
4 VERIFICAÇÃO DO MODELO	22
4.1 Sistema de Dessulfurização de Gases de Combustão	22
5 CONSTRUÇÃO DA FUNÇÃO DE PENALIZAÇÃO ENERGÉTICA	26
5.1 Planejamento de Experimento Box-Behnken	26
5.1.1 Razão de Trabalho.....	27
5.1.2 Gesso.....	36
6 CONCLUSÃO	38

1. INTRODUÇÃO

A geração de energia elétrica por fontes térmicas no país cresceu de 4% para 23% desde 1990. As termelétricas, as quais incrementaram sua participação no mercado de energia elétrica devido à falta de água nos reservatórios das usinas hidrelétricas, servem como um *backup* para altos consumos (ESTADÃO, 2017).

Fontes de energia com flexibilidade operacional e independência de variações climáticas são necessárias para garantir a segurança energética do país, tal como termelétricas. Nesse cenário, tecnologias como os sistemas de Dessulfurização de Gases de Combustão ou *Flue Gas Desulfurization* (FGD) consistem em ótimas ferramentas capazes de atenuar potenciais impactos ao meio ambiente, evidenciados pela composição química do combustível. O consumo dos sistemas FGD nas usinas termelétricas se reflete nos seus custos operacionais, o que torna de extrema valia o conhecimento da influência dos parâmetros de operação e a repercussão da variação desses parâmetros na energia requerida (BRASIL ENERGIA, 2014).

Muitos autores (BROGREN; KARLSSON, 1997; KIIL; MICHELSEN; DAM-JOHANSEN, 1998; OLAUSSON; WALLIN; BJERLE, 1993; WARYCH; SZYMANOWSKI, 2001) já modelaram sistemas de dessulfurização de gases de combustão focados especificamente nas reações químicas que ocorrem nos absorvedores (equipamento do sistema em que ocorre a retirada química do enxofre dos gases de combustão).

Feng e colaboradores (2014) avaliaram comparativamente o ciclo de vida para as tecnologias de dessulfurização dos gases de combustão em leito fluidizado ou *Circulating Fluidized Bed Flue Gas* (CFB-FGD) e dessulfurização de gases de combustão por via úmida com calcário ou *Wet Flue Gas Desulfurization* (WFGD), reportando um consumo total do WFGD igual a 6150 kW. Por sua vez, Tsumita et. al. (2007) descreveram em detalhes o consumo de energia da planta de WFGD da Usina Térmica Waigaoqiao, em funcionamento na China, mostrando um consumo total de 6840 kW. Sargent&Lundy (2002), Gansley (2008) e Wu et al. (2017) reportam um consumo total do WFGD de 9056 kW, 11464 kW e 7204 kW, respectivamente.

Poullikkas (2015) realizou a comparação de diferentes tecnologias de FGD disponíveis no mercado, ao contrário dos estudos mostrados no parágrafo anterior, em que todos os sistemas avaliados eram WFGD. Polikkas detalhou o processo e os custos

de capital e operação dos vários métodos apresentados. O sistema WFGD foi apontado como tecnologia predominante por apresentar gesso como subproduto comercializável frente a outras tecnologias similares que necessitam destinação de seus subprodutos.

Rubin e Nguyen (1978) estudaram a influência dos parâmetros do sistema FGD no consumo energia utilizando-se de análises de sensibilidade individuais para dez parâmetros de controle, o que causou variações no consumo de energia de 2,5% a 6,1% da produção bruta da planta.

Vide o exposto neste referencial, há falta de uma previsão da penalização energética em função de dados operacionais, como o impacto gerado pela substituição de combustíveis com diferentes conteúdos de enxofre. O presente trabalho teve por objetivo formular uma Função de Penalização Energética (FPE) capaz de prever a quantidade de energia consumida nos sistemas de Dessulfurização de Gases de Combustão (FGD) de carvão mineral. A FPE foi proposta em função dos parâmetros de operação do processo de dessulfurização e de combustão, por meio da análise de influência individual e o efeito conjunto dos fatores sobre as variáveis de resposta.

2 REFERENCIAL TEÓRICO

Para facilitar o entendimento do tema, foram apresentados nos tópicos a seguir conceitos fundamentais relacionados ao trabalho.

2.1 Sistema de Dessulfurização de Gases de Combustão

O controle da emissão de dióxido de enxofre devido à combustão de combustíveis que contêm enxofre em sua composição em usinas termelétricas dispõe de uma gama de tecnologias que garantem a eficiência necessária. As opções incluem substituição por combustíveis com menor conteúdo de enxofre, dado que todo o enxofre presente será convertido em SO₂, remoção dos contaminantes do combustível antes da queima, tratamento dos gases pós combustão e diluição dos gases efluentes (ORTIZ, 2010; TISSOT, 2010).

Dentre as tecnologias para reduzir a concentração de dióxido de enxofre dos gases de combustão encontram-se os sistemas de dessulfurização de gases de combustão ou *Flue Gas Dessulfurization* (FGD), os quais podem ser classificados em úmidos ou secos (SRIVASTAVA; JOZEWICZ; SINGER, 2001).

2.1.1 Dessulfurização de Gases de Combustão por Via Úmida

Nos processos por via úmida, os gases de combustão reagem com uma pasta alcalina no tanque absorvedor, usualmente de cal (óxido de cálcio, CaO) ou calcário (rocha sedimentar composta majoritariamente por carbonato de cálcio, CaCO_3). No ano de 2007, a tecnologia de dessulfurização por via úmida com utilização de calcário obteve uma posição dominante chegando a 90% dos casos em usinas termelétricas a carvão (FENG et al., 2014).

O presente trabalho abordou a dessulfurização por via úmida com calcário por se tratar do processo de dessulfurização mais utilizado. O fato se deve ao baixo custo, alta eficiência de captura de enxofre e por resultar em um produto com valor agregado (gesso) (SANTOS, 2007; SRIVASTAVA; JOZEWICZ; SINGER, 2001).

Nesse sistema, os gases de combustão já passaram por tratamento e chegam livres de material particulado para serem encaminhados ao tanque de reação ou tanque absorvedor, no qual permanecem pelo tempo de residência necessário para que ocorra a reação. A concentração de sólidos, reagentes e o tempo de residência são fundamentais para garantir a confiabilidade do sistema (SANTOS, 2007; SRIVASTAVA; JOZEWICZ; SINGER, 2001).

A técnica mais aplicada é a pulverização contracorrente, em que a distribuição do reagente na forma líquida ocorre através de jatos aspersores em diferentes níveis do absorvedor (KIIL; MICHELSEN; DAM-JOHANSEN, 1998).

2.2 Operações e Equipamentos

Nesta seção são detalhados os sistemas de agitação e o tanque absorvedor por serem os principais componentes do sistema FGD.

2.2.1 Sistemas de Agitação

Segundo Uhl e Gray (1966) a agitação é aplicada a operações que visam reduzir não uniformidades ou gradientes na composição, propriedades ou temperatura em relação à massa total. Quando se trabalha com sistemas de agitação, o objetivo é fazer com que todo o fluido agitado possua as mesmas características, independente do ponto do tanque.

Os sistemas de agitação são formados por um tanque, um ou mais impelidores e, não obrigatoriamente, chicanas. Alguns tanques contêm serpentinas ou camisas para a troca de calor. Os processos de mistura são fortemente influenciados pela geometria do tanque, que podem ditar a seleção do impelidor e seu desempenho de mistura (SILVA, 2002).

O impelidor, também chamado de agitador ou misturador, é o equipamento responsável por promover a agitação do tanque. A seleção do impelidor ocorre de acordo com a mistura que se deseja obter para o processo. O seu princípio de funcionamento ocorre através do uso de “pás” de diversas formas e tamanhos, fixas a um eixo girante (BARBOSA, 2004; SILVA, 2002).

A potência requerida pelo impelidor é calculada através do grupo adimensional dado pelo número de potência N_p (PERRY et al., 1999):

$$N_p = \frac{P}{\rho N^3 D^5} \quad (1)$$

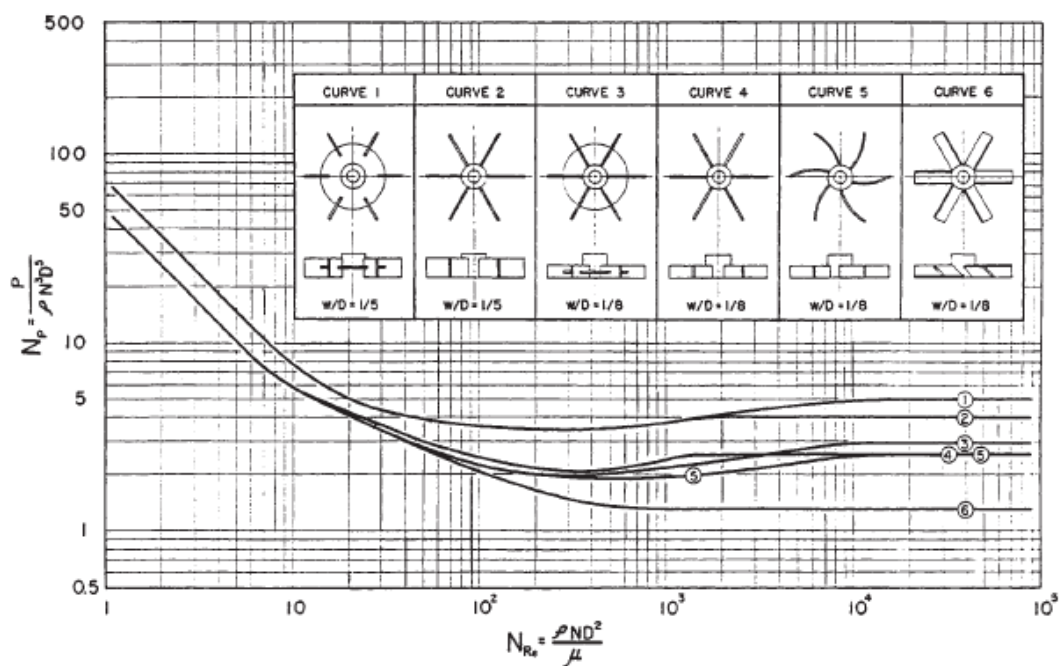
onde D é o diâmetro do impelidor (m), N o número de revoluções por segundo (RPS), ρ e μ são a massa específica (kg/m^3) e viscosidade (kg/ms) do fluido, respectivamente, e P é a potência (W).

A partir da escolha da geometria do tanque e do tipo e número de impelidores, o número de Reynolds Re caracteriza o padrão do escoamento (laminar, turbulento ou de transição):

$$Re = \frac{D^2 N \rho}{\mu} \quad (2)$$

Para valores de Reynolds maiores que 10^4 ($Re > 10^4$) considera-se regime turbulento, enquanto que para $Re < 10$ o regime é laminar (PERRY et al., 1999). A Figura 1 indica o Número de Potência N_p em função do número de Reynolds para configurações típicas.

Figura 1: Número de potência N_p para diferentes tanques agitados em função do tipo de escoamento

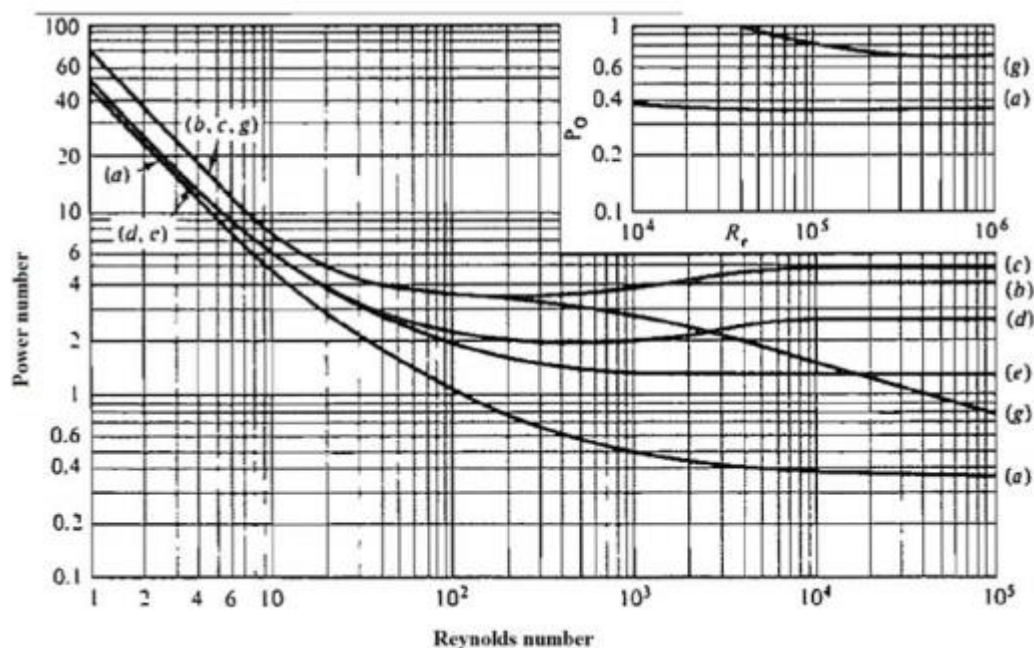


Fonte: PERRY et al., 1999.

