

UNIVERSIDADE FEDERAL DE ALFENAS

**OTAVIO MAPELLI MARTINS
VENÂNCIO R.M.R E OLIVEIRA**

**MODELAGEM ENERGÉTICA DO PROCESSO DE CALCINAÇÃO DA ALCOA
POÇOS, UTILIZANDO O EXCEL PARA ESTUDO DE IMPACTO DAS PRINCIPAIS
VARIÁVEIS DE PROCESSO**

POÇOS DE CALDAS/MG

2026

**OTAVIO MAPELLI MARTINS
VENÂNCIO R.M.R E OLIVEIRA**

**MODELAGEM ENERGÉTICA DO PROCESSO DE CALCINAÇÃO DA ALCOA
POÇOS, UTILIZANDO O EXCEL PARA ESTUDO DE IMPACTO DAS PRINCIPAIS
VARIÁVEIS DE PROCESSO**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado
como parte dos requisitos para obtenção do título
de Bacharel em Engenharia Química pela
Universidade Federal de Alfenas.

Orientador: Prof. Dr. Marcos Vinícius Rodrigues

POÇOS DE CALDAS/MG

2026

Sistema de Bibliotecas da Universidade Federal de Alfenas
Biblioteca Campus Poços de Caldas

Martins, Otavio Mapelli.

Modelagem energética do processo de calcinação da Alcoa Poços, utilizando Excel para estudo de impacto das principais variáveis de processo em energia / Otavio Mapelli Martins, Venâncio R.M.R E Oliveira. - Poços de Caldas, MG, 2026.

62 f. : il. -

Orientador(a): Marcos Vinícius Rodrigues.

Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Engenharia Química) - Universidade Federal de Alfenas, Poços de Caldas, MG, 2026.

Bibliografia.

1. Calcinação. 2. Alumina. 3. Balanço. 4. Energia. 5. Modelagem. I. E Oliveira, Venâncio R.M.R. II. Rodrigues, Marcos Vinícius, orient. III. Título.

**OTAVIO MAPELLI MARTINS
VENÂNCIO R.M.R E OLIVEIRA**

**MODELAGEM ENERGÉTICA DO PROCESSO DE CALCINAÇÃO DA ALCOA
POÇOS, UTILIZANDO O EXCEL PARA ESTUDO DE IMPACTO DAS PRINCIPAIS
VARIÁVEIS DE PROCESSO EM ENERGIA**

O Presidente da banca examinadora abaixo
assina a aprovação do Trabalho de Conclusão
de Curso apresentado como parte dos
requisitos para obtenção do título de Bacharel
em Engenharia Química pela Universidade
Federal de Alfenas.

Aprovada em: 18 de Maio de 2026

Prof. Dr. Marcos Vinícius Rodrigues
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura:

Prof.^a Dr.^a Giselle Patrícia Sancinetti
Universidade Federal de Alfenas

Assinatura:

Prof.^a Dr.^a Maurielen Guterres Dalcin
Universidade Universidade Federal de Alfenas

Assinatura:

AGRADECIMENTOS

Agradecemos, primeiramente, ao nosso orientador, Marcos, não apenas pela orientação e pelo acompanhamento do trabalho, mas, acima de tudo, pela amizade construída, paciência e pela confiança depositada em nós.

Às nossas famílias. Agradecemos pelo amor, pelo apoio nos momentos difíceis e pela paciência ao longo de todos esses anos. Aos que estiveram perto, oferecendo o suporte diário, e aos que, mesmo de longe, foram fonte de força e incentivo. Nada disso seria possível sem a base que vocês proporcionaram.

Aos docentes do curso de Engenharia Química da UNIFAL-MG, pela dedicação e pelo compromisso com o ensino. Agradecemos por compartilharem seus conhecimentos e por nos inspirarem a ser profissionais éticos e cidadãos conscientes, preparados para transformar o mundo.

Aos nossos companheiros da Alcoa, pela acolhida e pela paciência em nos ensinar os primeiros passos no chão de fábrica. A experiência compartilhada e o conhecimento prático que nos transmitiram foram fundamentais para nossa formação e amadurecimento profissional.

Por fim, a todos os amigos e colegas de curso que estiveram ao nosso lado. As amizades construídas ao longo destes anos foram importantes para superarmos os momentos difíceis. Mais do que futuros colegas de profissão, levamos conosco amigos para toda a vida.

RESUMO

O presente trabalho teve como objetivo geral realizar o balanço de energia do processo de calcinação de alumina da unidade da Alcoa em Poços de Caldas, comparar os resultados com a simulação industrial desenvolvida no software Aspen Plus e avaliar quantitativamente os impactos das principais variáveis de controle no consumo energético. A metodologia consistiu na modelagem matemática do calcinador, seguida da execução de diferentes cenários operacionais em ambas as plataformas (Excel e Aspen Plus), utilizando taxas de produção típicas de 7 ton/h e 16 ton/h para a comparação dos dados. Os resultados demonstraram que a temperatura do forno é o parâmetro de maior impacto na energia do processo, seguida pela umidade do hidrato, comportamento coerente com a dependência do poder calorífico do gás natural e da entalpia de vaporização da água. Em contrapartida, as vazões de ar de transporte, fluidização e combustão apresentaram as menores influências no consumo energético global. A comparação das simulações evidenciou que os desvios da modelagem analítica variam conforme a taxa de produção, apresentando uma diferença média de 28% para o cenário de 7 ton/h e de apenas 8% para o cenário de 16 ton/h em relação aos valores do simulador industrial. Conclui-se, a partir da proporção entre os impactos, que os resultados mantiveram-se consistentes em ambas as metodologias, indicando que ambos os modelos respondem de forma qualitativamente idêntica às alterações de carga, validando o direcionamento das curvas. Dessa forma, comprova-se a estabilidade física do equacionamento.

Palavras-chave: calcinação; alumina; balanço; energia; modelage

ABSTRACT

The general objective of this study was to perform the energy balance of the alumina calcination process at the Alcoa unit in Poços de Caldas, compare the results with an industrial simulation developed in Aspen Plus software, and quantitatively evaluate the impacts of the main control variables on energy consumption. The methodology consisted of the mathematical modeling of the calciner, followed by the execution of different operational scenarios on both platforms (Excel and Aspen Plus), using typical production rates of 7 t/h and 16 t/h for data comparison. The results demonstrated that the furnace temperature is the parameter with the highest impact on the process energy, followed by the hydrate moisture, a behavior consistent with the dependence on the natural gas heating value and the water vaporization enthalpy. Conversely, the transport, fluidization, and combustion air flow rates showed the lowest influences on global energy consumption. The comparison of the simulations showed that the deviations of the analytical modeling vary according to the production rate, presenting an average difference of 28% for the 7 t/h scenario and only 8% for the 16 t/h scenario compared to the industrial simulator values. Based on the proportion between the impacts, it is concluded that the results remained consistent in both methodologies, indicating that both models respond in a qualitatively identical manner to load changes, thereby validating the trend of the curves. Thus, the physical stability of the equations is proven.

Keywords: calcination; alumina; balance; energy; modeling.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Calcinador Alcoa Mark II de Poços de Caldas - MG.....	20
Figura 2 - Esquemático do Calcinador Fluid-Flash Alcoa Mark IV.....	21
Figura 3 - Calcinador Fluid-Flash Alcoa Mark VII da Alumar	22
Figura 4 - Diagrama de processo utilizado para modelagem.....	30
Figura 5 - Fluxograma da linha S1A.....	32
Figura 6 - Fluxograma do Ciclone 1.....	33
Figura 7 - Fluxograma do Secador.....	34
Figura 8 - Fluxograma da linha SSa - Topo do HV.....	35
Figura 9 - Fluxograma do Topo do HV.....	36
Figura 10 - Fluxograma do Ciclone 2.....	37
Figura 11 - Fluxograma do Forno.....	38
Figura 12 - Fluxograma do HV.....	39
Figura 13 - Fluxograma da linha S4.....	40
Figura 14 - Fluxograma do Pré-Aquecedor.....	41
Figura 15 - Fluxograma da linha S5.....	42
Figura 16 - Fluxograma da Refrigeração.....	43
Figura 17 - Fluxograma da linha S1B.....	44

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Equacionamento da linha S1A.....	32
Tabela 2 - Equacionamento do Ciclone 1	33
Tabela 3 - Equacionamento do Secador.....	34
Tabela 4 - Equacionamento da linha SSa-Topo do HV	35
Tabela 5 - Equacionamento do Topo do HV.....	36
Tabela 6 - Equacionamento do Ciclone 2.....	37
Tabela 7 - Equacionamento do Forno.....	38
Tabela 8 - Equacionamento do HV.....	39
Tabela 9 - Equacionamento da linha S4.....	40
Tabela 10 - Equacionamento do Pré-Aquecedor.....	41
Tabela 11 - Equacionamento da linha S5.....	42
Tabela 12 - Equacionamento da Refrigeração.....	43
Tabela 13 - Equacionamento da linha S1B.....	44
Tabela 14 - Valores típicos para 7 ton/h.....	46
Tabela 15 - Simulação no Excel utilizando os valores típicos para 7 ton/h.....	46
Tabela 16 - Simulação no Excel com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 7 ton/h.....	46
Tabela 17 - Simulação no Excel com as variações de Ar de fluidização do HV e da S4 para 7 ton/h.....	47
Tabela 18 - Simulação no Excel com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 7 ton/h.....	47
Tabela 19 - Simulação no Aspen utilizando os valores típicos para 7 ton/h.....	48
Tabela 20 - Simulação no Aspen com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 7 ton/h.....	48
Tabela 21 - Simulação no Aspen com as variações de ar de fluidização do HV e da S4 para 7 ton/h.....	48
Tabela 22 - Simulação no Aspen com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 7 ton/h.....	49
Tabela 23 - Comparação de energia no cenário típico (Excel vs Aspen) para 7 ton/h.....	49
Tabela 24 - Comparação de resultados de energia para alterações em temperatura	

do forno e Ar de combustão para 7 ton/h (Excel vs Aspen).....	49
Tabela 25 - Comparação de resultados de energia para alterações em ar de fluidização do HV e Ar da S4 para 7 ton/h (Excel vs Aspen).....	50
Tabela 26 - Comparação de resultados de energia para alterações em umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 7 ton/h (Excel vs Aspen).....	50
Tabela 27 - Valores típicos para 16 ton/h.....	51
Tabela 28 - Simulação no Excel utilizando os valores típicos para 16 ton/h.....	51
Tabela 29 - Simulação no Excel com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 16 ton/h.....	52
Tabela 30 - Simulação no Excel com as variações de ar de fluidização do HV e da S4 para 16 ton/h.....	52
Tabela 31 - Simulação no Excel com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 16 ton/h.....	52
Tabela 32 - Simulação no Aspen utilizando os valores típicos para 16 ton/h.....	53
Tabela 33 - Simulação no Aspen com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 16 ton/h.....	53
Tabela 34 - Simulação no Aspen com as variações de ar de fluidização do HV e da S4 para 16 ton/h.....	54
Tabela 35 - Simulação no Aspen com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 16 ton/h.....	54
Tabela 36 - Comparação de energia no cenário típico (Excel vs Aspen) para 16 ton/h.....	54
Tabela 37 - Comparação de resultados de energia para alterações em temperatura do forno e ar de combustão do forno para 16 ton/h (Excel vs Aspen)	55
Tabela 38 - Comparação de resultados de energia para alterações em ar de fluidização do HV e ar da S4 para 16 ton/h (Excel vs Aspen)	55
Tabela 39 - Comparação de resultados de energia para alterações em umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 16 ton/h (Excel vs Aspen).....	56
Tabela 40 - Impacto médio das oscilações das variáveis para uma produção de 7 ton/h.....	58
Tabela 41 - Impacto médio das oscilações das variáveis para uma produção de 16 ton/h.....	59

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ABS	Alcoa Business System
Al_2O_3	Óxido de alumínio (Alumina)
$Al(OH)_3$	Hidróxido de alumínio (Gibbsita ou Hidrato)
Ar.Com	Ar de Combustão
Ar.Fluid	Ar de Fluidização
Ar.S4	Ar de Saída da S4
CAPES	Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior
CO_2	Dióxido de carbono
DNPM	Departamento Nacional de Produção Mineral
EC1	Entrada do Ciclone 1
EUA	Estados Unidos da América
G.N	Gás Natural
H.U	Hidrato Húmido
HV	Vaso de Retenção
MA	Maranhão
MG	Minas Gerais
NO_x	Óxidos de nitrogênio
S5	Linha S5
S8	Linha S8
SFC1	Saída de Fundo do Ciclone 1
SFC2	Saída de Fundo do Ciclone 2
SFHV	Saída de Fundo do HV
SGA	Smelter Grade Alumina
SP	Saída de Produto
SPA	Saída do Pré-Aquecedor
SRP	Saída de Retorno para o Processo
SS1B	Saída da S1B
SS4	Saída da S4
SS5	Saída da S5
SSa	Saída da Sa

SSb	Saída da Sb
STC1	Saída de Topo do Ciclone 1
STC2	Saída de Topo do Ciclone 2
STC5	Saída de Topo do Ciclone 5
STF	Saída de Topo do Forno
STHV	Saída de Topo do HV
STTHV	Saída de Topo do Topo do HV
STS	Saída de Topo do Secador
UFRN	Universidade Federal do Rio Grande do Norte
UNIFAL-MG	Universidade Federal de Alfenas
WAO	World Aluminium Organization

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área de troca térmica
A_{ext}	Área externa
A_{iso}	Área do isolamento térmico
A_p	Área da parede
A_s	Área da superfície
C_p	Capacidade calorífica
E_{iso}	Espessura do isolamento térmico
E_p	Espessura da parede do equipamento
H	Entalpia específica da corrente
$H_{Reação}$	Entalpia de reação
H_{sat}	Entalpia de saturação
$H_{v, sat}$	Entalpia do vapor saturado
h	Coeficiente de transferência de calor por convecção
$\bar{h}$	Coeficiente de transferência de calor convectivo médio
k	Condutividade térmica do material
K_{iso}	Condutividade térmica do isolamento
K_p	Condutividade térmica da parede
L	Comprimento
$\dot{m}$	Vazão mássica
m_v	Massa do vapor
PC	Poder Calorífico do gás
Q	Calor / Energia transferida
$\dot{Q}_g$	Taxa de calor gerado
$\dot{Q}_p$	Taxa de calor perdido para o ambiente
$Q_{Reação}$	Calor de reação
Q_v	Calor de vaporização

q	Taxa total de transferência de calor convectiva
q_r	Taxa de transferência de calor radial
q''	Fluxo térmico local
r	Raio direcional
r_1	Raio interno do cilindro
r_2	Raio externo do cilindro
T	Temperatura
T_{amb}	Temperatura ambiente
T_e	Temperatura de entrada
T_{ext}	Temperatura externa
T_{in}	Temperatura inicial
T_{int}	Temperatura interna
T_{out}	Temperatura final
T_s	Temperatura de superfície
$T_{v, sat}$	Temperatura do vapor saturado
U	Coeficiente Global de Transferência de Calor
W	Trabalho termodinâmico
α	Fase cristalina alfa da alumina
χ	Fase cristalina qui da alumina
γ	Fase cristalina gama da alumina
Δ	Diferença
Σ	Somatório
T_∞	Temperatura do fluido livre

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	16
1.1	OBJETIVOS.....	18
1.1.1	Objetivo Geral.....	18
1.1.2	Objetivos Específicos.....	18
2	DESENVOLVIMENTO.....	18
2.1	Calcinação de alumina: fundamentos e evolução tecnológica.....	18
2.1.1	Evolução das tecnologias de calcinação.....	19
2.2	PRINCÍPIOS DE ENGENHARIA QUÍMICA.....	22
2.2.1	Lei de conservação da massa e balanços materiais.....	23
2.2.2	Fundamentos de termodinâmica.....	24
2.2.2.1	Propriedades termodinâmicas e a lei zero.....	24
2.2.2.2	Calor e trabalho.....	25
2.2.2.3	Primeira lei e o conceito de entalpia.....	25
2.2.3	Fundamentos de transferência de calor.....	26
2.2.3.1	Condução e a lei de fourier.....	27
2.2.3.2	Convecção e a lei de resfriamento de Newton.....	29
3	MATERIAIS E MÉTODOS.....	30
3.1	PREMISSAS E CONSIDERAÇÕES.....	30
3.1.1	Considerações de contorno e equacionamento.....	30
3.1.2	Propriedades termofísicas e constantes.....	31
3.1.3	Parâmetros geométricos e áreas superficiais.....	31
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	32
4.1	RESULTADOS CALCULADOS NA MODELAGEM.....	45
4.1.1	Produção de 7 toneladas por hora.....	45
4.1.1.1	Modelagem no Excel.....	45
4.1.1.2	Modelagem no Aspen.....	48
4.1.1.3	Comparação Excel vs Aspen.....	49
4.1.2	Produção de 16 toneladas por hora.....	51
4.1.2.1	Modelagem no Excel.....	51

4.1.2.2	Modelagem no Aspen.....	53
4.1.2.3	Comparação Excel vs Aspen.....	54
4.2	DISCUSSÕES.....	56
5	CONCLUSÃO.....	60
	REFERÊNCIAS.....	61

1 INTRODUÇÃO

A procura por materiais metálicos com características especiais é grande, assim como a busca pelo desenvolvimento de novas tecnologias, tanto de produção de metais melhores, como do processo de fundição dos mesmos (Barros *et al.*, 2022). Um destes metais em destaque é o alumínio. Dentre seus principais derivados, a alumina é a mais utilizada em cerâmicas avançadas por oferecer um excelente custo benefício e bom desempenho em termos de resistência mecânica, à corrosão e alta dureza. Quando comparada a outros óxidos, a alumina destaca-se por apresentar partículas finas, elevada área de superfície e boa atividade catalítica, além de uma combinação favorável de propriedades mecânicas e elétricas que amplia sua gama de aplicações (Khom-in *et al.*, 2008).

A bauxita, rocha de importância industrial essencial para a obtenção do alumínio e diversos derivados, foi descoberta em 1821 por Berthier, na localidade de Les Baux, no sul da França. Trata-se de uma rocha de coloração avermelhada devido a proporção dos óxidos de ferro que podem variar do branco até o vermelho, rica em alumínio com uma média de 40% de alumina. A bauxita é a fonte natural do alumínio, o terceiro elemento em maior abundância na crosta terrestre (Constantino *et al.*, 2002). No cenário mundial, o Brasil se destaca como o terceiro maior detentor de reservas de bauxita do mundo, essas reservas apresentam características tanto de grau metalúrgico, essencial para a produção do alumínio, quanto não metalúrgico, utilizado para produção de cimento aluminoso e cimento, essas reservas se encontram altamente concentradas nos estados do Pará e Minas Gerais detendo, respectivamente, 90% e 8% (Marques, 2013).

Tendo em vista a importância da alumina e a abundância da bauxita, a obtenção do óxido de alumínio em grau de pureza adequado para a produção de alumínio metálico depende fundamentalmente de um processo de refino estabelecido. Foi em 1888 que o químico austríaco Karl Josef Bayer desenvolveu o processo que leva seu nome, tornando-se desde então fundamental para a produção mundial de alumina, cujo objetivo principal é purificar a alumina contida na bauxita. O Processo Bayer permite que, por meio do refino da bauxita, se obtenha o hidróxido de alumínio, e daí, a alumina final. Embora os métodos térmicos anteriores, como o processo original de Le Chatelier, utilizassem o carbonato de

sódio, a substituição deste pelo hidróxido de sódio foi a inovação central introduzida por Bayer, permitindo o tratamento hidrometalúrgico direto do minério e consolidando a rota tecnológica utilizada até os dias atuais (Hind; Bhargava; Grocott, 1999).

As circunstâncias primordiais do Processo Bayer pautam-se na dissolução da alumina presente na bauxita a elevada temperatura e baixa pressão, mediante a utilização de uma lixívia de soda concentrada (solução de soda cáustica e aluminato de sódio, conhecida como licor). O processo consiste em quatro etapas principais: digestão, clarificação, precipitação e calcinação (Green, 2007). Após a digestão, ocorre a separação dos resíduos insolúveis (impurezas da bauxita, conhecidas como lama vermelha). Em seguida, após a precipitação parcial da alumina, há o abaixamento da temperatura e a dissolução da lixívia de aluminato de sódio. É importante notar que, conforme ocorrem variações na composição da bauxita, modificações específicas são feitas na planta visando manter a qualidade do produto final (Green, 2007).

A calcinação, que para muitos não é considerada como uma das etapas do processo Bayer, consiste essencialmente na conversão do hidrato de alumínio em óxido de alumínio (alumina), que é o produto final. Este processo térmico faz com que o hidróxido de alumínio perca a água de cristalização. Antes de seguir para os calcinadores, o hidrato é submetido a uma lavagem e filtração para reduzir a quantidade de sódio solúvel que é o principal contaminante da SGA (Smelter Grade Alumina), a torta úmida resultante é levada a um secador rotativo com temperaturas de aproximadamente 350 °C para remoção da água adsorvida (Alcoa, 2011).

Anteriormente, utilizavam-se fornos rotativos; contudo, nas últimas décadas, estes foram substituídos por Calcinadores de Leito Fluidizado, que apresentam diversas vantagens comparativas, como menor consumo energético, menor custo de manutenção, maior uniformidade na qualidade do produto final e menor emissão de NOx e particulados. Esses calcinadores trabalham usualmente com vasos de retenção acoplados para regular o inventário do sistema e controlar o tempo de residência da alumina. Esse fator, somado às condições dinâmicas de processo como a temperatura e o controle de contaminantes como o sódio e o ferro, é fundamental para determinar a qualidade final da alumina. A temperatura de operação pode variar entre 950 °C e 1250 °C, dependendo das especificações físicas e químicas, as quais são customizadas e variam de acordo com as

exigências de cada cliente, incluindo perfis específicos de granulometria, pureza e área superficial e da taxa de produção demandada (Alcoa, 2011).

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo geral

O objetivo geral do trabalho foi realizar balanço de energia no processo de calcinação na Alcoa de Poços de Caldas e comparar os resultados com o balanço de energia desenvolvido no Aspen Plus pela Alcoa. Foi também avaliado os impactos das principais variáveis controláveis no consumo de energia da planta.

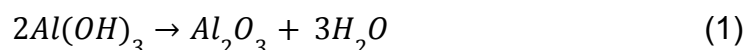
1.1.2 Objetivos específicos

- Modelar o processo da calcinação da Alcoa de Poços de Caldas;
- Simular cenários de energia na modelagem feita e no Aspen Plus existente na Alcoa de Poços de Caldas;
- Comparar os resultados da simulação;
- Avaliar de forma quantitativa o impacto das variáveis da calcinação

2 DESENVOLVIMENTO

2.1 CALCINAÇÃO DE ALUMINA: FUNDAMENTOS E EVOLUÇÃO TECNOLÓGICA

A calcinação constitui a etapa final e crucial na cadeia produtiva da alumina a partir do minério de bauxita, caracterizando-se como o processo de aquecimento do material a temperaturas elevadas, sem que ocorra fusão, visando a separação de compostos voláteis (Bhilotra, 1993). Quimicamente, a calcinação é definida pela decomposição térmica do hidróxido de alumínio ($\text{Al}(\text{OH})_3$), que remove suas hidroxilas estruturais para resultar no óxido de alumínio (Al_2O_3), ou alumina, conforme a equação 1



Durante o processo, a alumina hidratada perde água de cristalização, transformando-se inicialmente em uma alumina ativa com altas propriedades absorptivas, podendo apresentar superfície específica superior a 300 m²/g a aproximadamente 400 °C. À medida que a temperatura de calcinação aumenta, contudo, a alumina torna-se progressivamente menos ativa, culminando em sua conversão para a forma inerte de alumina alfa ($\alpha - Al_2O_3$) ao atingir 1400 °C (Macfie, 1988).

2.1.1 Evolução das tecnologias de calcinação

A história industrial da calcinação da alumina reflete uma busca contínua por maior eficiência energética e produtiva. Os primeiros equipamentos para produção industrial, datados do final do século XIX e início do século XX, eram os fornos de reverbero, nos quais o aquecimento da carga era realizado indiretamente por convecção gasosa e radiação térmica em uma câmara fechada (Teider, 2012). Tais fornos, majoritariamente intermitentes, apresentavam baixa capacidade produtiva e deficiente eficiência energética (Hudson, 1982).

Posteriormente, até meados da década de 1940, a tecnologia de calcinadores rotativos tornou-se padrão na indústria, sendo empregada pela Alcoa (Teider, 2012). Apesar de introduzirem melhorias em relação à tecnologia anterior, os calcinadores rotativos ainda demonstravam um consumo energético significativamente superior ao valor teórico de aproximadamente 2 GigaJoules por tonelada de alumina, chegando a consumir aproximadamente 5 GigaJoules por tonelada de alumina produzida (Hudson, 1982).