Observa-se que em escoamento laminar, o número de potência N_p é inversamente proporcional ao número de Reynolds, o que reflete a predominância das forças viscosas sobre as forças inerciais. Em escoamentos turbulentos, onde há o predomínio das forças inerciais, o número de potência é praticamente constante (PERRY et al., 1999).

Dentre os impelidores utilizados em larga escala, encontram-se as hélices. Seu uso é quase universal no estilo três lâminas (hélices marinhas), incluindo em sistemas FGD. São impelidores de velocidades relativamente alta, com escoamento axial (escoamento de descarga paralelo ao eixo do agitador) e fluidos de baixa viscosidade. As hélices praticamente não apresentam restrições quanto ao tamanho e a forma do tanque. Sob condições de regime turbulento e com quatro chicanas padrão, uma hélice marinha apresenta o número de potência igual a 0,35, de acordo com a Figura 2 (BATES; FONDY; FENIC, 1966; PAUL; ATIEMO-OBENG; KRESTA, 2004).

Figura 2: Número de potência Np para diferentes tanques agitados em função do tipo de escoamento para casos específicos



Fonte: ABBASZADEH et al., 2014.

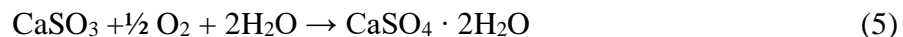
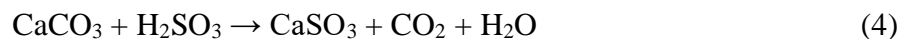
Na Figura 2, as letras correspondem a: (a) hélices marinhas; (b) turbinas de lâmina plana; (c) turbinas de disco com lâmina plana; (d) turbinas de lâmina curva; (e) turbinas de lâminas inclinadas; (g) turbinas de lâmina plana sem chicanas.

2.2.2 Tanque Absorvedor

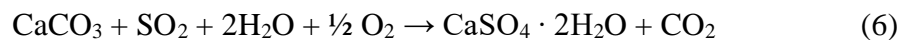
Segundo modelos retratados em literatura (BROGREN; KARLSSON, 1997; OLAUSSON; WALLIN; BJERLE, 1993; WARYCH; SZYMANOWSKI, 2001) o tanque absorvedor é considerado um reator contínuo de tanque agitado, também chamado de *Continuous Stirred-Tank Reactor* (CSTR). Em condições de agitação adequadas, a concentração, a temperatura e a taxa de reação desse tipo de reator são uniformes e supõe-se que o efluente tem as mesmas propriedades da mistura reacional contida no tanque (PERRY et al., 1999).

O processo que ocorre no tanque absorvedor é regido por três reações parciais, sendo essas a reação de absorção, Eq. (3), a reação de neutralização, Eq. (4), e a reação de oxidação, Eq. (5) (ALVES, 2013).





Essa sequência de equações parciais pode ser descrita na forma da seguinte equação global:



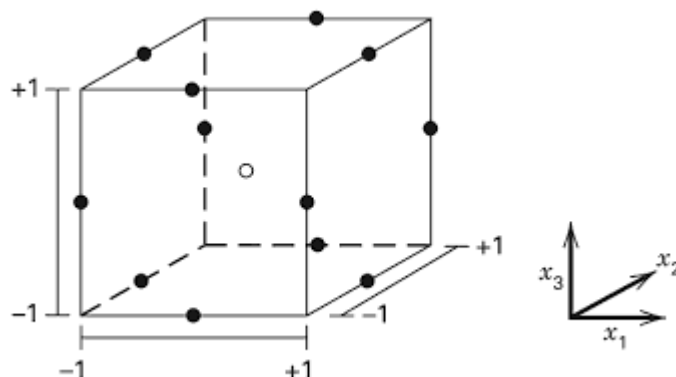
Com base nas entradas molares de carbonato de cálcio, dióxido de enxofre, água e oxigênio, a reação irreversível produz gesso dihidratado e dióxido de carbono (ALVES, 2013).

2.3 Planejamento de Experimento Box-Behnken

O Planejamento de Experimento ou *Design of Experiments* – DoE, é uma ferramenta estatística que permite a obtenção de valores otimizados para as variáveis de um processo e a análise do efeito conjunto das variáveis de controle nas variáveis de observação (SOUZA, 2002; LORENZEN; ANDERSON, 1993). As variáveis de controle são definidas no início do experimento e as variáveis de observação são a resposta do sistema às variáveis de entrada. Na formulação do DoE, cada variável de entrada é definida em níveis, que são os valores máximos e mínimos que ela atingirá no processo. As réplicas se caracterizam como a repetição do experimento sob as mesmas condições, e os blocos são uma variável categórica que explica a variação na variável de observação que não é causada pela alteração dos fatores (MINITAB, 2017).

Dentre as metodologias disponíveis, destaca-se o método Box-Behnken, que é realizado com 3 níveis de magnitude para análise das superfícies de resposta. Os modelos são formados por meio da combinação de uma análise fatorial 2k com projetos de blocos incompletos. Entre suas principais vantagens se sobressai a necessidade de poucos testes, a simplicidade de cálculo dos parâmetros e o fato de não requerer muitos níveis para as variáveis do modelo. A Figura 3 representa um Planejamento de Experimento Box-Behnken para 3 fatores (LORENZEN; ANDERSON, 1993).

Figura 3: Planejamento de Experimento Box-Behnken para 3 fatores



Fonte: LORENZEN; ANDERSON, 1993.

O modelo permite a identificação de superfícies não lineares além de não trabalhar com a combinação de todas as variáveis em pontos extremos (cantos do cubo), o que evita custos elevados e possíveis limitações físicas (LORENZEN; ANDERSON, 1993).

O número de experimentos N requeridos no Planejamento de Experimento Box-Behnken é função do número de fatores k e do número de pontos centrais C_o , e é definido de acordo com a Eq. (7) (FERREIRA *et al.*, 2007):

$$N = 2k(k - 1) + C_o \quad (7)$$

3 METODOLOGIA

Os procedimentos metodológicos são descritos nas seções que seguem.

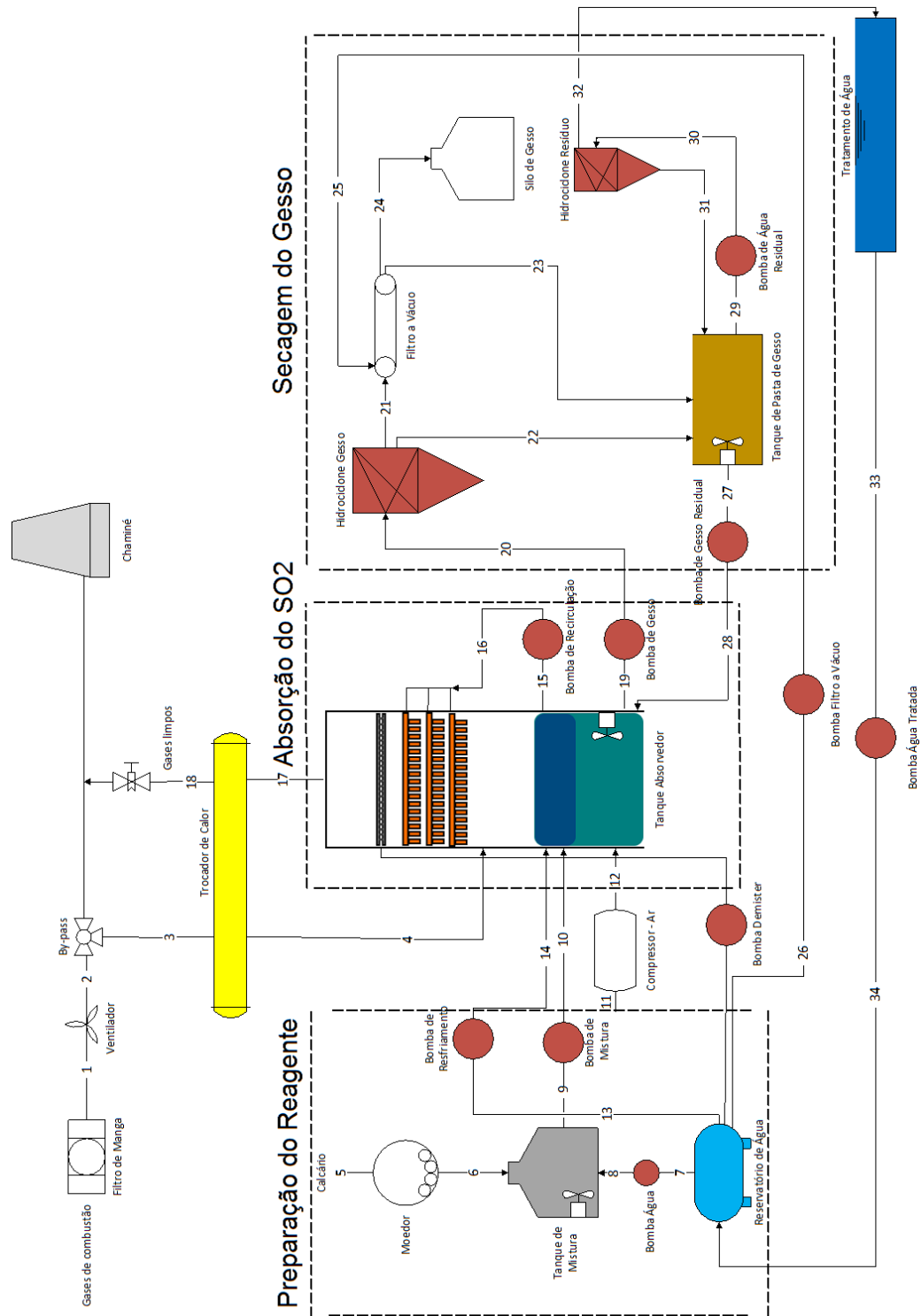
3.1 Modelagem do dessulfurizador

O modelo de simulação para um sistema FGD já estava em desenvolvimento no Laboratório de Ensaios Térmicos e Aerodinâmicos (LETA) da UFRGS, conforme Tomazi *et al.* (2017). O sistema inicialmente proposto teve seus resultados comparados com os dados de uma planta da ALSTOM de 600 MW. Os equipamentos considerados na modelagem do sistema FGD foram o compressor de ar, agitadores do tanque de mistura de pasta de calcário e de pasta de gesso, tanque absorvedor, ventilador, moedor, dez bombas, dois hidrociclones, reservatório de água, filtro a vácuo e silo de gesso. O tanque

absorvedor, componente mais complexo do sistema, conta com um sistema de agitação, bomba de recirculação, jatos aspersores e um eliminador de névoas.

Frente ao modelo inicial, realizou-se a inclusão da eficiência variável de retirada de SO₂ da corrente de gases de combustão, adicionou-se a bomba *demister*, responsável por enviar água para o eliminador de névoas, e remodelou-se os agitadores do tanque de mistura de pasta de calcário e de pasta de gesso, bem como o tanque absorvedor. O diagrama da planta de dessulfurização é apresentado na Figura 4.

Figura 4: Diagrama do sistema de dessulfurização de gases de combustão



Fonte: do autor.

O sistema modelado pode ser analisado em 3 processos fundamentais: (i) preparação do reagente; (ii) absorção do SO_2 e (iii) secagem do gesso, seguindo a numeração de suas correntes principais.

3.1.3 Preparação do Reagente

A preparação do reagente inicia com a admissão do calcário no moinho de bolas (5), para que atinja a granulometria adequada. Segundo Santos (2007), calcários com granulometrias finas (85% da massa total menor que $45 \mu\text{m}$) tem maior reatividade, o que reduz a quantidade requerida e os resíduos produzidos.

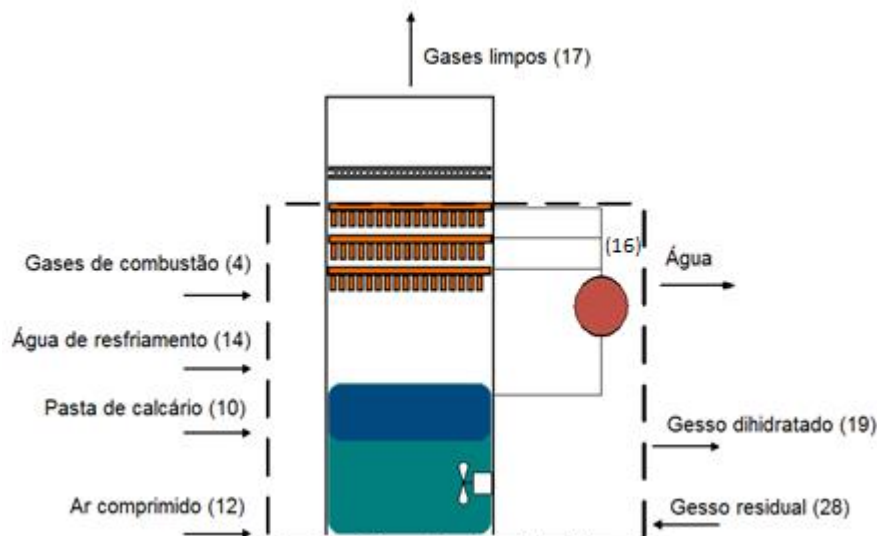
Após a moagem, o calcário é enviado ao tanque de pasta de calcário (6) e misturado com água (8) até formar uma mistura denominada pasta de calcário ou *slurry*, com massa específica de aproximadamente 1125 kg/m^3 (ALVES, 2013). A pasta de calcário (9) é encaminhada para o tanque absorvedor (10), onde reagirá com os gases de combustão.

3.1.4 Absorção de SO_2

Em processos de dessulfurização por via úmida com calcário, a absorção do dióxido de enxofre no tanque absorvedor resulta em gases saturados com água e gesso dihidratado. A reação ocorre através de oxidação natural do enxofre (Eq. (5)), entretanto, a injeção de ar diretamente na base do tanque desloca o equilíbrio da reação de oxidação (Eq. (5)) e favorece a produção de gesso. Água de resfriamento é adicionada para auxiliar no controle da temperatura interna do tanque (ALVES, 2013; SRIVASTAVA et al., 2001).

O processo de absorção do SO_2 é apresentado na Figura 5. O fluxo de calcário pastoso com oxigênio recebe a cor azul, a pasta de gesso é simbolizada pela cor verde, enquanto os jatos aspersores aparecem na cor laranja. O eliminador de névoa é caracterizado como a corrente cinza no final do tanque.

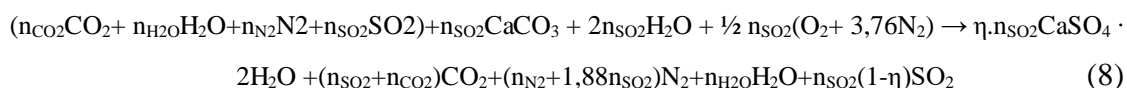
Figura 5: Diagrama ilustrativo do tanque absorvedor



Fonte: do autor

Os gases de combustão são admitidos no tanque absorvedor (4) ao mesmo tempo em que é adicionada a pasta de calcário (10), ar comprimido (12) e água de resfriamento (14). A pasta de calcário e oxigênio (15) é aspergida por meio de jatos (16) no ambiente com gases de combustão admitidos em contracorrente (4), que força a absorção do dióxido de enxofre pela pasta de calcário. Os gases limpos resultantes do processo (17) passam pelo eliminador de névoas, que retém os líquidos arrastados pelos gases. A descarga de gases filtrados (17) é aquecida após a passagem por um trocador de calor (18), e conduzida para o meio ambiente pela chaminé. O sulfato de cálcio ou gesso dihidratado resultante do processo (19) segue para a etapa de secagem.

A equação global que rege o sistema está descrita na Eq. (6), entretanto, nem todo o enxofre presente nos gases de combustão é retido no tanque absorvedor. De acordo com a eficiência de dessulfurização, parte é arrastada para a atmosfera junto aos gases limpos. A equação da reação global de dessulfurização baseada na eficiência do sistema é apresentada a seguir:



O processo foi dimensionado para retirar a quantidade de SO_2 presente nos gases resultante da combustão, seguindo a Eq. (7). Uma vez informada a fração de SO_2 na

mistura, pode-se calcular as frações correspondentes dos reagentes calcário, água e oxigênio. Na Eq. (8) os valores de n são os coeficientes estequiométricos definidos a partir da composição dos gases de combustão e η a eficiência de dessulfurização. Os gases de combustão são calculados considerando combustão completa do carvão, com quantidade de ar estequiométrica, e são previstos pelos quatro primeiros termos entre parênteses da Eq. (8).

O balanço de massa do tanque absorvedor é dado pelas Eq. (9) à (11), conforme segue.

$$\sum_{i=entrada} m_i = \sum_{j=saida} m_j \quad (9)$$

$$\sum_{i=entrada} m_i = m_{(4)} + m_{(14)} + m_{(10)} + m_{(12)} + m_{(28)} \quad (10)$$

$$\sum_{j=saida} m_j = m_{(19)} + m_{(17)} + m_{(água)} \quad (11)$$

A Eq. (10) determina o somatório das vazões mássicas de entrada no tanque absorvedor, formado pelos gases de combustão (4), água de resfriamento (14), pasta de calcário (10), ar comprimido (12) e gesso residual (28). Em relação a Eq. (11), define-se o somatório das vazões mássicas de saída, que engloba o gesso dihidratado (19), os gases limpos (17) e água, que sai junto ao gesso dihidratado.

Seguindo os mesmos pressupostos do balanço de massa, têm-se o balanço de energia do tanque absorvedor na Eq. (12):

$$Q = 0 = \varepsilon \Delta H_{reação}^o(T_o) + \sum_{entrada} \int_{T_e}^{T_o} m_e c p_e dT_e + \sum_{saida} \int_{T_o}^{T_s} m_s c p_s dT_s \quad (12)$$

O tanque absorvedor é considerado adiabático e o modelo assume que o processo ocorre à temperatura controlada T_o . A reação é exotérmica, o que faz com que a variação da entalpia seja negativa, e o parâmetro ε indica a extensão da reação, sendo igual a 1 para conversão completa do enxofre (TOMAZI et al., 2017).

3.1.5 Secagem do Gesso

O gesso dihidratado (19) resultante do processo de absorção é bombeado para o hidrociclone (20) para a primeira etapa de secagem. No hidrociclone ocorre a separação inicial sólido-líquido e um sistema secundário de filtro a vácuo é responsável pela remoção final de água. O produto rejeitado no filtro a vácuo (23) e no hidrociclone (22) segue para o tanque de pasta de gesso, enquanto a parte sólida recuperada é encaminhada para armazenamento no silo de gesso (24). O conteúdo do tanque de pasta de gesso passa pelo segundo hidrociclone (30), de onde a água é enviada para tratamento (32), e o gesso residual (28) do processo é encaminhado novamente ao tanque absorvedor.

3.1.6 Agitadores

Três agitadores estão presentes no sistema: o agitador do tanque de calcário, o agitador do tanque de pasta de gesso e o agitador do tanque absorvedor. O dimensionamento dos agitadores no presente trabalho seguiu duas linhas distintas, uma para os tanques de pasta de calcário e de gesso e outra para o tanque absorvedor.

A usina termelétrica de Charqueadas - RS¹, utiliza um tanque de mistura com razão de potência por volume igual a 126,1 W/m³. A razão potência por volume define a intensidade de agitação e não apresenta grande variação dentro do mesmo processo, por este motivo, o tanque de pasta de calcário e o tanque de pasta de gesso foram modelados de forma a manter a razão de potência por volume constante e igual a 126,1 W/m³, ou seja:

$$\frac{W}{V} = 126,1 \left[\frac{W}{m^3} \right] \quad (13)$$

Conhecido o volume do tanque, a potência é calculada a partir da Eq. (13). Desta forma, definiu-se uma condição padrão² com base nos dados disponíveis para determinação do volume do tanque. Esta condição padrão foi baseada no fato de que para uma vazão de 0,016 m³/s o volume do tanque é de 22 m³, sendo assim, para outras

¹ Informação fornecida pela empresa Engie.

² Informação fornecida pela empresa Engie.

condições de operação considerou-se o volume como linearmente dependente da condição padrão.

O tanque absorvedor, conforme descrito na seção 2.2.2, foi modelado como um CSTR ideal, em que se têm estado estacionário e velocidade uniforme (perfeitamente agitado). A primeira etapa da modelagem do tanque absorvedor consistiu na determinação do seu volume V_{tanque} (m³), dado pela Eq. (14), baseado na vazão de enxofre \dot{V}_{SO_2} (mN³/s) a ser tratada, segundo Eq. (15):

$$\dot{V}_{tanque} = \dot{V}_{SO_2} t_{res} \quad (14)$$

$$\dot{V}_{SO_2} = \dot{V}_{gases} fração_{so_2} \quad (15)$$

em que \dot{V}_{gases} é a vazão de gases de combustão (mN³/s), $fração_{so_2}$ é a fração molar de dióxido de enxofre presente nos gases de combustão e t_{res} o tempo de residência (s). O tempo de residência da reação, segundo Perry et al. (1999), é de 12 segundos.

Calculado o volume do tanque, utilizou-se a Eq. (1) para determinação da potência consumida pelo agitador. O número de potência N_p para condições de regime turbulento é constante e igual a 0,35 para o impelidor selecionado (hélice marinha). O diâmetro do impelidor foi definido como 1/3 do diâmetro do tanque, de acordo com Perry et al. (1999). Por sua vez, a massa específica da mistura presente no tanque absorvedor $\rho_{absorvedor}$, foi considerada como a média ponderada dos componentes da mistura. As massas específicas são dadas por $\rho_{gasescombustão}$ (1,325 kg/m³), $\rho_{água}$ (997 kg/m³), ρ_{slurry} (1125 kg/m³) e ρ_{gesso} (1521,84 kg/m³) (ALVES, 2013; PERRY et. al., 1999).

Para simulação do sistema FGD utilizou-se o *software Engineering Equation Solver* (EES) ^{®3}, um programa de solução de equações capaz de resolver numericamente sistemas de equações algébricas não lineares acopladas.

A Figura 6 apresenta a visão geral do sistema com os parâmetros de operação, as variáveis de entrada e as variáveis de saída por meio de um diagrama de blocos.

³ www.fchart.com

Figura 6: Diagrama de blocos do modelo de sistema FGD simulado



Fonte: do autor

Dois parâmetros importantes foram calculados para análise do sistema, sendo eles a razão de trabalho R_T e o impacto na geração da usina I_G . A razão de trabalho R_T é dada pela Eq. (16), conforme segue:

$$R_T = \frac{\dot{W}}{\dot{V}} \left[\frac{kW}{m^3/s} = \frac{kJ}{m^3_N} \right] \quad (16)$$

sendo \dot{W} o consumo total do sistema FGD e \dot{V} a vazão volumétrica dos gases de combustão.