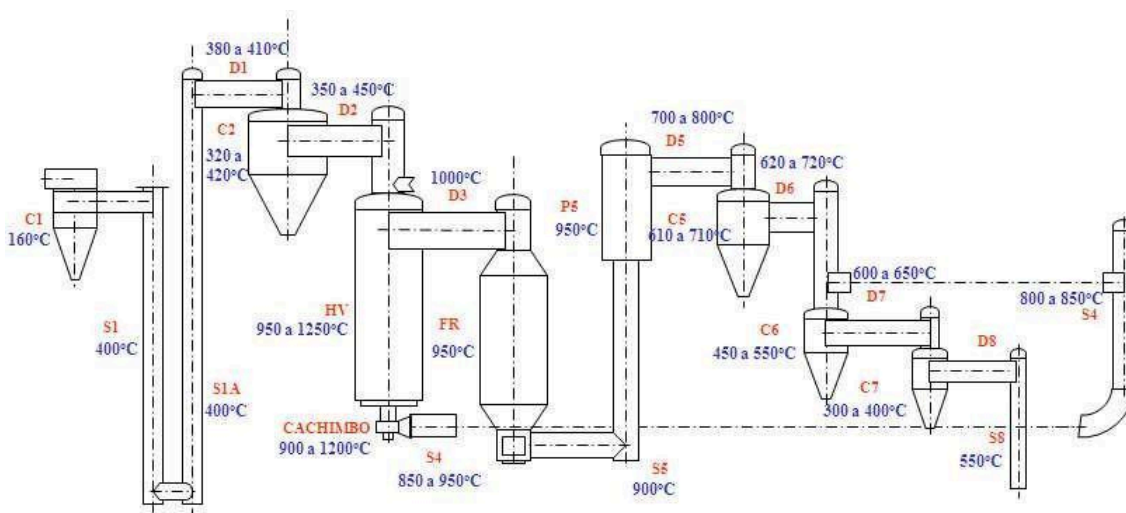
A introdução da tecnologia de leito fluidizado foi um marco para a indústria. Inspirada no sucesso do refino de petróleo, ela trouxe alta eficiência de troca térmica para um equipamento estático, reduzindo o consumo de energia e os custos de investimento e manutenção. A Outotec (antiga Lurgi) revolucionou o mercado ao desenvolver os leitos fluidizados circulantes, que reduziram em quase 30% o consumo energético quando comparados aos antigos fornos rotativos (Missala et al., 2011). Atenta a esse cenário, a Alcoa começou a adaptar essa tecnologia ainda na década de 1940. Foi nesse período que surgiu o desafio de conter a erosão do revestimento refratário do equipamento, um problema de desgaste físico causado

pelo atrito das partículas que praticamente não existia nos modelos rotativos anteriores (Hudson, 1982). Em 1952, a primeira unidade piloto de calcinação da Alcoa foi instalada em Bauxite, Arkansas, com capacidade de 300 toneladas/ dia. Contudo, falhas relativas ao filtro de secagem do hidróxido de alumínio levaram à desativação desta unidade (Hudson, 1982).

A experiência impulsionou o desenvolvimento da segunda geração de calcinadores estáticos da Alcoa, o fluid-flash calciner, batizado de Mark II, nas décadas de 1950 e 1960. Essa tecnologia se baseia no conceito de sistemas de fases dispersas, onde o material a ser transportado é diluído em um meio fluido (ar) para ser manuseado como uma única fase (Teider, 2012). Esta adaptação permitiu o trabalho com maiores velocidades de transporte e, conseqüentemente, um aumento na capacidade de produção em comparação com o leito fluidizado tradicional.

O sucesso do Mark II, que está representado na figura 1 abaixo, resultou na construção das primeiras unidades comerciais em diversas refinarias da Alcoa, incluindo a unidade de Poços de Caldas, Minas Gerais, a primeira no Brasil. Os calcinadores instalados em Poços de Caldas operam continuamente desde 1970 .

Figura 1 : Calcinador Alcoa Mark II de Poços de Caldas – MG



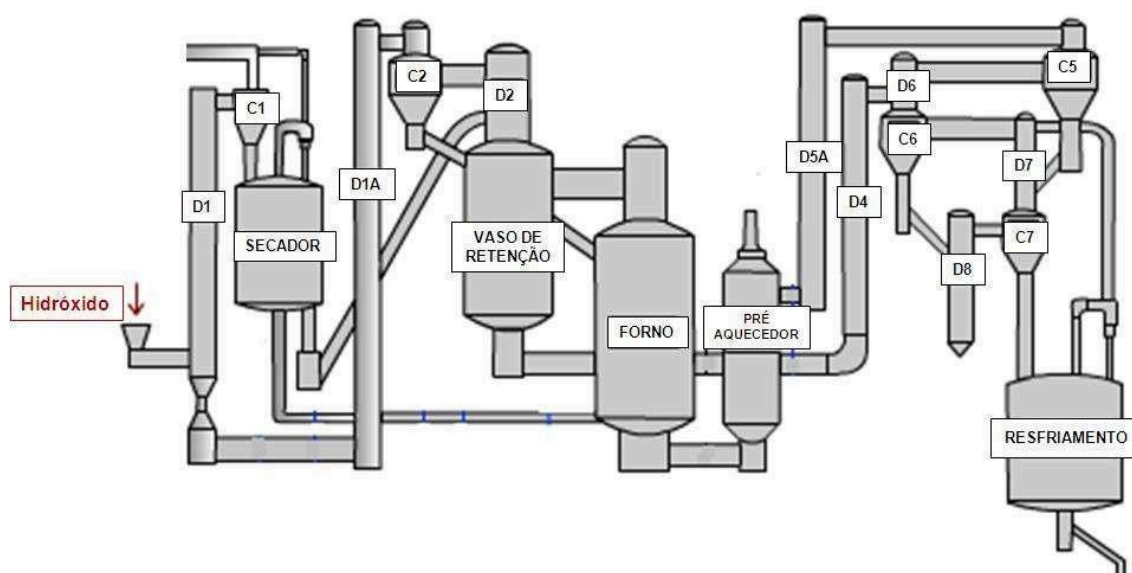
Fonte: Teider 2012.

A Alcoa realizou estudos adicionais, chegando ao desenvolvimento do calcinador Mark III (Teider, 2012). Esse calcinador possuía capacidade de produzir 1.500 toneladas por dia e continha melhorias de processo no que diz respeito à eficiência energética e operação. Foi a partir desta otimização que a Alcoa

disseminou o uso de calcinadores de leito fluidizados. Ainda há calcinadores Mark III em operação nas refinarias da Alcoa em Point Comfort (EUA), San Ciprian (Espanha), Kingston (Jamaica) e Pinjarra (Austrália) (Teider, 2012).

Uma nova versão dos calcinadores de leito fluidizados foi desenvolvida na década de 80 e recebeu a denominação de Mark IV. A Figura 2, abaixo, ilustra o projeto de um calcinador desta versão instalado na Alumar, na cidade de São Luís – MA. O aumento da capacidade produtiva foi a maior alteração realizada, com uma capacidade de aproximadamente 2 mil toneladas por dia.

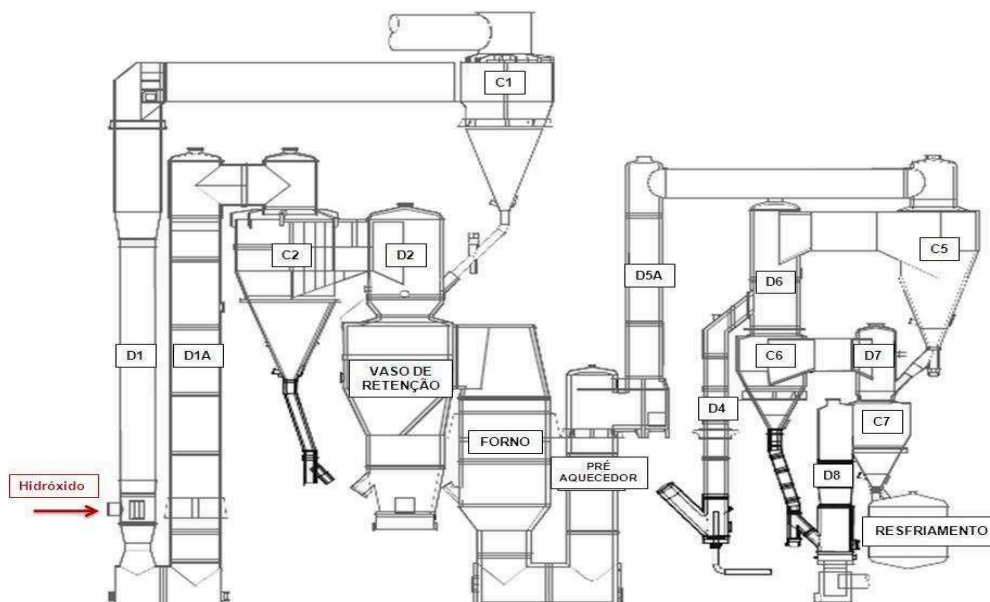
Figura 2– Esquemático do Calcinador Fluid-Flash Alcoa Mark IV



Fonte: Teider 2012.

Após o calcinador da figura 2, a Alcoa ainda desenvolveu uma versão denominada Mark V, em Wagerup, mas o grande diferencial veio com as versões Mark VI e VII, as quais apresentavam capacidades produtivas acima de 3mil toneladas diárias. As unidades Mark VI em operação foram instaladas em Point Comfort, nos Estados Unidos, e em Pinjarra e Wagerup, na Austrália. Já os calcinadores Mark VII, representado na figura 3, estão presentes na Alumar, onde foram instaladas três unidades no último projeto de expansão e cuja capacidade chega a até 3200 toneladas por dia por unidade.

Figura 3 – Calcinador Fluid-Flash Alcoa Mark VII da Alumar



Fonte: Teider 2012.

Em resumo, o desenvolvimento de equipamentos estáticos para produção de alumina calcinada proporcionou, em comparação com os calcinadores rotativos, menores gastos de capital por capacidade de produção, menores custos operacionais devido à menor solicitação termomecânica sofrida pelos materiais refratários, e menor consumo de energia no processo (Teider, 2012).

2.2 PRINCÍPIOS DE ENGENHARIA QUÍMICA

Os princípios da engenharia química constituem o alicerce para o projeto, análise e otimização de processos industriais onde a matéria sofre transformações físicas ou químicas. Conforme abordado por Felder e Rousseau (2005), esses fundamentos baseiam-se na aplicação de leis físicas e matemáticas para prever o comportamento de sistemas complexos, permitindo que processos laboratoriais sejam escalonados para o nível industrial de forma segura e economicamente viável. No centro desses princípios está a análise sistemática de fluxos e transformações, que é operacionalizada por meio dos balanços de massa e energia, ferramentas essenciais para quantificar a eficiência de unidades de operação.

2.2.1 Lei de conservação da massa e balanços materiais

O balanço de massa é regido pela Lei de Conservação da Massa, ou Lei de Lavoisier, que estabelece que a matéria não pode ser criada nem destruída em um sistema fechado. No contexto da engenharia de processos, essa lei é traduzida por uma equação geral de balanço que considera as entradas, saídas, geração, consumo e o acúmulo de material dentro de um volume de controle (Felder; Rousseau, 2005). A forma simplificada dessa expressão dita que a taxa de acúmulo é igual à diferença entre o que entra e o que sai, somada à taxa de geração líquida por reações químicas. Quando o sistema opera em regime permanente, a taxa de acúmulo é nula, resultando em um equilíbrio onde a massa total que entra deve ser rigorosamente igual à massa total que sai do sistema.

Para a análise detalhada de um processo, Felder e Rousseau (2005) destacam que dois tipos de balanços podem ser realizados: o Balanço Global e os Balanços Individuais por Espécie. O Balanço Global considera a massa total (ou fluxo de massa total) que atravessa as fronteiras do sistema, ignorando as composições químicas específicas. É a primeira etapa para determinar fluxos de correntes desconhecidas. Por outro lado, os Balanços Individuais são aplicados a cada espécie química ou componente presente nas correntes. Esses balanços são fundamentais quando ocorrem mudanças de fase, separações ou reações químicas, como a desidratação do hidróxido de alumínio. O objetivo primordial ao realizar esses balanços é determinar variáveis de processo desconhecidas, como vazões e concentrações, garantindo que o inventário de matéria do sistema esteja completo e correto (Felder; Rousseau, 2005).

A garantia de que um sistema está equacionado de maneira correta advém da análise de graus de liberdade. De acordo com Felder e Rousseau (2005), um sistema é considerado bem definido quando o número de variáveis desconhecidas é exatamente igual ao número de equações de balanço independentes disponíveis. Caso existam mais incógnitas que equações, o sistema é subdeterminado; se houver mais equações, ele é super determinado (o que pode indicar redundância ou inconsistência de dados). Além disso, a consistência é verificada pela soma das frações mássicas em cada corrente, que deve ser sempre igual à unidade, assegurando a coerência matemática do modelo.