A Eq. (17) traz o impacto na geração da usina (I_G):

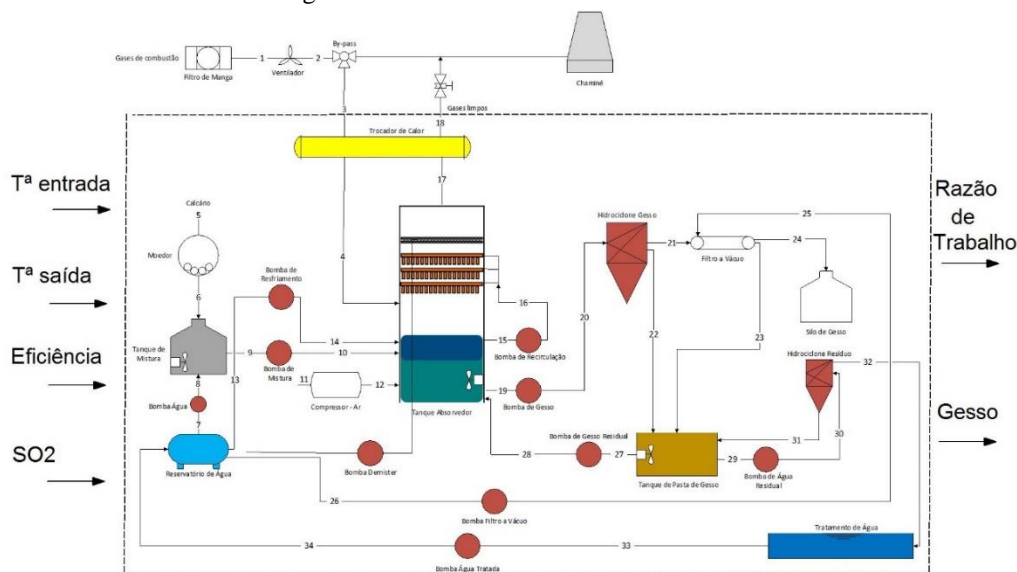
$$I_G = \frac{\left(\frac{\dot{W}}{1000} \right)}{C} 100[\%] \quad (17)$$

em que \dot{W} é o consumo total do sistema FGD e C a capacidade nominal da usina, e representa quanto da energia gerada é gasta para manter o sistema FGD em funcionamento.

3.2 Planejamento de Experimento Box-Behnken

O método de Planejamento de Experimento Box-Behnken foi escolhido para avaliar os parâmetros que exercem influência significativa nas variáveis de resposta do modelo. Os parâmetros de controle e de observação são relativos ao volume de controle associado ao modelo do sistema FGD, apresentado na Figura 7.

Figura 7: Volume de controle do modelo FGD



Fonte: do autor

Para o modelo proposto, os parâmetros de controle ou variáveis de entrada são a temperatura de entrada dos gases de combustão T_e ($^{\circ}\text{C}$), a temperatura de saída dos gases limpos T_s ($^{\circ}\text{C}$), eficiência de captura de enxofre do sistema η (%) e dióxido de enxofre presente nos gases de combustão x (fração molar). Os parâmetros de observação do sistema, ou variáveis de saída são a razão de trabalho e a quantidade de gesso formada por volume de gases de combustão.

Uma série de testes foram realizados a partir do modelo proposto em simulação, o que permite observar a reação do sistema as mudanças dos parâmetros de controle. Buscou-se ter como base dados existentes na literatura para plantas em operação de sistemas WFGD com calcário. Segundo Tsumita et al. (2007), a temperatura dos gases de combustão na entrada do sistema WFGD na central térmica de Waigaoqiao é de 127°C , enquanto outras usinas operam com temperaturas de 137°C a 148°C . A temperatura de operação do sistema e saída dos gases de combustão varia de 55°C a 65°C ⁴. A eficiência de dessulfurização das usinas é, de forma geral, a partir de 98% (KENNEY et al, 2011; CASTELLAN; CHAZAN; D'ÁVILA, 2003; SARGENT&LUNDY, 2003).

A partir da análise das variáveis significantes, o método possibilita a formulação de uma função que sintetiza o observado nos testes e permite calcular os parâmetros de observação por meio de uma equação algébrica.

⁴ Informação fornecida pela empresa Engie, proprietária da usina de Charqueadas.

Para simulação do modelo de Projeto de Experimento Box-Behnken utilizou-se o *software* Minitab 18[®], um programa voltado para fins de análise estatística de dados.

4 VERIFICAÇÃO DO MODELO

Nesta seção é apresentada a comparação dos resultados obtidos com o modelo simulado para sistemas FGD com usinas atualmente em operação.

4.1 Sistema de Dessulfurização de Gases de Combustão

A qualidade do carvão utilizado como combustível na usina termelétrica, juntamente com os parâmetros de operação do processo de combustão, determina a composição dos gases de combustão que chegam ao sistema de dessulfurização. Duas qualidades de carvão foram escolhidas para este trabalho. O primeiro, denominado carvão 1, é um carvão de baixa qualidade e alto conteúdo de enxofre, característico da Região Sul do Brasil (FALLAVENA, 2011). O carvão 3 é caracterizado como um carvão de alta qualidade, utilizado pela empresa ALSTOM (KENNEY et al; 2011). Uma composição não encontrada na literatura foi proposta no presente trabalho, chamado aqui de carvão 2, para testar situações intermediárias (MARRECO; PEREIRA JUNIOR; TAVARES, 2006).

A composição dos gases de combustão foi calculada por meio de uma rotina desenvolvida no Laboratório de Ensaio Térmicos e Aerodinâmicos (LETA) com o EES[®], baseada no balanço estequiométrico de reagentes e produtos, para determinação da quantidade de mol presente em 100 kg de combustível com umidade total percentual de 16% em massa, considerando-se combustão completa sem excesso de ar. O número de moles foi calculado dividindo-se a massa de cada componente pela sua massa molecular (HILSDORF et al., 2003).

A Tabela 1 sumariza as informações relativas à composição química do combustível e dos gases de combustão provenientes dos 3 tipos de carvão considerados.

Tabela 1: Análise Química dos Carvões

	Composição (percentual em massa, b.s.)					Gases de combustão (kmol, b.u.)				
	C	H	O	S	N	Cinzas	CO ₂	H ₂ O	N ₂	SO ₂
Carvão 1 (FALLAVEN A, 2011)	35,29	2,20	1,46	10,56	0,60	49,89	2,468	1,805	11,920	0,277
Carvão 2	45,05	2,97	8,50	6,34	0,65	36,49	3,151	2,126	13,980	0,166
Carvão 3 (KENNEY et al, 2011)	54,81	3,74	14,52	0,28	0,79	25,86	3,833	2,447	15,96	0,007

Fonte: do autor.

A Tabela 2 apresenta quatro cenários comparativos do modelo simulado com alteração das variáveis de entrada, conforme diagrama de blocos da Figura 6. Os três primeiros cenários variam a qualidade do carvão utilizado na usina, conforme Tabela 1, enquanto o último cenário varia a eficiência dos equipamentos. A vazão dos gases de combustão foi calculada por meio da lei dos gases ideais, enquanto que a capacidade da usina prevê o consumo de 100 kg/s de combustível em todos os cenários.

Tabela 2: Resultados do modelo para diferentes condições de operação

	Cenário 1	Cenário 2	Cenário 3	Cenário 4
Capacidade da Usina C (MW)	405	510	740	740
Vazão gases de combustão (m³N/h)	1,33E+06	1,57E+06	1,79E+06	1,79E+06
Temperatura de entrada dos gases de combustão (°C)	140,00	140,00	140,00	140,00
Temperatura de saída dos gases limpos (°C)	62,50	62,50	62,50	62,50
Carvão	1	2	3	3
Eficiência dos equipamentos (%)*	65,00	65,00	65,00	85,00
Eficiência do Sistema (%)	98,00	98,00	98,00	98,00
Consumo total do sistema FGD (kW)	8710	8475	7586	5580
Razão de trabalho R_T (kJ/m³)	23,58	19,43	15,26	11,68
Impacto na geração da usina I_G (%)	2,15	1,66	1,02	0,75

*Bombas, agitadores e compressor.

Fonte: do autor.

A Tabela 2 tem por objetivo principal apresentar a resposta do sistema à variação dos parâmetros de entrada, tendo como principais parâmetros de saída o impacto na geração da usina (I_G), consumo total do sistema FGD e a razão de trabalho (R_T).

A descrição do primeiro cenário é apresentada na Tabela 3, com o valor de consumo por equipamento, bem como o impacto no consumo total do sistema FGD.

Tabela 3: Consumo por equipamento do sistema - Cenário 1

Equipamento	Consumo (kW)	Impacto no Consumo Total
Bombas	4341,50	49,84%
Ventilador	1606,00	18,44%
Compressor de ar	1255,00	14,41%
Tanque absorvedor	1211,00	13,90%
Moedor	275,20	3,16%
Agitador 2	12,51	0,14%
Agitador 1	9,22	0,11%
Total:	8710,43	100,00%

Fonte: do autor.

Os grandes responsáveis pelo consumo do sistema FGD são as bombas, o compressor de ar, o tanque absorvedor e o ventilador. A somatória da potência consumida pelas 10 bombas em operação chega a quase 50% do consumo total do sistema. Por outro lado, ao analisar os equipamentos de forma individual, o ventilador ganha destaque devido ao consumo de quase 20%, enquanto o compressor de ar e o tanque absorvedor consomem aproximadamente 15% cada. O alto consumo do tanque absorvedor era esperado, por se tratar do principal equipamento da planta. Na sequência, seguem os equipamentos de menor impacto.

A Tabela 4 apresenta as condições de operação de cinco diferentes usinas WFGD com calcário.

Tabela 4: Dados de 5 usinas com sistemas de dessulfurização em operação

	TSUMITA et. al., 2007	SARGENT &LUNDY, 2002	GANSLEY, 2008	WU et al., 2017	FENG et al., 2014
	Usina 1	Usina 2	Usina 3	Usina 4	Usina 5
Capacidade da Usina (MW)	600	500	600	1200	600
Vazão gases de combustão ent. (m ³ N/h)	2,44E+06	2970	3,57E+06	-	2,11E+06
Temperatura de entrada dos gases de combustão (°C)	127,0	148,8	-	-	-
Temperatura de saída dos gases limpos (°C)	-	54,4	-	-	-
Quantidade de Enxofre	-	alta	alta	-	-
Eficiência dos equipamentos (%)	-	85	87 - 90	-	-
Eficiência do Sistema FGD (%)	-	98	98	-	-
Consumo total do FGD (kW)	6840	9056	11464	7204	6150
Razão de trabalho (kJ/m³)*	10,09	10976,97	11,57	13,84	10,48
Impacto na geração da usina IG (%)*	1,14	1,81	1,91	0,60	1,02

* Os valores reportados foram calculados pelo autor com base nas equações (16) e (17)

Fonte: do autor.

O conjunto incompleto de variável de dados é consequência da ausência de informações nas referências utilizadas. Ressalta-se, por exemplo, que a composição do carvão e dos gases de combustão não estavam disponíveis em nenhuma dessas referências. Esses fatores prejudicaram a comparação direta entre estas usinas.

As cinco usinas apresentam comportamento semelhante para o sistema FGD em operação. O único dado discrepante é a vazão de gases de combustão na Usina 2, que apresenta valor extremamente baixo. Por esse motivo, a razão de trabalho está acima da média, embora o impacto do sistema FGD no consumo da usina se mantenha dentro da faixa esperada.

Ao comparar os cenários previamente simulados neste trabalho (Tabela 2) com os dados de referência (Tabela 4), observa-se que os resultados estão de acordo e que o quarto cenário é o que melhor se aproxima das condições de saída dos sistemas de referência (Consumo total do FGD (kW), razão de trabalho (kJ/m³), impacto na geração da usina (%)).

5 CONSTRUÇÃO DA FUNÇÃO DE PENALIZAÇÃO ENERGÉTICA

Nesta seção são apresentados todos os resultados das análises efetuadas no decorrer do trabalho. A primeira proposta de análise considerou a eficiência de dessulfurização à 100%. Na sequência, a eficiência de dessulfurização recebeu o valor máximo de 99,99% e por fim, de 99,5%.

5.1 Planejamento de Experimento Box-Behnken

A primeira etapa do Planejamento de Experimento consistiu na determinação das faixas de operação dos parâmetros de controle, baseada em valores obtidos na literatura. A Tabela 5 apresenta as variáveis de controle, bem como os limites adotados.

Tabela 5: Faixa de variação dos parâmetros de controle do Planejamento de Experimento

	Limite Inferior	Valor Intermediário	Limite Superior
Tª entrada dos gases de combustão (°C)	120	140	160
Tª saída dos gases limpos (°C)	45,0	62,5	80,0
Eficiência de dessulfurização (%)	97,0	98,5	100,0
SO ₂ presente nos gases de combustão (fração molar)	0,0003	0,0085	0,0168

Fonte: do autor.

Os quatro parâmetros na Tabela 5 são utilizados na execução do DoE com Box-Behnken, conforme apresentado na Tabela 6.

Tabela 6: Modelo do Planejamento de Experimento

Planejamento de Experimento: Box-Behnken			
Fatores:	4	Réplicas:	1
Número de testes:	27	Testes totais:	27
Número de blocos:	1	Pontos centrais	3

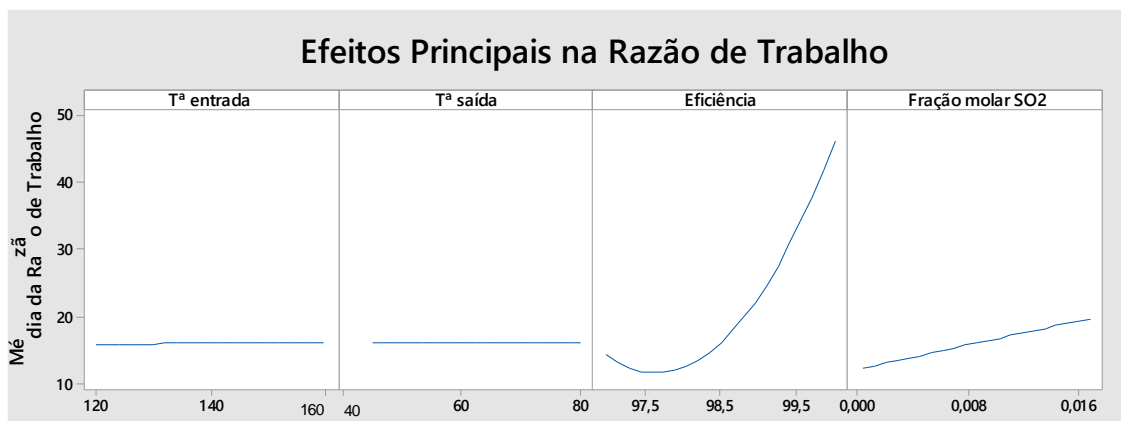
Fonte: do autor.

No total, foram realizados 27 testes por simulação, de acordo com a Eq. (7). Por se tratar de um modelo de simulação sem prática experimental, não se trabalhou com estudo de repetição (réplicas) nem com blocos.

5.1.1 Razão de Trabalho

A primeira análise consistiu na influência individual dos parâmetros de controle na razão de trabalho R_T , definida na Eq. (16). Os resultados são apresentados na Figura 8.

Figura 8: Efeitos principais dos parâmetros de controle na razão de trabalho para eficiência de dessulfurização máxima de 100%

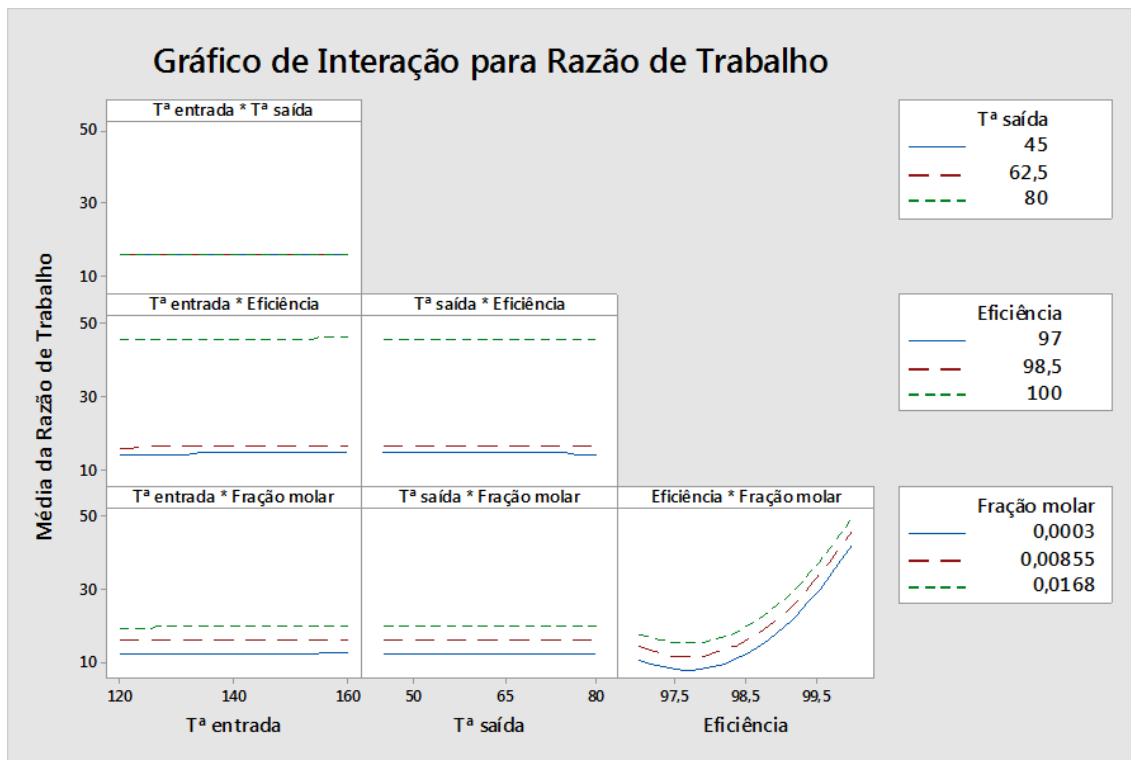


Fonte: do autor

A análise dos efeitos principais mostra que a variação da temperatura de entrada dos gases de combustão, e de saída dos gases limpos, não afetam a razão de trabalho. Em contrapartida, a razão de trabalho varia de forma estatisticamente significativa com a eficiência, parâmetro de maior efeito na variável de resposta. Como esperado, com o aumento da eficiência do sistema de dessulfurização maior o trabalho exigido por volume de gases de combustão. Nota-se ainda que R_T é linearmente dependente da quantidade de dióxido de enxofre SO_2 , o que condiz com o previsto, uma vez que o sistema foi modelado de forma a se adequar à quantidade de enxofre presente nos gases de combustão.

As interações entre os efeitos combinados dos parâmetros podem ser observadas na Figura 9.

Figura 9: Interação entre os efeitos dos parâmetros sobre a razão de trabalho para eficiência de dessulfurização máxima de 100%



Fonte: do autor

A influência dos parâmetros é observada devido à sua forte contribuição às alterações na razão de trabalho. A variação da temperatura de entrada e de saída na R_T não é estatisticamente significativa, mesmo que variando os parâmetros de forma conjunta. A eficiência e a quantidade de dióxido de enxofre influenciam de forma expressiva a R_T , como esperado após os resultados apresentados na Figura 8. Ainda assim, percebe-se que mesmo combinada a outros parâmetros, a influência da eficiência é predominante. A interseção entre duas ou mais linhas do gráfico ocorre quando os parâmetros interagem mutuamente, entretanto, este não é o caso para a interação entre a eficiência e a quantidade de dióxido de enxofre.

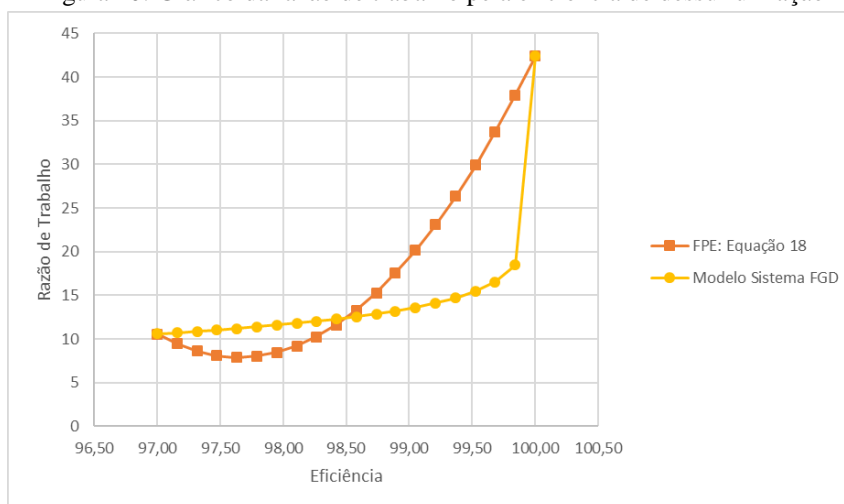
A próxima etapa do DoE consistiu em formular uma equação algébrica capaz de expressar a razão de trabalho R_T com base nos parâmetros de controle do modelo. Essa equação algébrica é chamada de Função de Penalização Energética (FPE). A FPE obtida para esta etapa do trabalho é apresentada na Eq. (18):

$$R_T = 59751,2 + 0,01175 T_e - 0,0048 T_s - 1223,54 \eta + 247,7 x + 0,000019 T_e * T_e + 0,000004 T_s * T_s + 6,26444 \eta * \eta - 165,3 x * x - 0,000083 T_e * \eta + 2,02 \eta * x \quad (18)$$

A influência de cada parâmetro de controle é dada pelas variáveis individuais, enquanto que a interação entre variáveis é representada pelo produto cruzado dos parâmetros. Interações não influentes recebem coeficiente igual a zero, como é o caso da interação entre a temperatura de entrada e a temperatura de saída.

A FPE com base na R_T foi testada para faixas dos parâmetros de controle, o que possibilita a comparação dos valores obtidos com a FPE com os do modelo simulado. O resultado é apresentado na Figura 10.

Figura 10: Gráfico da razão de trabalho pela eficiência de dessulfurização



Fonte: do autor

Os parâmetros de controle obedeceram aos limites descritos na Tabela 5, e a eficiência foi escolhida como variável independente em função de sua relevância. Na Figura 10 percebe-se que os valores finais e iniciais das duas curvas são bastante próximos, entretanto, os valores intermediários apresentam divergência percentual relativa nos resultados de até 105,25%. A curva para o modelo simulado segue a mesma tendência de crescimento até valores de eficiência próximos a 100%, quando a R_T sobe drasticamente. Por outro lado, a equação algébrica mantém a mesma tendência de crescimento durante toda a curva, o que faz com que a divergência percentual em eficiências próximas a 100% cresça de forma expressiva.

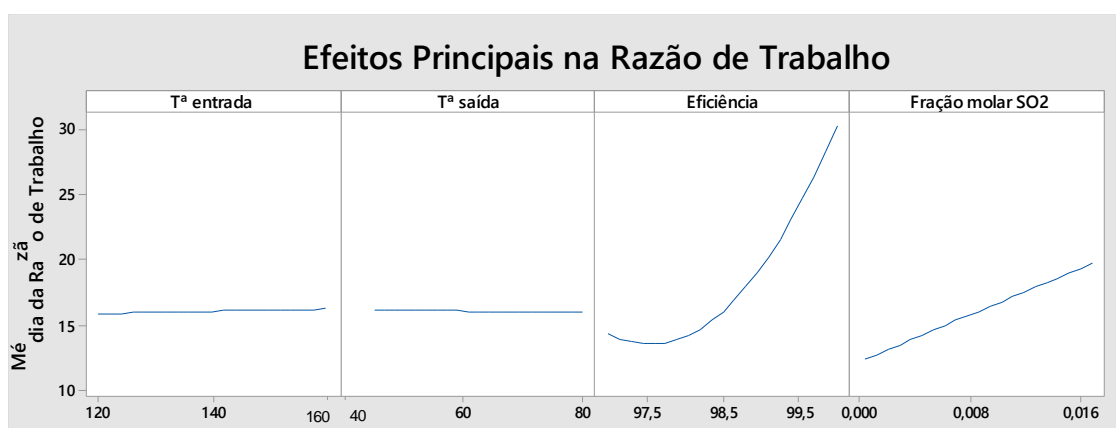
Segundo conversas interpessoais com o Prof. Farenzena⁵, eficiências de dessulfurização máximas não chegam a atingir 100% de eficiência, pois os gases limpos sempre saem com uma concentração residual de enxofre. Dessa forma, a segunda etapa

⁵ Comunicação interpessoal com o Prof. Marcelo Farenzena, na Universidade Federal do Rio Grande do Sul (UFRGS) – Departamento de Engenharia Química, em outubro de 2017.

do Projeto de Experimento Box-Behnken considerou eficiência máxima de dessulfurização de 99,99%.

Em função dessa observação, foi realizada uma nova análise da influência individual dos parâmetros de controle na R_T . Os resultados são apresentados na Figura 11.