2.2.2 Fundamentos de termodinâmica

A Termodinâmica é a ciência que estuda o calor, o trabalho e as propriedades das substâncias relacionadas a essas formas de energia. Historicamente, nasceu com a necessidade de descrever a operação das máquinas a vapor e de avaliar o limite do seu desempenho. Os princípios observados para estas máquinas foram generalizados em postulados, conhecidos como a 1ª e a 2ª Leis da Termodinâmica. A base desta ciência é a observação experimental; seus postulados não têm prova do ponto de vista matemático, mas são validados pela consistência com a realidade física (Çengel; Boles, 2013). O princípio da conservação de energia, uma das leis fundamentais da natureza, é responsável pela contabilização da energia total do universo. De acordo com essa lei, detalhada por Koretsky (2007), na ausência de efeitos relativísticos, a energia total do universo é constante: não pode ser criada ou destruída, apenas convertida de uma forma a outra.

2.2.2.1 Propriedades termodinâmicas e a lei zero

Segundo Koretsky (2007), uma propriedade termodinâmica é uma característica macroscópica de um sistema, como massa, volume, temperatura e pressão, para a qual um valor numérico é atribuído em um dado tempo, sem a necessidade do conhecimento do registro histórico ou prévio do sistema. De acordo com Çengel e Boles (2013), algumas propriedades são diretamente mensuráveis, tais como temperatura, pressão e volume, enquanto outras devem ser obtidas de forma indireta, a exemplo da energia interna, da entalpia e da entropia.

Essas propriedades são divididas em intensivas, que são independentes da massa do sistema, e extensivas, que dependem diretamente da quantidade de matéria existente (Çengel; Boles, 2013). A temperatura, sendo uma propriedade intensiva, exprime o potencial de transferência de energia na forma de calor entre meios distintos (Incropera et al., 2006). Contudo, para fins de engenharia e medição industrial, utiliza-se o conceito prático de equilíbrio térmico. Conforme detalhado por Çengel e Boles (2013), se dois objetos isolados das vizinhanças são colocados em contato, suas propriedades sofrerão mudanças até que se estabeleça um estado de equilíbrio estável. Nesse contexto, a Lei Zero da Termodinâmica postula que, quando dois sistemas apresentam igualdade de temperatura com um terceiro

sistema, suas temperaturas serão necessariamente iguais entre si, constituindo a base física e teórica para a termometria.

2.2.2.2 Calor e trabalho

Em Termodinâmica, Calor (Q) e Trabalho (W) são formas de energia em trânsito, onde um sistema interage com outro ou com suas vizinhanças. Koretsky (2007) ressalta que eles nunca são armazenados pelo sistema, sendo apenas quantidades transferidas.

O Calor (Q) é definido como a energia transferida de um sistema para o outro decorrente exclusivamente da diferença de temperatura entre eles. O fluxo ocorre espontaneamente do sistema de maior temperatura para o de menor (Koretsky, 2007).

O Trabalho (W), por sua vez, é definido como uma força atuando ao longo de um deslocamento. Por convenção, o trabalho é positivo quando realizado pelo sistema (expansão) e negativo quando realizado sobre ele (Koretsky, 2007).

2.2.2.3 Primeira lei e o conceito de entalpia

De acordo com Çengel e Boles (2013), a Primeira Lei da Termodinâmica introduz o balanço de energia como uma extensão natural do balanço de massa. Para sistemas de escoamento contínuo e que operam sob pressão constante, a propriedade central para o equacionamento do volume de controle é a entalpia (H).

Embora a Entalpia seja frequentemente simplificada no meio técnico como o “conteúdo de calor”, ela possui um significado físico muito mais amplo. Essa propriedade representa a energia total de um fluido em escoamento, englobando a Energia Interna (U) do sistema e o trabalho de fluxo (PV), este último definido como o trabalho exigido para empurrar a massa contra a pressão do ambiente e abrir espaço para o fluido (Borgnakke; Sonntag, 2013).

Com isso, a energia gasta durante a realização de trabalho de fluxo é armazenada integralmente no ambiente ao fim do processo. Conforme detalhado por Koretsky (2007), ao considerar um ambiente significativamente maior que o sistema e impondo o equilíbrio mecânico, a combinação dessas propriedades em uma única variável confere uma enorme conveniência analítica à modelagem de volumes de

controle na Termodinâmica (Moran et al., 2018). No contexto específico do calcinador, a variação dessa entalpia total representa rigorosamente a taxa de energia térmica que o combustível deve fornecer para sustentar as altas temperaturas e a formação das novas fases químicas (Incropera et al., 2006).

2.2.3 Fundamentos de transferência de calor

A transferência de calor é caracterizada como a energia térmica em trânsito devido, exclusivamente, a uma diferença de temperaturas no espaço. Segundo os princípios clássicos, sempre que existir um gradiente de temperatura em um meio ou entre meios distintos, haverá, necessariamente, transferência de calor da região de maior para a de menor temperatura (Çengel; Ghajar, 2012). A exigência de conservação de energia atua como a lei governamental universal para esses fenômenos. Conforme postulado por Koretsky (2007), em qualquer análise de volume de controle, a energia térmica transferida, gerada ou acumulada deve ser perfeitamente contabilizada, garantindo a consistência física e termodinâmica do modelo fenomenológico aplicado ao equipamento.

Os processos de transferência de calor manifestam-se por meio de três modos fundamentais: condução, convecção e radiação térmica. A condução ocorre em meios estacionários devido a um gradiente de temperatura e está intrinsecamente ligada à condutividade térmica. Neste modo, as propriedades termofísicas dos materiais frequentemente atuam como resistências que restringem o fluxo térmico, um conceito que será essencial para o estudo da condução de calor em tubulações e no isolamento refratário do equipamento (Incropera *et al.*, 2006). A convecção, por sua vez, rege a troca térmica entre uma superfície e um fluido em movimento. Ela é o mecanismo fundamental tanto para avaliar as perdas térmicas do calcinador para o meio ambiente quanto para as trocas internas de energia. Por fim, a radiação térmica ocorre pela emissão de ondas eletromagnéticas, dominando as interações em cenários de altas temperaturas (Çengel; Ghajar, 2012; Koretsky, 2007).

2.2.3.1 Condução e a lei de Fourier

A transferência de calor por condução em um meio material é matematicamente governada pela Lei de Fourier. A utilização desta lei para a determinação do fluxo térmico depende intrinsecamente do conhecimento prévio da forma como a temperatura varia no meio analisado (Incropera et al., 2006). O fluxo térmico é definido como uma grandeza direcional, cuja direção de escoamento de calor é sempre normal (perpendicular) à área da seção transversal considerada, ou de forma mais genérica, normal a uma superfície isotérmica (de temperatura constante).

Para a aplicação da Lei de Fourier, é imprescindível o conhecimento da condutividade térmica do material. Classificada como uma propriedade de transporte, a condutividade térmica fornece uma indicação da taxa na qual a energia é transferida pelo processo de difusão e depende diretamente da estrutura física, atômica e molecular do estado da matéria (Çengel; Ghajar, 2012). No projeto de equipamentos de alta temperatura, faz-se o uso estratégico de isolantes térmicos, que são constituídos por materiais de baixa condutividade combinados de forma a obter uma condutividade térmica efetiva ainda menor para o sistema. Em isolantes tradicionais (fibras, pós ou flocos), o sólido encontra-se finamente disperso em espaços contendo ar. Nesses casos, a eficiência do isolamento depende não apenas do material, mas fortemente da fração volumétrica de espaços vazios e da densidade aparente do empacotamento.

Para casos especiais de transferência de calor unidimensional em estado estacionário, sem geração interna de energia e com propriedades constantes, estabelece-se uma analogia fundamental entre a difusão de calor e a difusão de carga elétrica. Assim como existe uma resistência elétrica associada à condução de eletricidade, define-se uma resistência térmica associada à condução de calor. Essa resistência é expressa como a razão entre um potencial motriz (a diferença de temperatura) e a respectiva taxa de transferência de calor (q) (Incropera et al., 2006; Koretsky, 2007).

Na modelagem de dutos e tubulações, a geometria predominante é o cilindro oco, cujas superfícies interna e externa estão frequentemente expostas a fluidos com diferentes temperaturas. Para condições de estado estacionário e condução estritamente radial unidimensional, a taxa na qual a energia é conduzida através de

qualquer superfície cilíndrica no interior do sólido é obtida pela aplicação da Lei de Fourier em coordenadas cilíndricas.

$$q_r = -kA \frac{dT}{dr} = -k(2\pi rL) \frac{dT}{dr} \quad (2)$$

É importante notar que, em uma geometria cilíndrica, a taxa de transferência de calor permanece constante ao longo da direção radial, contudo, a área varia com o raio. Consequentemente, o fluxo térmico não é constante. Integrando a equação de Fourier para estas condições, constata-se que a distribuição de temperaturas na parede cilíndrica possui um perfil logarítmico, diferindo substancialmente do perfil linear observado em paredes planas (INCROPERA et al., 2006).

A partir da integração, a taxa de transferência de calor radial é expressa como:

$$q_r = \frac{2\pi Lk(T_{s,1} - T_{s,2})}{\ln(r_2/r_1)} \quad (3)$$

Em aplicações reais, como a parede de um reator industrial, lida-se frequentemente com sistemas cilíndricos compostos (ex: múltiplas camadas de refratário e manto de aço). Nestes cenários, assumindo um circuito em série e desprezando resistências de contato interfaciais, a taxa global de transferência de calor é determinada pelo somatório das resistências térmicas, englobando as resistências convectivas dos fluidos interno e externo, bem como as resistências condutivas de cada camada cilíndrica (Çengel; Ghajar, 2012).

Esse somatório de resistências em série também permite expressar o desempenho térmico do sistema cilíndrico através de um Coeficiente Global de Transferência de Calor (U), o qual é o parâmetro prático central para o equacionamento global de energia e dimensionamento da unidade térmica (Koretsky, 2007).

2.2.3.2 Convecção e a lei de resfriamento de Newton

O termo convecção é empregado para descrever a transferência de energia que ocorre entre uma superfície e um fluido em movimento sobre essa mesma superfície. Diferentemente da condução pura, a convecção é um mecanismo mais

complexo, pois engloba tanto a transferência de energia pelo movimento global e macroscópico do fluido (advecção) quanto pelo movimento aleatório das moléculas do fluido em contato direto com a superfície (condução ou difusão na camada limite).

A análise acadêmica e de engenharia da convecção possui dois objetivos indissociáveis: a compreensão aprofundada dos mecanismos físicos que embasam o fenômeno e o desenvolvimento de ferramentas matemáticas que permitam a execução de cálculos precisos envolvendo as taxas de transferência de calor (Incropera *et al.*, 2006).

O equacionamento da convecção baseia-se na constatação de que, presumindo-se uma superfície em uma temperatura uniforme (T_s) banhada por um fluido com uma temperatura de escoamento livre (T_f), haverá transferência de calor sempre que T_s for diferente de T_f . Esse fenômeno é matematicamente governado pela Lei de Resfriamento de Newton (Çengel; Ghajar, 2012). Em uma análise microscópica, sabe-se que tanto o fluxo térmico local (q'') quanto o coeficiente de transferência de calor convectivo variam significativamente ao longo da extensão da superfície devido ao desenvolvimento da camada limite fluidodinâmica e térmica. A taxa total de transferência de calor convectiva (q) de uma dada superfície pode ser obtida de forma rigorosa pela integração do fluxo de calor local ao longo de toda a área da superfície exposta (A_s).