Figura 11: Efeitos principais dos parâmetros de controle na razão de trabalho para eficiência de dessulfurização máxima de 99,99%

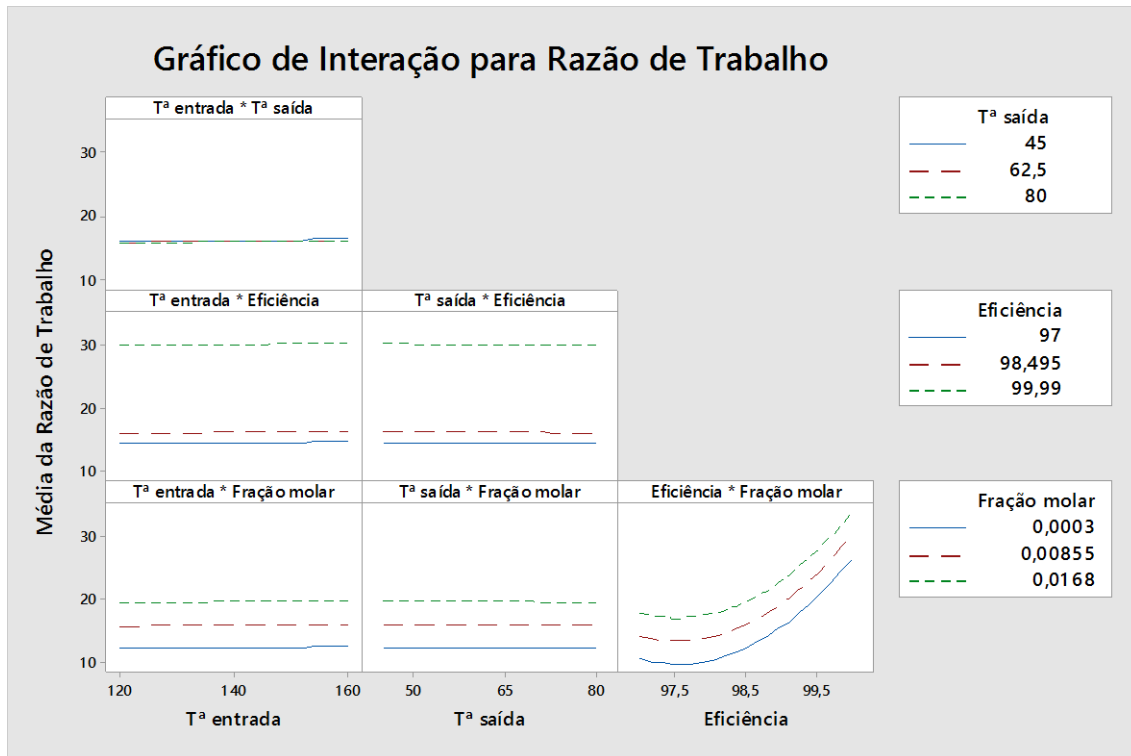


Fonte: do autor

Como observado na primeira análise, a variação da temperatura de entrada e de saída do modelo não afeta a R_T . A eficiência se mantém como parâmetro mais influente, seguida da quantidade de dióxido de enxofre.

As interações entre os efeitos combinados dos parâmetros podem ser observadas na Figura 12.

Figura 12: Interação entre os efeitos dos parâmetros de controle sobre a razão de trabalho para eficiência de dessulfurização máxima de 99,99%



Fonte: do autor.

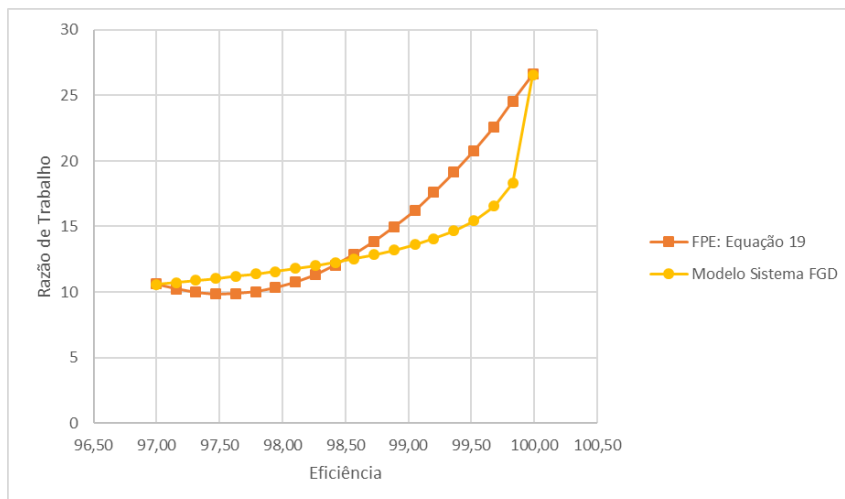
O comportamento da R_T frente a alteração das variáveis de controle se manteve de acordo com o observado para a eficiência máxima de 100%. A variação da temperatura de entrada e de saída não exercem influência expressiva na razão de trabalho, enquanto que a eficiência e a quantidade de enxofre influenciam significativamente.

Uma nova FPE foi formulada a partir das análises dos parâmetros de influência para eficiência de dessulfurização máxima de 99,99%. O resultado é dado pela Eq. (19):

$$R_T = 26371,9 + 0,00767 T_e - 0,00324 T_s - 540,548 \eta + 229,3 x + 0,000004 T_e * T_e - 0,000007 T_s * T_s + 2,77085 \eta * \eta - 232,6 x * x - 0,0173 T_s * x + 2,230 \eta * x \quad (19)$$

A Figura 13 mostra o comportamento da R_T em função da eficiência a partir dos resultados obtidos com a FPE representada pela Eq. (19) e o modelo simulado.

Figura 13: Gráfico da razão de trabalho pela eficiência de dessulfurização

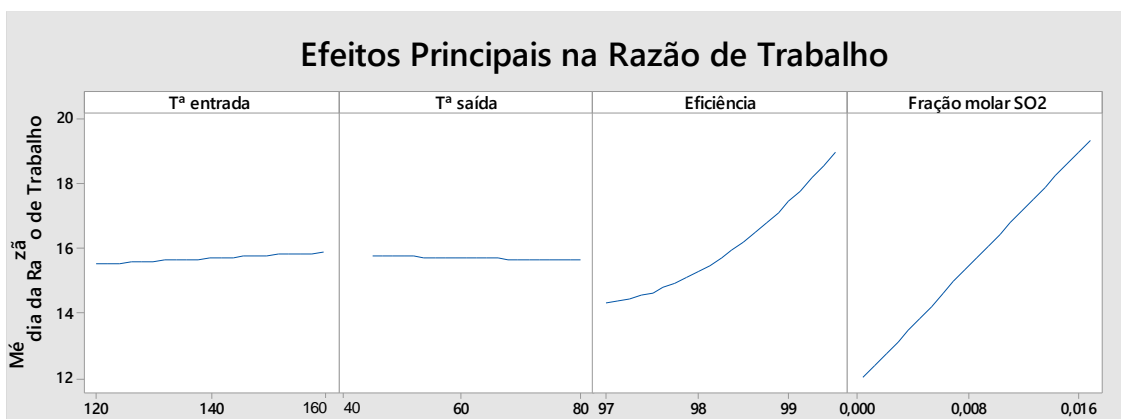


Fonte: do autor.

Os valores iniciais e finais das curvas se mantêm próximos, entretanto, o valor máximo da R_T passa a ser de 26,62 kJ/m³. A diminuição no valor da R_T para eficiência máxima de 99,99% fez com que a FPE fornecida pela Eq. (19) se ajuste melhor ao modelo simulado. A diferença percentual relativa entre os valores obtidos é de até 36,62%.

Uma nova simulação para eficiência de dessulfurização máxima de 99,5% foi realizada, haja vista a expressiva diferença entre os resultados alcançados para a eficiência de dessulfurização máxima de 100% e 99,99%. A Figura 14 apresenta os resultados alcançados.

Figura 14: Efeitos principais dos parâmetros de controle na razão de trabalho para eficiência de dessulfurização máxima de 99,5%



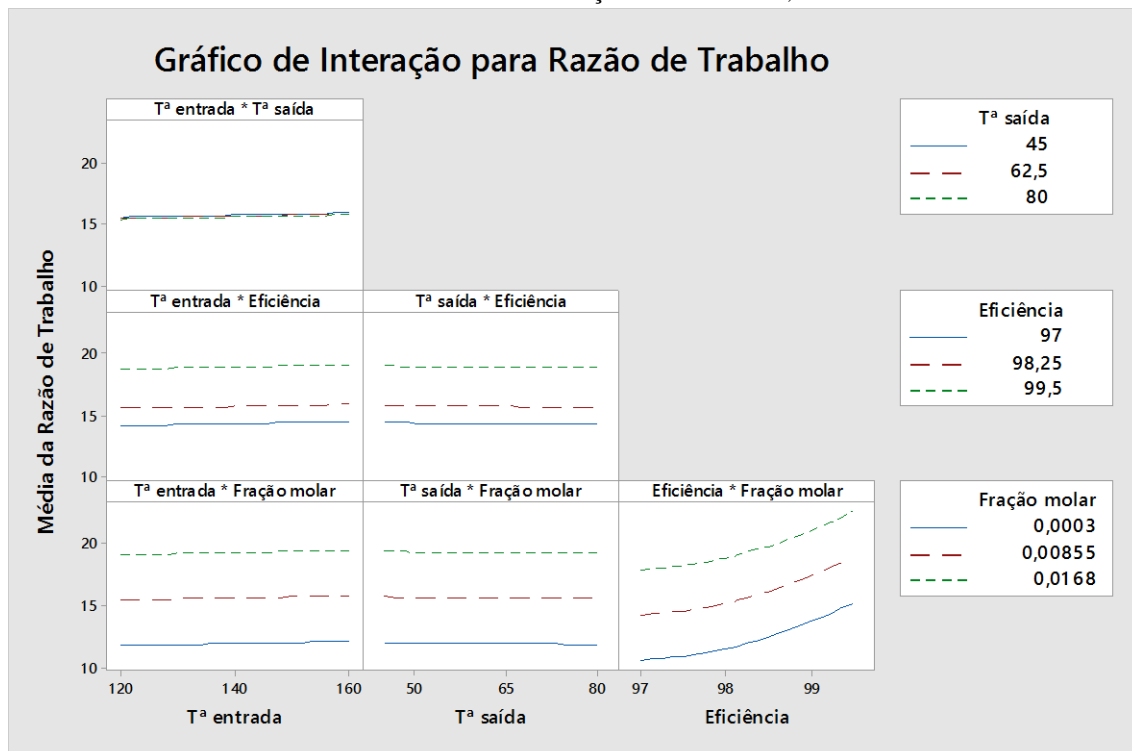
Fonte: do autor.

Em oposição ao observado nos casos anteriores, os resultados apontam para o conteúdo de dióxido de enxofre como parâmetro mais influente na R_T . Eficiências de

aproximadamente 100% causam um aumento drástico na quantidade de trabalho requerida, como foi possível observar nas seções anteriores. A variação das temperaturas de entrada e de saída dos gases de combustão se mantém como estatisticamente não significativos.

As interações entre os efeitos combinados dos parâmetros são apresentadas na Figura 15.

Figura 15: Interação entre os efeitos dos parâmetros de controle sobre a razão de trabalho para eficiência de dessulfurização máxima de 99,5%



Fonte: do autor.

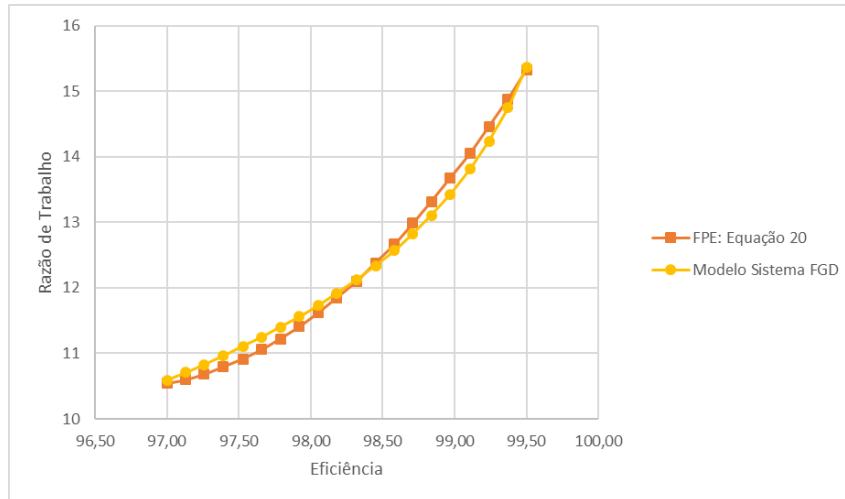
A variação da temperatura de entrada e de saída na razão de trabalho não são estatisticamente significativas, apesar de se observar uma sutil diferença na interferência das temperaturas com a eficiência. O enxofre é a variável de controle mais influente na R_T , o que se justifica pela ausência dos pontos extremos obtidos com eficiências muito próximas de 100%.