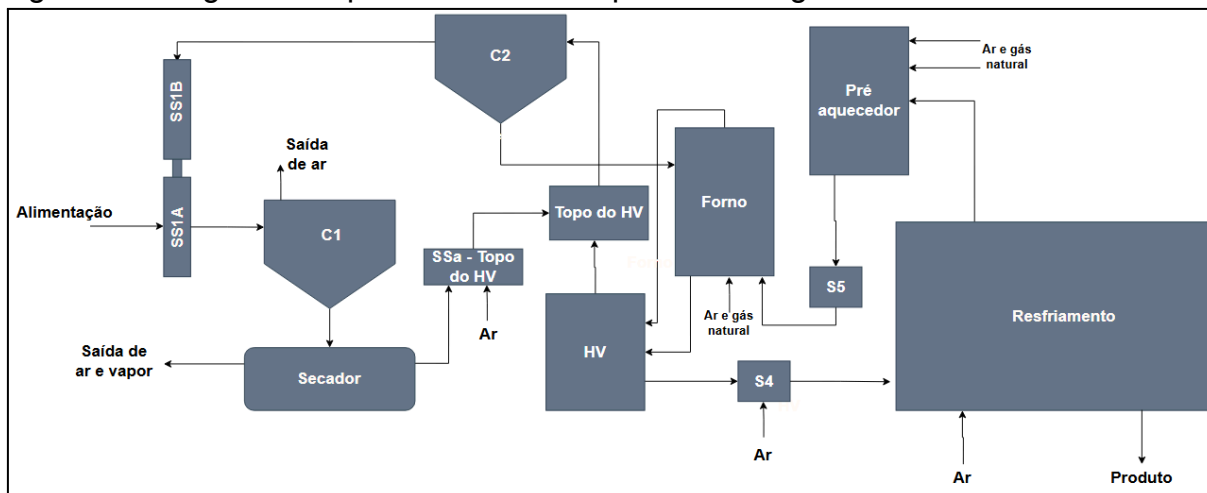
$$q = \int_{A_s} q'' dA_s \quad (4)$$

Para fins de modelagem prática em engenharia de processos, e respeitando os princípios de fronteira de sistema de Koretsky (2007), define-se um coeficiente convectivo médio que representa a integração das variações locais ao longo de toda a superfície analisada. Desta forma, a taxa de transferência de calor total pode ser expressa de maneira simplificada, consolidando a forma clássica da Lei de Resfriamento de Newton.

$$q = \bar{h}A_s(T_s - T_\infty) \quad (5)$$

3 MATERIAIS E MÉTODOS

Figura 4 – Diagrama de processo utilizado para modelagem



Fonte: Autores

A Partir da figura 4 que representa o calcinador Alcoa Mark II o equacionamento de cada processo se encontra no tópico 3.2 abaixo. Onde com as premissas foram definidas no tópico 3.1, o fluxograma do processo de calcinação foi subdividido em volumes de controle menores, permitindo a aplicação individualizada da Lei da Conservação da Massa e da Primeira Lei da Termodinâmica.

3.1 PREMISSAS E CONSIDERAÇÕES

Visando simplificar o fenômeno físico sem comprometer a representatividade e a precisão dos resultados. Antes do desenvolvimento das equações de conservação, foram estabelecidas considerações fundamentais relacionadas ao regime de operação, às propriedades dos materiais e à geometria dos equipamentos envolvidos na calcinação.

3.1.1 Considerações de contorno e equacionamento

Para o desenvolvimento da modelagem e dos respectivos balanços de massa e energia, o processo de calcinação foi admitido operando em regime permanente. Consequentemente, os termos de acúmulo ao longo do tempo foram desconsiderados e as variações de energia cinética e potencial das correntes

envolvidas foram desprezadas.

Às reações químicas que ocorrem no interior dos equipamentos, assumiu-se uma eficiência teórica de 100% para o processo de calcinação, bem como a ocorrência de combustão completa para a queima do combustível no forno. O gás natural foi modelado como sendo composto por 100% de metano. Além disso, todos os gases do sistema foram tratados sob a hipótese de gás ideal, sendo a massa molar do ar calculada por meio da média ponderada de sua composição padrão.

Por fim, sobre as condições de contorno térmicas, o balanço de energia desconsiderou a parcela de calor dissipada especificamente para o aquecimento das estruturas físicas e do prédio. As temperaturas das superfícies dos reatores, ciclones e linhas, foram obtidas em campo com o uso de um equipamento termovisor, a temperatura ambiente de referência constante é igual a 25°C.

3.1.2 Propriedades termofísicas e constantes

No que tange à quantificação das trocas térmicas e à resolução dos balanços de energia, as propriedades termofísicas e as constantes do processo foram definidas. Os valores referentes ao calor específico e à entalpia para a alumina tri-hidratada (gibbsita), alumina calcinada, água líquida e vapor saturado foram extraídos diretamente do banco de dados técnico da Alcoa. A entalpia de reação, foi adotada com base nas diretrizes do manual de referência da companhia (*Bluebook*).

Para o equacionamento das perdas de calor dos equipamentos para o meio ambiente, a condutividade térmica dos revestimentos refratários foi considerada uniforme e igual a 1,75 W/(m·K). Para a interface térmica entre as superfícies externas das unidades e o ar atmosférico, adotou-se um coeficiente global médio de transferência de calor por convecção estipulado em 15 W/(m²·K).

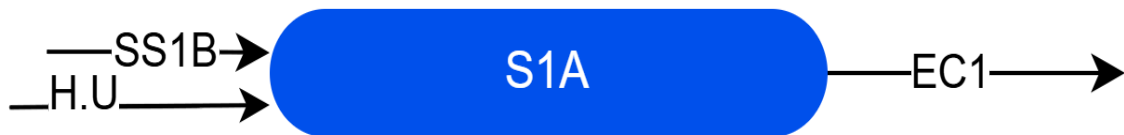
3.1.3 Parâmetros geométricos e áreas superficiais

A geometria dos equipamentos e as tubulações foram feitos utilizando os diagramas de projetos. Para simplificação dos cálculos, os equipamentos foram subdivididos em cilindros e cones.

4 RESULTADO E DISCUSSÕES

Neste capítulo, são apresentados e discutidos os resultados da modelagem do processo de calcinação de alumina, seguindo as premissas de contorno, parâmetros geométricos e propriedades termofísicas estabelecidas na seção 3.1. A modelagem do sistema é ilustrada sequencialmente nas Figuras 5 a 17, que detalham os diagramas de cada subdivisão do calcinador e permitem a identificação visual de todas as correntes de entrada e saída de cada uma das unidades. Complementarmente a essas representações gráficas, o equacionamento de cada estágio operacional é detalhado nas Tabelas 1 a 13, dispostas logo após as suas respectivas figuras.

Figura 5- Fluxograma da linha S1A



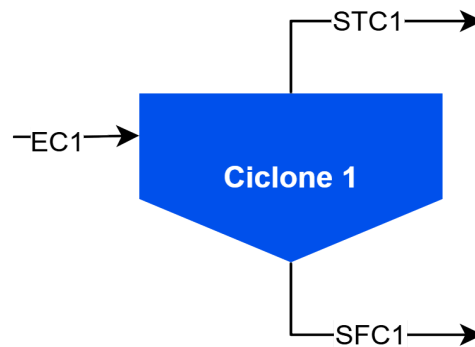
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 1 - Equacionamento da linha S1A

$SS1B = \text{hidrato, ar}$
$H.U = \text{hidrato, água}$
$EC1 = \text{hidrato, água, ar}$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, e) * cp(h, e) * T, e$ $+ \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * T, SS1B + \dot{m}(ag, e) * cp(ag, e) * (T, e)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(h, s) * cp(h, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s) + \dot{m}(ag, s) * cp(ag, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{\left(\frac{Ep}{Kp * Ap}\right) + \left(\frac{1}{h * A_{ext}}\right)}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 6 - Fluxograma do Ciclone 1



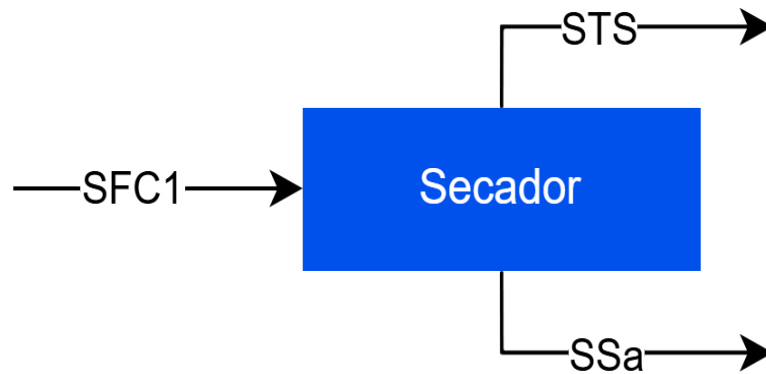
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 2 – Equacionamento do Ciclone 1

$EC1 = \text{hidrato, ar, água}$
$STC1 = \text{hidrato, ar}$
$SFC1 = \text{hidrato, água}$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, e) * cp(h, e) * T_e$ $+ \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * T_e + \dot{m}(ag, e) * cp(ag, e) * T_e$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(h, s) * cp(h, s) * T_s$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * T_s + \dot{m}(ag, s) * cp(ag, s) * T_s$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{\left(\frac{E_p}{K_p * A_p}\right) + \left(\frac{1}{h * A_{ext}}\right)}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 7 - Fluxograma do Secador



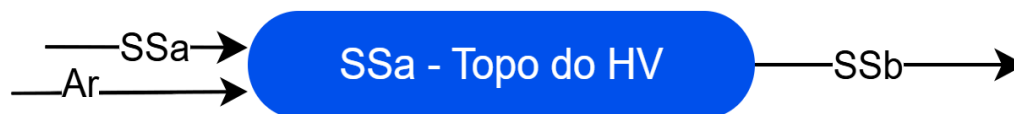
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 3 – Equacionamento do Secador

$SFC1 = \text{hidrato, água}$
$STS = \text{Vapor saturado, ar}$
$SSa = \text{hidrato}$
$\Sigma(\dot{m}, e * H, e) = \Sigma(\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}_p$
$Q_v = m_v * H_{sat}(t, p)$ <i>sendo, m_v = massa do vapor = massa de umidade retirada</i>
$\Sigma(\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(ag, e) * c_p(ag, e) * T_e + \dot{m}(h, e) * c_p(h, e) * (T, e) + \dot{m}(ar, e) * c_p(ar, e) * (T_{amb})$
$\Sigma(\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(ag, s) * H_{v, sat} + \dot{m}(h, s) * c_p(h, s) * (T, s) + \dot{m}(ar, s) * c_p(ar, s) * (T_{v, sat})$
$\dot{Q}_p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{\left(\frac{E_p}{K_p * A_p}\right) + \left(\frac{1}{h * A_{ext}}\right)}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 8 - Fluxograma da linha SSa - Topo do HV



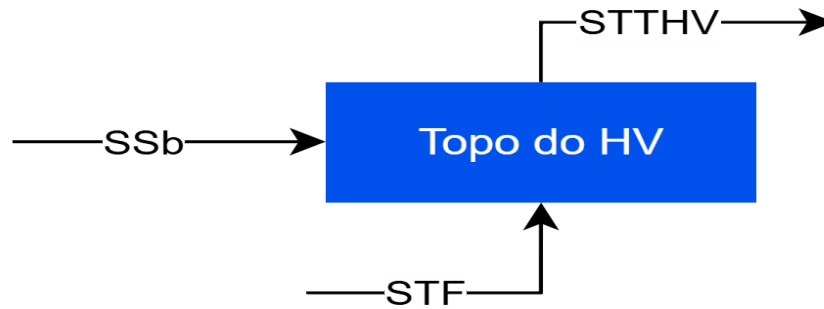
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 4 – Equacionamento da linha SSa-Topo do HV

$SSa = \text{hidrato}, ar$
$Ar = \text{Ar comprimido}$
$SSb = \text{hidrato}, ar$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, e) * cp(h, e) * T, e$ $+ \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T_{amb})$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(hi, s) * cp(hi, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{\left(\frac{Ep}{Kp * Ap}\right) + \left(\frac{1}{h * A_{ext}}\right)}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 9 - Fluxograma do Topo do HV



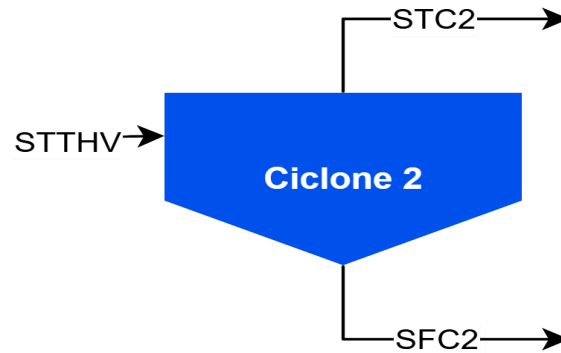
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 5 – Equacionamento do Topo do HV

$SSb = \text{hidrato, ar}$
$STTHV = \text{hidrato, ar}$
$STF = \text{ar quente}$
$\Sigma(\dot{m}, e * H, e) = \Sigma(\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma(\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, e) * cp(h, e) * (T, e) + \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T, e) + \dot{m}(ar, STF) * cp(ar, STF) * (T, STF)$
$\Sigma(\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(h, s) * cp(h, s) * (T, s) + \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{T_{ext} - T_{int}}{\frac{E_p}{K_p * A_p} + \frac{E_{iso}}{K_{iso} * A_{iso}} + \frac{1}{h * A_{ext}}}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 10 - Fluxograma do Ciclone 2



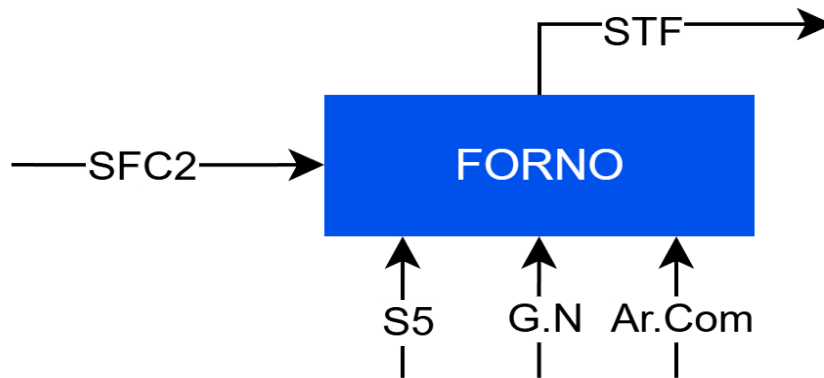
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 6 – Equacionamento do Ciclone 2

$STTHV = \text{hidrato, ar}$
$STC2 = \text{hidrato, ar}$
$SFC2 = \text{hidrato}$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, e) * cp(h, e) * (T, e)$ $+ \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T, e)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(hi, s) * cp(hi, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{\left(\frac{E_p}{K_p * A_p}\right) + \left(\frac{1}{h * A_{ext}}\right)}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 11 - Fluxograma do Forno



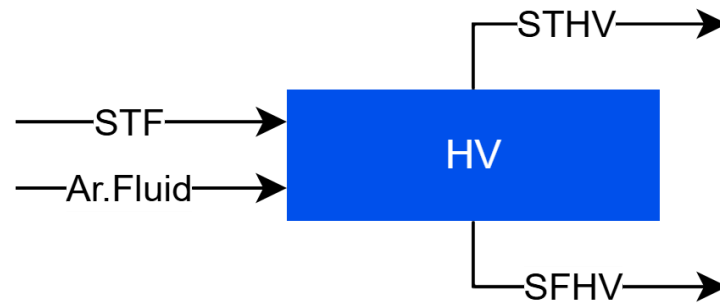
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 7 – Equacionamento do Forno

SFC2 = hidrato
S5 = CO ₂ , ar, alumina
<i>G.N e Ar.Com = Gás natural e ar de combustão</i>
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) + \dot{Q}g = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + Q_{Reação} + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, e) * cp(h, e) * (T, SFC2)$ $+ \dot{m}(ar) * cp(ar) * (T, S5)$ $+ \dot{m}(al) * cp(al) * (T, S5)$
$\dot{Q}g = \dot{m}(g) * PC(g)$
$Q_{Reação} = H_{Reação} * \dot{m}(al)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(al) * cp(al) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s) + \dot{m}(CO_2) * cp(CO_2) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{(\frac{Ep}{Kp * Ap}) + (\frac{1}{h * A_{ext}})}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 12 - Fluxograma do HV



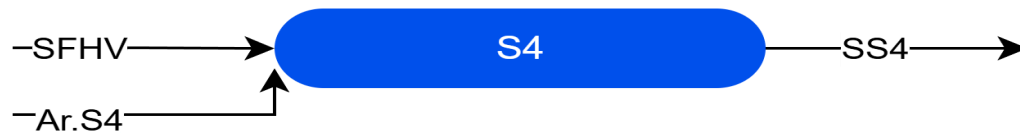
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 8 – Equacionamento do HV

STF = Alumina, ar, CO2
Ar de fluidização = ar comprimido
STHV = Ar quente, CO2
SFHV = Alumina
$\sum(\dot{m}, e * H, e) = \sum(\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\begin{aligned} \sum(\dot{m}, e * H, e) &= \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T, e) \\ &+ \dot{m}(al, e) * cp(al, e) * (T, e) + \dot{m}(CO2) * cp(CO2) * (T, e) \\ &+ \dot{m}(arf, e) * cp(arf, e) * (T, amb) \end{aligned}$
$\begin{aligned} \sum(\dot{m}, s * H, s) &= \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s) + \\ &\dot{m}(CO2, s) * cp(CO2, s) * (T, s) + \dot{m}(al, s) * cp(al, s) * (T, s) \end{aligned}$
$\dot{Q}p = \frac{T_{ext} - T_{int}}{\frac{E_p}{Kp * Ap} + \frac{E_{iso}}{K_{iso} * A_{iso}} + \frac{1}{h * A_{ext}}}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 13 - Fluxograma da linha S4



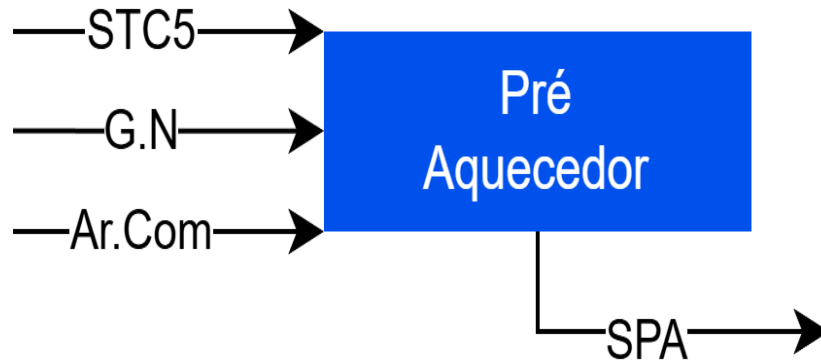
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 9 – Equacionamento da linha S4

SFHV = alumina
<i>Ar de transporte = ar comprimido</i>
<i>SS4 = alumina, ar</i>
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T, amb)$ $+ \dot{m}(al, e) * cp(al, e) * (T, e)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(al, s) * cp(al, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(Text - Tint)}{(\frac{Ep}{Kp * Ap}) + (\frac{1}{h * Aext})}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 14 - Fluxograma do Pré-Aquecedor



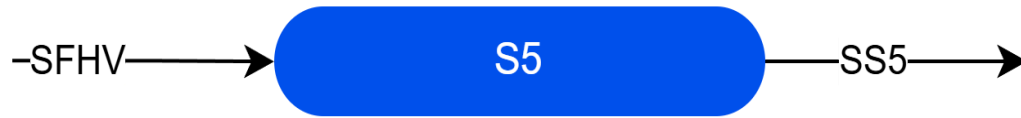
Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 10 – Equacionamento do Pré-Aquecedor

STC5 = alumina, ar
<i>G. N e Ar. Com = Gás natural e ar de combustão</i>
SPA = alumina, ar, CO2
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) + \dot{Q}g = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(al, S5) * cp(a, S5) * (T, S5)$ $+ \dot{m}(ar, S5) * cp(ar, S5) * (T, S5)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(al, s) * cp(a, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, sq) * (T, s) + \dot{m}(CO2, s) * cp(CO2, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{(\frac{E_p}{K_p * A_p}) + (\frac{1}{h * A_{ext}})}$
$\dot{Q}g = \dot{m}, gn * PCS$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 15 - Fluxograma da linha S5



Fonte: Adaptado de Autor (2026).

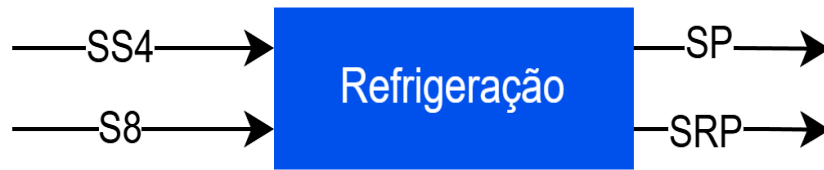
Tabela 11 – Equacionamento da linha S5

$SPA = alumina, ar, CO_2$
$SS5 = alumina, ar, CO_2$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}_p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(al, e) * cp(al, e) * (T, e)$ $+ \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T, e) + \dot{m}(CO_2) * cp(CO_2) * (T, e)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(al, s) * cp(al, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s) + \dot{m}(CO_2) * cp(CO_2) * (T, s)$
$\dot{Q}_p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{\left(\frac{E_p}{K_p * A_p}\right) + \left(\frac{1}{h * A_{ext}}\right)}$

Fonte:

Elaborada pelo autor (2026).

Figura 16 - Fluxograma da Refrigeração



Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 12 – Equacionamento da Refrigeração

SS4 = alumina, ar
S8 = ar comprimido
$SP = \text{Saída de produto}$
$SRP = \text{Retorno para processo}$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}_p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(al, e) * cp(al, e) * (T, e)$ $+ \dot{m}(ar, e) * cp(ar, e) * (T, e) + \dot{m}(ar, S8) * cp(ar, S8) * (T, amb)$
$\Sigma (\dot{m}, s * Hs) = \dot{m}(ar, C5) * cp(ar, C5) * (T, C5)$ $+ \dot{m}(al, C5) * cp(al, C5) * (T, C5) + \dot{m}(al, SP) * cp(al, SP) * (T, SP)$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Figura 17 - Fluxograma da linha S1B



Fonte: Adaptado de Autor (2026).

Tabela 13 – Equacionamento da linha S1B

STC2 = hidrato, ar
SS1B = hidrato, ar
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \Sigma (\dot{m}, s * H, s) + \dot{Q}p$
$\Sigma (\dot{m}, e * H, e) = \dot{m}(h, STC2) * cp(h, STC5) * (T, STC5)$ $+ \dot{m}(ar, STC2) * cp(ar, STC5) * (T, STC5)$
$\Sigma (\dot{m}, s * H, s) = \dot{m}(h, s) * cp(h, s) * (T, s)$ $+ \dot{m}(ar, s) * cp(ar, s) * (T, s)$
$\dot{Q}p = \frac{(T_{ext} - T_{int})}{(\frac{E_p}{K_p * A_p}) + (\frac{1}{h * A_{ext}})}$

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

4.1 RESULTADOS CALCULADOS NA MODELAGEM

A fim de manter a proteção de dados da Alcoa de Poços de Caldas, mantendo os valores reais em sigilo, os dados dos resultados das simulações (variáveis e resultados) foram normalizados para que possamos ter uma medida real do impacto, sem expor os reais valores que são confidenciais da empresa.

A normalização dos dados foi feita a partir dos valores típicos de produção, energia e variáveis para 7 toneladas hora de produção, onde para cada valor foi escolhido um valor próximo arbitrário e a razão entre esse valor (normalizado) e o real, foi utilizada para fazer a normalização do cenário de 16 toneladas por hora de produção.

No tópico a seguir mostrará as tabelas com os resultados obtidos através das variações da temperatura do forno, ar de combustão do forno, ar da S4, ar de fluidização do HV, ar de transporte do secador e umidade do hidrato nas simulações realizadas no excel utilizando as equações mostradas acima (tabelas 1 a 13) e no arquivo de simulação da calcinação do Aspen Plus utilizado pela Alcoa de Poços de Caldas. Os valores típicos (ponto de partida da simulação) das variáveis e suas variações foram escolhidas baseadas nos dados de processo. O valor típico é a média em que as variáveis se encontram durante as produções em seus valores estudados, e as oscilações variam em uma escala que varia o processo, para que seja aplicado oscilações coesas com a realidade.

4.1.1 - Produção de 7 toneladas por hora

4.1.1.1 - Modelagem no Excel

Abaixo segue os resultados para a simulação realizada no excel conforme o equacionamento descrito nas tabelas 1 a 13. A tabela 14 mostra os resultados de produção, consumo de gás natural e energia para um cenário típico. As variáveis normalizadas desse cenário seguem conforme a Tabela 15.