Por fim, formulou-se uma nova FPE baseada em eficiências de dessulfurização máximas de 99,5%, conforme Eq. (20):

$$R_T = 5760,44 + 0,01735 T_e - 0,00314 T_s - 118,884 \eta + 233,1 x + 0,000006 T_e * T_e + 0,6144 \eta * \eta - 183,7 x * x - 0,000007 T_e * T_s - 0,0001 T_e * \eta - 0,0173 T_s * x + 2,182 \eta * x \quad (20)$$

A comparação dos resultados obtidos para a FPE e o modelo simulado é apresentada na Figura 16.

Figura 16: Gráfico da razão de trabalho pela eficiência de dessulfurização



Fonte: do autor

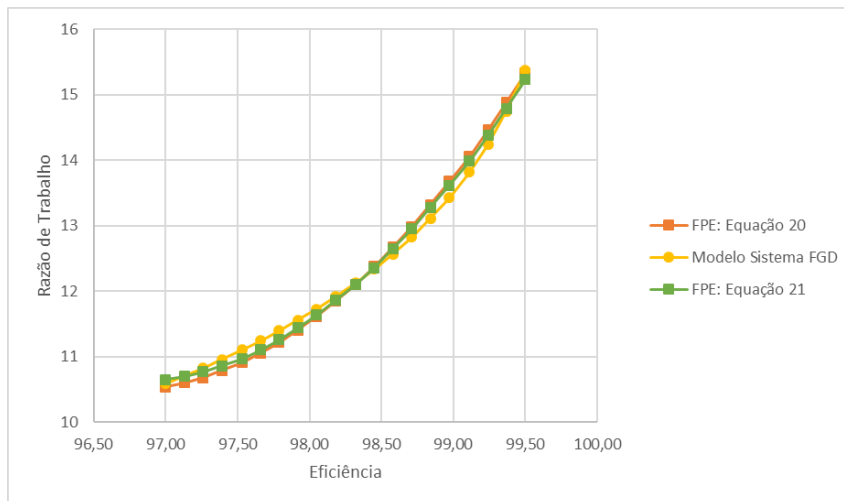
A eficiência de 99,5% resultou em R_T máximas de 15,37 kJ/m³, de modo que a Eq. (20) não sofreu influência dos dados extremos e conseguiu um ajuste melhor ao modelo. O modelo simulado e a FPE apresentam diferenças percentuais máximas de 1,86%.

A Eq. (20) foi formulada a partir das variáveis de controle apresentadas na Tabela 5, entretanto, as análises desenvolvidas no decorrer desta seção mostraram que a variação da temperatura de entrada e de saída não influenciam significativamente a R_T . À vista disso, as temperaturas de entrada (T_e) e de saída (T_s) foram substituídas na Eq. (20) por seus valores intermediários de 140 °C e 62,5°C, respectivamente. A FPE simplificada é representada pela Eq. (21):

$$R_T = 5762,73 - 118,884 \eta + 233,1 x + 0,6144 \eta * \eta - 183,7 x * x - 0,014 \eta - 1,08125 x + 2,182 \eta * x \quad (21)$$

Testes similares foram realizados para comparação da Eq. (20), Eq. (21) e o modelo simulado. Os resultados são apresentados na Figura 17.

Figura 17: Gráfico da razão de trabalho pela eficiência de dessulfurização

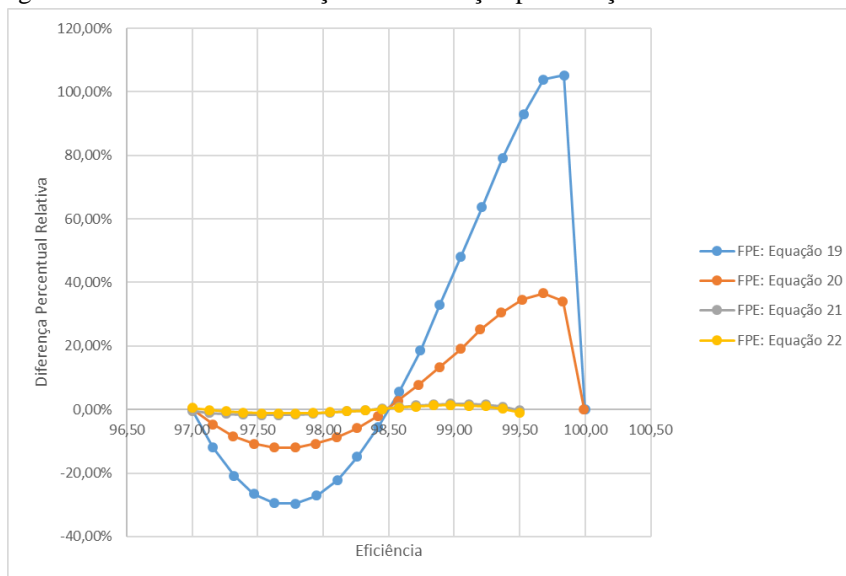


Fonte: do autor

É possível observar que as curvas seguem a mesma tendência. As funções penalização dadas pela Eq. (20) e a Eq. (21) estão praticamente sobrepostas, o que comprova a veracidade das análises realizadas anteriormente. As divergências máximas relativas das Eq. (20) e (21) com os dados do modelo simulado são de 1,86% e 1,41%, respectivamente. A Eq. (21) apresentou divergências percentuais menores frente ao modelo simulado, o que se explica pelo fato de que a Eq. (20) respeita os pontos finais e iniciais do modelo, o que não ocorre com a Eq. (21).

A Figura 18 apresenta a diferença percentual entre as FPE formuladas nas três etapas do trabalho e o modelo simulado.

Figura 18: Gráfico das diferenças entre a função penalização e o modelo simulado



Fonte: do autor

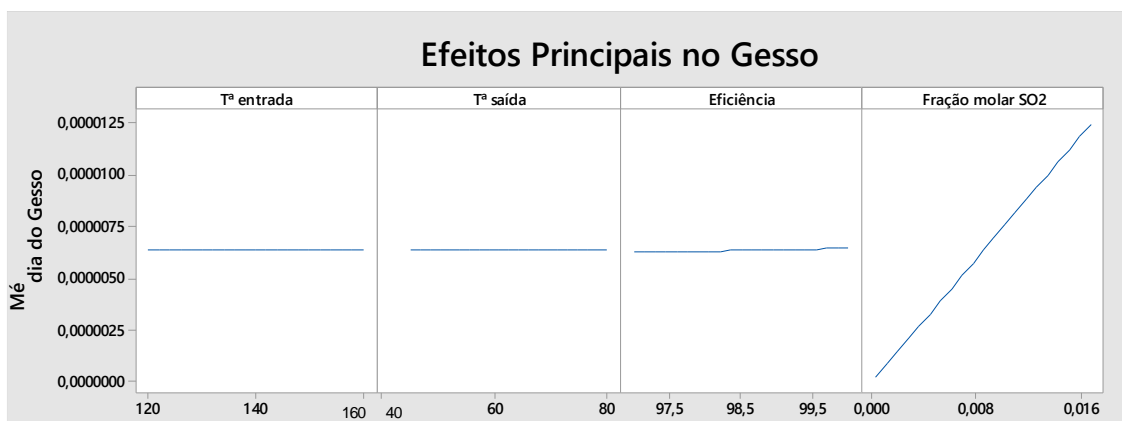
A Figura 18 exibe a evolução do ajuste das funções penalização energética. A Eq. (19), que considerou o intervalo da eficiência de 97% a 100%, chegou a diferença percentual máxima de 105,25%. Na segunda etapa, a diferença percentual não ultrapassou 36,62%, menos da metade da diferença obtida anteriormente. Por sua vez, as Eq. (20) e (21) apresentaram diferenças percentuais máximas relativas de 1,86 e 1,41%, respectivamente, comprovando o ajuste ao modelo simulado.

A Eq. (21) caracteriza-se como a FPE que melhor se ajustou ao modelo. Conhecida a eficiência do sistema e a quantidade de dióxido de enxofre presente nos gases de combustão, permite mensurar a quantidade de energia necessária para operação do sistema FGD por volume de gases de combustão.

5.1.2 Gesso

A variável gesso representa a quantidade produzida desse produto por volume de gases de combustão, dada em (kg/m_N^3). Os resultados da influência dos parâmetros de entrada no gesso são apresentados na Figura 19.

Figura 19: Efeitos principais dos parâmetros de controle no gesso

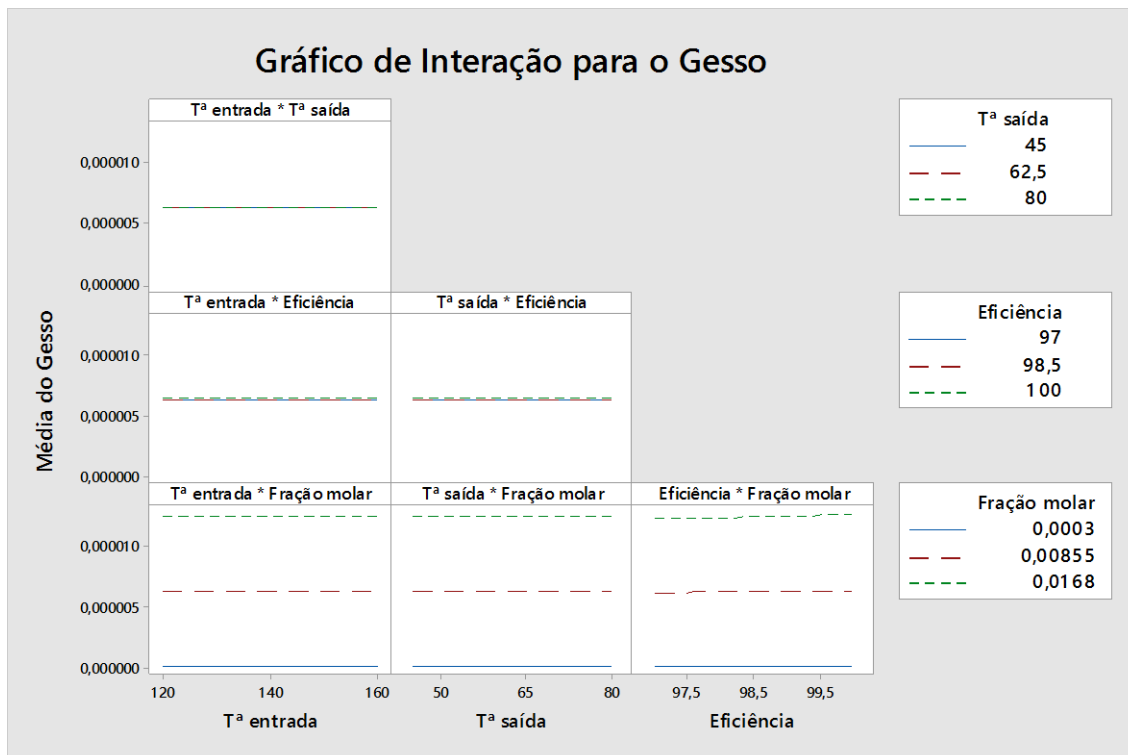


Fonte: do autor

A análise dos efeitos principais indica que a variação da temperatura de entrada e de saída do modelo não afeta a quantidade de gesso formada. O mesmo comportamento é observado com a variação da eficiência, representada como uma linha reta no gráfico de eficiência *versus* gesso. Observa-se ainda que o gesso é linearmente dependente da quantidade de dióxido de enxofre nos gases de combustão, em concordância com o esperado, visto que o processo de remoção do enxofre resulta na formação de gesso. Dessa forma, a concentração de dióxido de enxofre apresenta influência positiva na quantidade de gesso, com o aumento da concentração de dióxido de enxofre aumenta-se a quantidade de gesso formada.

As interações entre os efeitos combinados dos parâmetros podem ser observadas na Figura 19.

Figura 19: Interação entre os efeitos dos parâmetros de controle sobre o gesso



A interação dos parâmetros e a variação de forma conjunta não é significativa na variável de resposta Gesso, com exceção da quantidade de enxofre.

O gesso é um resíduo do processo de dessulfurização de gases de combustão por via úmida com calcário, entretanto, possui valor comercial e serve como fonte de renda para a usina.

6 CONCLUSÃO

O presente trabalho foi realizado a partir de um modelo de simulação para sistemas de dessulfurização de gases de combustão que já estava em desenvolvimento no Laboratório de Ensaios Térmicos e Aerodinâmicos LETA da UFRGS. Esse modelo foi refinado para a inclusão da eficiência variável de retirada de SO_2 da corrente de gases de combustão, e seu comportamento geral foi verificado frente a dados da literatura.