Tabela 14 – Valores típicos para 7 ton/h

Variáveis	Típico P-7
Temperatura do forno (°C)	1033,34
Ar de combustão do forno (Nm³)	661,09
Ar da S4 (Nm³)	1335,67
Ar de fluidização do HV (Nm³)	416,54
Ar de fluidização do secador (Nm³)	449,70
Umidade do hidrato (%)	8,44
Ar de transporte do Secador (Nm³)	2792,47

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 15 – Simulação no Excel utilizando os valores típicos para 7 ton/h

Produção: 7 ton/h	Típico
Gás total (Nm³/h)	1000,00
Energia (GJ/ton)	5,62

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Abaixo segue os resultados para oscilações feitas nas variáveis de processos estudadas no trabalho. Como pode ser observado abaixo, foi variado dois valores abaixo e dois valores acima do típico simulado para verificar quanto cada alteração impacta na energia, e esse padrão foi feito também para a simulação de 16 ton/h,

Tabela 16 – Simulação no Excel com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 7 ton/h

	Temperatura do forno (°C)				Ar de combustão do forno (Nm³/h)			
	975,81	951,61	1024,19	1048,39	462,18	424,37	537,82	575,63
Gás total (Nm³/h)	990,64	981,28	1009,36	1018,72	998,11	996,22	1001,89	1003,78
Energia (GJ/ton)	5,57	5,52	5,67	5,73	5,61	5,60	5,63	5,64
Impacto (%)	0,94%	1,87%	-0,94%	-1,87%	0,19%	0,38%	-0,19%	-0,38%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 17 – Simulação no Excel com as variações de Ar de fluidização do HV e da S4 para 7 ton/h

	Ar de fluidização do HV (Nm³/h)				Ar da S4 (Nm³/h)			
	439,98	379,96	560,02	623,64	1275,39	1050,79	1724,61	1949,21
Gás total (Nm³/h)	1003,78	999,00	1000,49	1000,98	1000,98	991,77	1004,25	1008,59
Energia (GJ/ton)	5,64	5,62	5,62	5,63	5,63	5,58	5,65	5,67
Impacto (%)	-0,38%	0,10%	-0,05%	-0,10%	-0,10%	0,82%	-0,43%	-0,86%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 18 – Simulação no Excel com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 7 ton/h

	Umidade do hidrato (%)				Ar de transporte do secador (Nm³/h)			
	13,22	11,45	16,78	18,55	2785,14	2570,27	3214,86	3429,73
Gás total (Nm³/h)	998,06	996,13	1001,94	1003,89	998,77	997,52	1001,21	1002,40
Energia (GJ/ton)	5,61	5,60	5,63	5,64	5,61	5,61	5,63	5,63
Impacto (%)	0,19%	0,39%	-0,19%	-0,39%	0,12%	0,25%	-0,12%	-0,24%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Podemos observar através dos resultados vistos acima que a temperatura do forno e a umidade do hidrato são as variáveis que mais mostraram impactos em energia através de variações (comuns ao processo). As entradas de ar mostraram pouco impacto se comparado a temperatura e umidade, sendo as áreas de transporte (S4 e transporte do secador) as variáveis com menor mudança em energia.

4.1.1.2 - Modelagem no Aspen

Abaixo segue os resultados para a simulação realizada no Aspen Plus da Alcoa Poços de Caldas (simulação padrão para medição de impactos e cenários). A tabela 19 mostra os resultados de produção, consumo de gás natural e energia para um cenário típico. As variáveis normalizadas desse cenário seguem conforme a tabela 14.

Tabela 19 – Simulação no Aspen utilizando os valores típicos para 7 ton/h

Produção: 7 ton/h	Típico
Gás total (Nm ³ /h)	723,76
Energia (GJ/ton)	4,06

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 20 – Simulação no Aspen com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 7 ton/h

	Temperatura do forno (°C)				Ar de combustão do forno (Nm³/h)			
	975,81	951,61	1024,19	1048,39	462,18	424,37	537,82	575,63
Gás total (Nm ³ /h)	711,75	700,74	734,77	746,79	722,76	722,76	723,76	724,76
Energia (GJ/ton)	3,99	3,93	4,12	4,19	4,05	4,05	4,06	4,06
Impacto (%)	1,66%	3,18%	-1,52%	-3,18%	0,14%	0,14%	0,00%	-0,14%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 21 – Simulação no Aspen com as variações de ar de fluidização do HV e da S4 para 7 ton/h

	Ar de fluidização do HV (Nm³/h)				Ar da S4 (Nm³/h)			
	439,98	379,96	560,02	623,64	1275,39	1050,79	1724,61	1949,21
Gás total (Nm ³ /h)	722,76	721,76	721,76	725,76	722,76	720,76	724,76	725,76
Energia (GJ/ton)	4,05	4,05	4,05	4,07	4,05	4,04	4,06	4,07
Impacto (%)	0,14%	0,28%	0,28%	-0,28%	0,14%	0,41%	-0,14%	-0,28%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 22 – Simulação no Aspen com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 7 ton/h

	Umidade do hidrato (%)				Ar de transporte do secador (Nm³/h)			
	13,22	11,45	16,78	18,55	2785,14	2570,27	3214,86	3429,73
Gás total (Nm³/h)	718,76	720,76	725,76	728,77	721,76	719,76	725,76	726,76
Energia (GJ/ton)	4,03	4,04	4,07	4,09	4,05	4,04	4,07	4,08
Impacto (%)	0,69%	0,41%	-0,28%	-0,69%	0,28%	0,55%	-0,28%	-0,41%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

4.1.1.3 - Comparação Excel vs Aspen

Tabela 23 - Comparação de energia no cenário típico (Excel vs Aspen) para 7 ton/h

Produção: 7 ton/h	Típico
Energia (GJ/ton) - Excel	5,62
Energia (GJ/ton) - Aspen	4,06
Diferença (Aspen/Excel)	28%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 24 - Comparação de resultados de energia para alterações em temperatura do forno e Ar de combustão para 7 ton/h (Excel vs Aspen)

Produção: 7 ton/h	Temperatura do forno (°C)				Ar de combustão do forno (Nm³/h)			
	975,81	951,61	1024,19	1048,39	462,18	424,37	537,82	575,63
Energia (GJ/ton) - Excel	5,57	5,52	5,67	5,73	5,61	5,60	5,63	5,64
Energia (GJ/ton) - Aspen	3,99	3,93	4,12	4,19	4,05	4,05	4,06	4,06
Diferença (Aspen/Excel)	28%	29%	27%	27%	28%	28%	28%	28%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 25 - Comparação de resultados de energia para alterações em ar de fluidização do HV e Ar da S4 para 7 ton/h (Excel vs Aspen)

Produção: 7 ton/h	Ar de fluidização do HV (Nm³/h)				Ar da S4 (Nm³/h)			
	439,98	379,96	560,02	623,64	1275,39	1050,79	1724,61	1949,21
Energia (GJ/ton) - Excel	5,64	5,62	5,62	5,63	5,63	5,58	5,65	5,67
Energia (GJ/ton) - Aspen	4,05	4,05	4,05	4,07	4,05	4,04	4,06	4,07
Diferença (Aspen/Excel)	28%	28%	28%	28%	28%	28%	28%	28%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 26 - Comparação de resultados de energia para alterações em umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 7ton/h (Excel vs Aspen)

Produção: 7 ton/h	Umidade do hidrato (%)				Ar de transporte do secador (Nm³/h)			
	13,22	11,45	16,78	18,55	2785,14	2570,27	3214,86	3429,73
Energia (GJ/ton) - Excel	5,61	5,60	5,63	5,64	5,61	5,61	5,63	5,63
Energia (GJ/ton) - Aspen	4,03	4,04	4,07	4,09	4,05	4,04	4,07	4,08
Diferença (Aspen/Excel)	28%	28%	28%	28%	28%	28%	28%	28%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Foi observado que os resultados de energia encontrados na simulação do Excel, tanto para o cenário típico quanto para as variações introduzidas, possuem uma diferença média 28% acima dos valores do Aspen.

Apesar da diferença no resultado final de energia, os impactos seguem a mesma lógica da simulação realizada no excel, onde a variação de temperatura do forno e a umidade causam maior impacto em energia e os ares de transporte (S4 e

transporte do secador), causam o menor impacto.

4.1.2 Produção de 16 toneladas por hora

4.1.2.1 Modelagem no Excel

Abaixo segue os resultados para a simulação realizada no excel conforme os equacionamentos vistos em Materiais e métodos. A tabela 28 mostra os resultados de produção, consumo de gás natural e energia para um cenário típico. As variáveis normalizadas desse cenário seguem conforme a tabela 27.

Tabela 27 - Valores típicos para 16 ton/h

Variáveis	Típico P-16
Temperatura do forno (°C)	963,44
Ar de combustão do forno (Nm³)	463,87
Ar da S4 (Nm³)	1780,63
Ar de fluidização do HV (Nm³)	831,92
Ar de fluidização do secador (Nm³)	496,66
Umidade do hidrato (%)	16,12
Ar de transporte do Secador (Nm³)	2318,00

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 28 - Simulação no Excel utilizando os valores típicos para 16 ton/h

Produção: 16 ton/h	Típico
Gás total (Nm³/h)	1305,30
Energia (GJ/ton)	3,21

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Segue abaixo os valores de energia resultantes para as oscilações aplicadas nas variáveis estudadas.

Tabela 29 – Simulação no Excel com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 16 ton/h

	Temperatura do forno (°C)				Ar de combustão do forno (Nm³/h)			
	939,25	915,05	987,63	1011,83	426,05	388,24	501,69	539,50
Gás total (Nm³/h)	1294,98	1284,65	1315,63	1325,95	1304,11	1302,91	1306,50	1307,69
Energia (GJ/ton)	3,18	3,16	3,24	3,26	3,21	3,20	3,21	3,22
Impacto (%)	0,79%	1,58%	-0,79%	-1,58%	0,09%	0,18%	-0,09%	-0,18%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 30 – Simulação no Excel com as variações de ar de fluidização do HV e da S4 para 16 ton/h

	Ar de fluidização do HV (Nm³/h)				Ar da S4 (Nm³/h)			
	531,83	471,82	651,87	711,89	1556,03	1331,42	2005,24	2229,85
Gás total (Nm³/h)	1303,80	1303,50	1303,50	1304,71	1305,70	1306,17	1304,98	1304,74
Energia (GJ/ton)	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21
Impacto (%)	0,11%	0,14%	0,14%	0,05%	-0,03%	-0,07%	0,02%	0,04%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 31 – Simulação no Excel com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 16 ton/h

	Umidade do hidrato (%)				Ar de transporte do secador (Nm³/h)			
	14,34	12,57	17,90	19,67	2103,14	1888,27	2532,87	2747,41
Gás total (Nm³/h)	1303,01	1289,69	1313,15	1321,02	1304,83	1304,36	1305,77	1306,23
Energia (GJ/ton)	3,20	3,17	3,23	3,25	3,21	3,21	3,21	3,21
Impacto (%)	0,18%	1,20%	-0,60%	-1,20%	0,04%	0,07%	-0,04%	-0,07%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

4.1.2.2 Modelagem no Aspen

Abaixo segue os resultados para a simulação realizada no Aspen Plus da Alcoa Poços de Caldas (simulação padrão para medição de impactos e cenários). A tabela 31 mostra os resultados de produção, consumo de gás natural e energia para um cenário típico. As variáveis normalizadas desse cenário seguem conforme a tabela 26.

Tabela 32 - Simulação no Aspen utilizando os valores típicos para 16 ton/h

Produção: 16 ton/h	Típico
Gás total (Nm ³ /h)	1410,48
Energia (GJ/ton)	3,46

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 33 – Simulação no Aspen com as variações de temperatura e ar de combustão do forno para 16 ton/h

	Temperatura do forno (°C)				Ar de combustão do forno (Nm³/h)			
	939,25	915,05	987,63	1011,83	426,05	388,24	501,69	539,50
Gás total (Nm ³ /h)	1391,46	1372,44	1430,50	1450,53	1410,48	1409,48	1411,48	1412,49
Energia (GJ/ton)	3,41	3,37	3,51	3,56	3,46	3,46	3,46	3,47
Impacto (%)	1,35%	2,70%	-1,42%	-2,84%	0,00%	0,07%	-0,07%	-0,14%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 34 – Simulação no Aspen com as variações de ar de fluidização do HV e da S4 para 16 ton/h

	Ar de fluidização do HV (Nm³/h)				Ar da S4 (Nm³/h)			
	531,83	471,82	651,87	711,89	1556,03	1331,42	2005,24	2229,85
Gás total (Nm³/h)	1410,48	1409,48	1411,48	1412,49	1409,48	1408,48	1412,49	1413,49
Energia (GJ/ton)	3,46	3,46	3,46	3,47	3,46	3,46	3,47	3,47
Impacto (%)	0,00%	0,07%	-0,07%	-0,14%	0,07%	0,14%	-0,14%	-0,21%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 35 – Simulação no Aspen com as variações de umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 16 ton/h

	Umidade do hidrato (%)				Ar de transporte do secador (Nm³/h)			
	14,34	12,57	17,90	19,67	2103,14	1888,27	2532,87	2747,41
Gás total (Nm³/h)	1397,47	1404,48	1417,49	1424,50	1409,48	1407,48	1412,49	1414,49
Energia (GJ/ton)	3,43	3,45	3,48	3,49	3,46	3,45	3,47	3,47
Impacto (%)	0,92%	0,43%	-0,50%	-0,99%	0,07%	0,21%	-0,14%	-0,28%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

4.1.2.3 - Comparação Excel vs Aspen

Tabela 36 - Comparação de energia no cenário típico (Excel vs Aspen) para 16 ton/h

Produção: 16 ton/h	Típico
Energia (GJ/ton) - Excel	3,21
Energia (GJ/ton) - Aspen	3,46
Diferença (Aspen/Excel)	-8%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 37 - Comparação de resultados de energia para alterações em temperatura do forno e ar de combustão do forno para 16 ton/h (Excel vs Aspen)