Os resultados obtidos com o modelo do sistema FGD comprovaram que apesar da carência de dados sobre as usinas em funcionamento, o modelo se adequou aos resultados disponíveis na literatura. Foram simulados quatro cenários, dentre eles observou-se que o quarto cenário foi o que melhor se aproximou das condições de saída dos sistemas de

referência. O consumo total do sistema FGD para o quarto cenário, apresentado na Tabela 2, foi de 5580 kW, com razão de trabalho de 11,68 kJ/m_N³ e impacto na geração da usina de 0,75%.

O método de Planejamento de Experimento Box-Behnken foi empregado para analisar a influência dos parâmetros de entrada do modelo nas variáveis de resposta e gerar equações de ajuste que permitiram reproduzir o comportamento previsto pelo modelo de simulação. As entradas selecionadas foram a temperatura de entrada dos gases de combustão, a temperatura de saída dos gases limpos, a eficiência de dessulfurização e o dióxido de enxofre presente nos gases de combustão, e as variáveis de resposta foram a razão de trabalho e o gesso.

Os resultados mostraram que a razão de trabalho respondeu principalmente às variações da eficiência e da quantidade de dióxido de enxofre, enquanto que a produção de gesso sofreu interferência positiva exclusivamente da quantidade de dióxido de enxofre. Tendo em vista parâmetros de projeto de uma planta de dessulfurização, torna-se perceptível que o foco deve ser dado ao combustível utilizado e a eficiência do sistema.

As simulações comprovam que a função de penalização se adapta bem ao modelo simulado para eficiências de 97% a 99,5%, e o melhor resultado para a diferença percentual máxima relativa entre os valores obtidos com o modelo simulado e a FPE foi de 1,41%.

A Função de Penalização Energética foi elaborada a partir de parâmetros fundamentais de projeto, e sua importância se reflete no apoio à tomada de decisão em empresas do setor. A estimativa do impacto gerado no consumo de energia elétrica a partir da mudança do teor de enxofre do combustível ou da eficiência de dessulfurização necessária para cumprir a legislação ambiental vigente permite estimar o quanto essa mudança impactará nos seus custos de operação. O diferencial se apresenta na capacidade de substituir um modelo complexo por uma equação fácil de ser utilizada.

REFERÊNCIAS

ABBASZADEH, Ahmad. Analytical and FEM Design of Mixing System in STR Biodiesel Production. **Advances in Environmental Biology**. Tehran, p. 325-334. mar. 2014.

ALVES, Magda Silva. **Controlo de Qualidade do Gesso – Produto do Processo de Dessulfuração dos Gases de Combustão na Central Termoeletrica do Pego**. 2013. 148 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Tecnologia Química, Escola Superior de Tecnologia de Tomar, Tomar, 2013.

BATES, Robert L.; FONDY, Philip L.; FENIC, John G. Impeller Characteristics and Power. **Mixing**, [s.l.], p.111-178, 1966. Elsevier. <http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-12-395633-0.50008-9>.

BRASIL ENERGIA. Rio de Janeiro: Brasil Energia, n. 406, set. 2014.

BROGREN, Charlotte; KARLSSON, Hans T. A Model for Prediction of Limestone Dissolution in Wet Flue Gas Desulfurization Applications. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [s.l.], v. 36, n. 9, p.3889-3897, set. 1997. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/ie970030j>.

CASTELLAN, J.I.; CHAZAN, D. T.; D'ÁVILA, M. L. Dessulfuração em Termoeletricas a Carvão O Caso da Usina de Candiota II. In: CONGRESSO DE INOVAÇÃO TECNOLÓGICA EM ENERGIA ELÉTRICA, 2., 2003, Salvador. **Anais...** Salvador: Citenel, 2003. p. 330 - 338.

ESTADÃO. São Paulo, 29 set. 2017. Disponível em: <<http://sustentabilidade.estadao.com.br/noticias/geral,producao-de-energia-eletrica-no-brasil-polui-cada-vez-mais,70002021234>>. Acesso em: 10 nov. 2017.

FALLAVENA, Vera Lucia Vargas. **DETERMINAÇÃO DA MATÉRIA MINERAL POR TRATAMENTO TÉRMICO E DOS TEORES DE FORMAS DE ENXOFRE POR PEROXIDAÇÃO DO CARVÃO BRASILEIRO**. 2011. 168 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia e Tecnologia de Materiais, Pontifícia Universidade Católica do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2011.

FENG, Chao et al. Comparative life cycle environmental assessment of flue gas desulphurization technologies in China. **Journal Of Cleaner Production**, [s.l.], v. 68, p.81-92, abr. 2014. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2013.10.023>.

FERREIRA, S.l.c. et al. Box-Behnken design: An alternative for the optimization of analytical methods. **Analytica Chimica Acta**, [s.l.], v. 597, n. 2, p.179-186, ago. 2007. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.aca.2007.07.011>.

GANSLEY, Ray. **Wet FGD System Overview and Operation**. WPCA Wet FGD Seminar, 2008. 62 slides, color. Alstom. Disponível em: <http://wpcainfo/pdf/presentations/Orlando_Dec2008/3-WFGD%20Overview%20and%20Operation1.pdf>. Acesso em: 21 nov. 2017

HILSDORF, Jorge Wilson et al. **Química Tecnológica**. São Paulo: Cengage Learning, 2003. 348 p.

KENNEY, J. R. et al. **SO₃ Emissions From a Tangentially-Fired Pilot Scale Boiler Operating Under Oxy-Combustion Conditions**. IEAGHG Special Workshop on Oxyfuel Combustion, 2011. 28 slides, color. Alstom. Disponível em: <http://www.ieaghg.org/docs/General_Docs/TSB_Oxyfuel/03%20-%20James%20Kenney.pdf>. Acesso em: 05 nov. 2017

KIIL, Søren; MICHELSEN, Michael L.; DAM-JOHANSEN, Kim. Experimental Investigation and Modeling of a Wet Flue Gas Desulfurization Pilot Plant. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [s.l.], v. 37, n. 7, p.2792-2806, jul. 1998. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/ie9709446>. Disponível em: <<http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie9709446>>. Acesso em: 25 out. 2017.

LORENZEN, Thomas J.; ANDERSON, Virgil L. **Design of Experiments: A no-name approach**. Nova Iorque: Marcel Dekker, 1993. 139 v. Disponível em: <[https://books.google.com.br/books?id=KzWwSso_izEC&printsec=frontcover&dq=design+of+experiments&hl=pt-BR&sa=X&ved=0ahUKEwj_4mU8sPXAhVHjJAKHaB9BZwQ6AEIJzAA#v=onepage&q=design of experiments&f=false](https://books.google.com.br/books?id=KzWwSso_izEC&printsec=frontcover&dq=design+of+experiments&hl=pt-BR&sa=X&ved=0ahUKEwj_4mU8sPXAhVHjJAKHaB9BZwQ6AEIJzAA#v=onepage&q=design%20of%20experiments&f=false)>. Acesso em: 27 nov. 2017.

MARRECO, Juliana de M.; PEREIRA JUNIOR, Amaro; TAVARES, Marina E. Perspectivas para a geração termelétrica a carvão. **Revista Brasileira de Energia**, [s.l.], v. 12, n. 2, p.1-10, 2006. Disponível em: <<http://new.sbpe.org.br/revista/volume-12-no02-ano-2006/>>. Acesso em: 20 nov. 2017.

MINITAB. **Introdução ao Minitab 18**. 2017. Disponível em: <https://www.minitab.com/uploadedFiles/Documents/getting-started/MinitabGettingStarted_PT.pdf>. Acesso em: 15 nov. 2017.

OLAUSSON, Stefan; WALLIN, Mats; BJERLE, Ingemar. A model for the absorption of sulphur dioxide into a limestone slurry. **The Chemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 51, n. 2, p.99-108, abr. 1993. Elsevier BV. [http://dx.doi.org/10.1016/0300-9467\(93\)80016-h](http://dx.doi.org/10.1016/0300-9467(93)80016-h).

ORTIZ, F.j. Gutiérrez. A simple realistic modeling of full-scale wet limestone FGD units. **Chemical Engineering Journal**, [s.l.], v. 165, n. 2, p.426-439, 1 dez. 2010. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.cej.2010.09.016>.

PAUL, Edward L.; ATIEMO-OBENG, Victor A.; KRESTA, Suzanne M. **Handbook of industrial mixing: science and practice**. New Jersey: John Wiley & Sons, 2004. Disponível em: <https://books.google.com.br/books?id=s4SrmvEc7QC&pg=PA547&lpg=PA547&dq=MIXING+AND+AGITATION&source=bl&ots=56Imhd77sS&sig=FLWEQQOISJPeSkTk3amZh_pT3-I&hl=pt-BR&sa=X&ved=0ahUKEwj32dPb6sPXAhWBgZAKHdLgBMQ4FBD0AQhIMAM#v=snippet&q=propeller&f=false>. Acesso em: 06 nov. 2017.

PERRY, Robert H. (Ed.). **Perry's Chemical Engineers' Handbook**. 7. ed. New York: Mcgrawhill, 1999.

RUBIN, Edward S.; NGUYEN, Due G. Energy Requirements of a Limestone FGD System. **Journal Of The Air Pollution Control Association**, [s.l.], v. 28, n. 12, p.1207-1212, dez. 1978. Informa UK Limited.
<http://dx.doi.org/10.1080/00022470.1978.10470728>.

SANTOS, Fabiane Binsfeld Ferreira dos. **Dissolução do calcário no processo de dessulfurização de gases de combustão – abordagem experimental e numérica**. 2007. 149 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2007.

SARGENT&LUNDY. **Wet flue gas desulfurization technology evaluation**. Chicago, 2002. 50 p.

SOUZA, Valmir Zacarias de. **Otimização dos parâmetros de controle de um processo de fabricação de latas: uma abordagem 6 sigma**. 2002. 76 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia de Produção, Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, 2002.

SRIVASTAVA, Ravi K.; JOZEWICZ, Wojciech; SINGER, Carl. SO₂ Scrubbing Technologies: A Review. **Environmental Progress**, [s.l.], v. 20, n. 4, p.219-228, dez. 2001.

TSUMITA, Yoshimitsu et al. Operation Results of IHI Flue Gas Desulfurization System – Phase 1 Units Nos. 1 & 2 (300 MW each) of Waigaoqiao Thermal Power Station for Shanghai Electric Power –. **Engineering Review**. p. 74-82. ago. 2007. Disponível em: <https://www.ihl.co.jp/var/ezwebin_site/storage/original/application/ff93692d24bd5d113535dd2d1d13a4d4.pdf>. Acesso em: 05 nov. 2017.

TISSOT, Rita Clarice Machado. **Estudo da dispersão de material particulado (pts), emitido pela usina termelétrica de charqueadas**. 2010. 114 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Sensoriamento Remoto, Centro Estadual de Pesquisa em Sensoriamento Remoto e Meteorologia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2010.

TOMAZI, Jakeline Osowski; MARQUES, Augusto Delavald; SCHNEIDER, Paulo Smith. A first approach for the Energy consumption of a limestone flue gas desulfurization (FGD) system. In: EFFICIENCY, COST, OPTIMIZATION, SIMULATION AND ENVIRONMENTAL IMPACT OF ENERGY SYSTEMS, 30., 2017, San Diego. **Proceedings...** San Diego: Ecos, 2017

UHL, Vincent W.; GRAY, Joseph B. Introduction. **Mixing**, [s.l.], p.1-5, 1966. Elsevier.
<http://dx.doi.org/10.1016/b978-0-12-395633-0.50006-5>

WARYCH, Jerzy; SZYMANOWSKI, Marek. Model of the Wet Limestone Flue Gas Desulfurization Process for Cost Optimization. **Industrial & Engineering Chemistry**

Research, [s.l.], v. 40, n. 12, p.2597-2605, jun. 2001. American Chemical Society (ACS). <http://dx.doi.org/10.1021/ie0005708>.

WU, Xuecheng et al. Comparative life cycle assessment and economic analysis of typical flue-gas cleaning processes of coal-fired power plants in China. **Journal Of Cleaner Production**, [s.l.], v. 142, p.3236-3242, jan. 2017. Elsevier BV. <http://dx.doi.org/10.1016/j.jclepro.2016.10.146>.