	Temperatura do forno (°C)				Ar de combustão do forno (Nm³/h)			
	939,25	915,05	987,63	1011,83	426,05	388,24	501,69	539,50
Energia (GJ/ton) - Excel	3,18	3,16	3,24	3,26	3,21	3,20	3,21	3,22
Energia (GJ/ton) - Aspen	3,41	3,37	3,51	3,56	3,46	3,46	3,46	3,47
Diferença (Aspen/Excel)	-7%	-7%	-8%	-9%	-8%	-8%	-8%	-8%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 38 - Comparação de resultados de energia para alterações em ar de fluidização do HV e ar da S4 para 16 ton/h (Excel vs Aspen)

	Ar de fluidização do HV (Nm³/h)				Ar da S4 (Nm³/h)			
	531,83	471,82	651,87	711,89	1556,03	1331,42	2005,24	2229,85
Energia (GJ/ton) - Excel	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21	3,21
Energia (GJ/ton) - Aspen	3,46	3,46	3,46	3,47	3,46	3,46	3,47	3,47
Diferença (Aspen/Excel)	-8%	-8%	-8%	-8%	-8%	-8%	-8%	-8%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 39 - Comparação de resultados de energia para alterações em umidade do hidrato e ar de transporte do secador para 16 ton/h (Excel vs Aspen)

	Umidade do hidrato (%)				Ar de transporte do secador (Nm³/h)			
	14,34	12,57	17,90	19,67	2103,14	1888,27	2532,87	2747,41
Energia (GJ/ton) - Excel	3,20	3,17	3,23	3,25	3,21	3,21	3,21	3,21
Energia (GJ/ton) - Aspen	3,43	3,45	3,48	3,49	3,46	3,45	3,47	3,47
Diferença (Aspen/Excel)	-7%	-9%	-8%	-8%	-8%	-8%	-8%	-8%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Foi observado que os resultados de energia encontrados na simulação do Excel, tanto para o cenário típico quanto para as variações introduzidas, possuem uma diferença média 8% abaixo dos valores do Aspen.

Assim como na produção de 7 toneladas por hora, os resultados de impacto de energia do Excel e do Aspen, apesar da diferença no valor final, mostraram que a temperatura do forno e a umidade do hidrato são as variáveis de maior impacto e os ares de transporte, as que menos impactam em energia.

4.2 - DISCUSSÕES

A partir da análise dos resultados obtidos nas simulações em ambas as plataformas, constatou-se que o cenário operando a 16 ton/h apresentou uma aderência significativamente maior aos dados do simulador industrial (Aspen Plus) quando comparado ao cenário de 7 ton/h. Essa divergência pode ser explicada pelo fato de que certos consumos de energia, como as perdas de calor nas carcaças dos equipamentos, tubulações e as variáveis associadas ao calor específico comportam-se como parcelas fixas no balanço feito no Excel, já no Aspen, esses valores mudam dinamicamente através das variáveis utilizadas na simulação, sendo assim, em um cenário de 16 toneladas por hora, o impacto dessas variáveis se torna

menor em comparação com os valores de energia que entram na equação através da queima do gás natural e do transporte de massa (valores que são os mesmo nas simulações do Aspen e do Excel).

Além das causas pontuadas acima, algumas hipóteses podem ser levantadas para explicar a diferença de resultados entre o Aspen e o Excel, como:

- No Excel, os valores de entalpia e calor específico foram os mesmos utilizados para a modelagem nas duas produções (7 e 16 toneladas por hora). Em softwares rigorosos como o Aspen, as bibliotecas de propriedades variam dinamicamente com a temperatura e a composição da mistura. É provável, portanto, que o perfil termodinâmico ajustado como linha de base na simulação da Alcoa esteja calibrado especificamente para condições operacionais padrão mais próximas a 16 ton/h, justificando a maior convergência dos resultados analíticos nessa faixa;
- As considerações feitas na modelagem do Excel se diferem do Aspen, trazendo resultados diferentes para modelos matemáticos como:
 - Composição do gás natural - No Excel, foi considerado 100% de metano, que gera um resultado diferente de estequiometria, e formulação de resíduos que podem carregar energia;
 - As origens de ar comprimido de todas as fontes utilizou a lei ideal dos gases para cálculo de massa, considerando a pressão constante de 1 atm;
 - A temperatura de entrada de ar comprimido no processo, em todos os pontos possui um valor fixo de 25°C (temperatura ambiente média);

Essa distorção em baixas cargas operacionais é esperada. Em equipamentos térmicos de grande porte, as perdas de calor para o ambiente tendem a variar muito pouco com a taxa de alimentação. Sendo assim, em um cenário de maior produção (16 ton/h), os montantes de energia demandados para a combustão e para a calcinação endotérmica do hidróxido de alumínio tornam-se tão expressivos que diluem o peso relativo dessas perdas fixas. Como essas grandes demandas de energia (reação e calor sensível principal) são modeladas de forma semelhante em ambas as plataformas, o desvio percentual entre elas diminui drasticamente.

Na sequência, apresentam-se duas tabelas que comparam a magnitude do impacto energético das variáveis de controle analisadas em ambas as simulações.

Tabela 40 - Impacto médio das oscilações das variáveis para uma produção de 7 ton/h

Produção = 7 ton/h	Impacto por variação unitária (x100)		Impacto por variação simulada	
	Excel	Aspen	Excel	Aspen
Temperatura do forno (°C)	3,87%	6,57%	0,94%	1,59%
Ar de combustão do forno (Nm³)	0,50%	0,18%	0,19%	0,07%
Ar da S4 (Nm³)	0,15%	0,07%	0,34%	0,16%
Ar de fluidização do HV (Nm³)	0,21%	0,27%	0,13%	0,17%
Umidade do hidrato (%)	10,92%	21,40%	0,19%	0,38%
Ar de transporte do Secador (Nm³)	0,06%	0,12%	0,12%	0,26%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Tabela 41 - Impacto médio das oscilações das variáveis para uma produção de 16 ton/h

Produção = 16ton/h	Impacto por variação unitária (x100)		Impacto por variação simulada	
	Excel	Aspen	Excel	Aspen
Temperatura do forno (°C)	3,27%	5,72%	0,79%	1,38%
Ar de combustão do forno (Nm³)	0,24%	0,12%	0,09%	0,04%
Ar da S4 (Nm³)	0,01%	0,04%	0,03%	0,10%
Ar de fluidização do HV (Nm³)	0,14%	0,04%	0,09%	0,10%
Umidade do hidrato (%)	27,80%	29,95%	0,49%	0,53%
Ar de transporte do Secador (Nm³)	0,02%	0,05%	0,04%	0,12%

Fonte: Elaborada pelo autor (2026).

Foi possível observar a partir das tabelas 40 e 41 que as entradas de ar para transporte (Secador e S4), são as correntes que possuem menor impacto em energia, seguido das correntes de ar para fluidização e combustão. A temperatura do forno é a variável que tem maior impacto em energia, seguido da umidade do hidrato. Essas escalas de energia fazem sentido quando se analisa o processo, pois as variações nas entradas de ar, na umidade e na temperatura, se resumem em variações nas entradas de massa (ar, água e gás natural), que dependem dos calores específicos do ar, da entalpia de vaporização da água e do PCS do gás natural, respectivamente, para se traduzirem em impactos de energia.

Pode ser observado também nas tabelas acima as proporções entre os impactos entre as simulações realizadas o que confirma a estabilidade dos impactos em ambas as simulações, separadas por um valor fixo (28% para 7 ton/h e 8% para 16 ton/h).

Por fim, as tabelas 24, 25, 26, 37, 38 e 39 evidenciam que as proporções de impacto de cada variável se mantêm consistentes entre as simulações analisadas. Isso confirma a estabilidade fenomenológica do balanço matemático, indicando que

as curvas de resposta do Excel e do Aspen são paralelas, separadas apenas por um desvio sistemático preestabelecido (diferença média de 28% para o cenário de 7 ton/h e 8% para o de 16 ton/h). Essa estabilidade direcional prova que o modelo desenvolvido no Excel, apesar do desvio de magnitude (*offset*), é totalmente sensível e reativo à dinâmica real da calcinação, servindo como uma excelente e confiável ferramenta para análises de tendências operacionais.

5 CONCLUSÃO

O presente trabalho cumpriu com seu objetivo geral ao estabelecer um balanço de energia para o processo de calcinação de alumina da Alcoa de Poços de Caldas, avaliando sua eficiência por meio da comparação direta com a simulação industrial desenvolvida no software Aspen Plus. A modelagem do processo foi realizada com sucesso, permitindo a simulação de cenários operacionais e o atingimento de todos os objetivos específicos propostos.

Como já comentado no capítulo de resultados e discussões, a comparação das simulações evidenciou que os resultados de energia encontrados na modelagem em Excel variam de acordo com a taxa de produção. No que tange à quantificação do impacto das variáveis de controle, os dados previamente apresentados e discutidos confirmam que a temperatura do forno é o parâmetro de maior impacto na energia do processo, seguida pela umidade do hidrato. Por outro lado, as entradas de ar de transporte representaram os menores impactos, seguidas pelas correntes de ar de fluidização e combustão. Como já demonstrado nas tabelas de resultados, as proporções de impacto entre as simulações mantiveram-se estáveis, confirmando a coerência física do modelo em ambos os cenários, separados apenas por seus respectivos valores fixos de desvio percentual.

Dessa forma, conclui-se que a modelagem matemática e termodinâmica desenvolvida atende integralmente à proposta do estudo, entregando uma ferramenta analítica validada e capaz de mensurar de forma quantitativa os impactos das variáveis operacionais no calcinador.

REFERÊNCIAS

- ALCOA. **Alumina & produtos químicos, processo de produção**. Aluminum Company of America - ALCOA, [S. l.], 2011. Disponível em: http://www.alcoa.com/brazil/pt/custom_page/mercados_alumina_processo.asp. Acesso em: 19 mar. 2026.
- BARROS, M. R. de *et al.* A high-performance electrochemical sensor based on a mesoporous silica/titania material and cobalt(II) phthalocyanine for sensitive pentachlorophenol determination. **Microchimica Acta**, [S. l.], v. 189, n. 269, 2022. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/s00604-022-05360-z>. Acesso em: 19 mar. 2026.
- BHILOTRA, K. R. K. **Curso processo Bayer – calcinação**. Canadá: Alcan, 1993. p. 31.
- BORGNAKKE, Claus; SONNTAG, Richard E. **Fundamentos da termodinâmica**. 8. ed. São Paulo: Blucher, 2013. Disponível em: <https://dokumen.pub/fundamentos-da-termodinamica-8nbsped.html>. Acesso em: 20 mar. 2026.
- CONSTANTINO, V. R. L. *et al.* Preparação de compostos de alumínio a partir da bauxita: considerações sobre alguns aspectos envolvidos em um experimento didático. **Química Nova**, [S. l.], v. 25, n. 3, p. 490-498, 2002. (*Nota: Convertido para et al. por possuir 4 autores*).
- ÇENGEL, Yunus A.; BOLES, Michael A. **Termodinâmica**. 7. ed. Porto Alegre: AMGH, 2013. Disponível em: <https://www.dem.cefetmg.br/wp-content/uploads/sites/39/2017/03/Termodin%C3%A2mica.pdf>. Acesso em: 20 mar. 2026.
- FELDER, Richard M.; ROUSSEAU, Ronald W. **Princípios elementares dos processos químicos**. 3. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2005. Disponível em: <https://libgen.com/im/search.php?q=Principios+elementares+dos+processos+qu%C3%ADmicos>. Acesso em: 19 mar. 2026.
- GONÇALVES FILHO, E. L. **Modelagem e simulações de calcinadores de hidróxido de alumínio em leito fluidizado**. 2012. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos) - Programa de Pós-Graduação em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2012.
- GREEN, A. T.; STEWART, G. H. **Ceramics - a symposium**. [S. l.]: The British Ceramic Society, 2007.
- HIND, R. A.; BHARGAVA, S. K.; GROCOTT, S. C. The surface chemistry of Bayer process solids: a review. **Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects**, [S. l.], n. 146, p. 359-374, 1999.
- HUDSON, L. K. (ed.). **Alumina production**. Pittsburgh: Alcoa Research Laboratories, 1982. cap. 8, p. 288.

INCROPERA, Frank P. *et al.* **Fundamentos de transferência de calor e de massa**. 6. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2008. Disponível em: http://ftp.demec.ufpr.br/disciplinas/TMEC030/Prof_Luciano/Fundamentos-de-transferencia-de-calor-e-de-massa-incropera.pdf. Acesso em: 19 mar. 2026.

KHOM-IN, Jutharat *et al.* Dehydration of methanol to dimethyl ether over nanocrystalline Al₂O₃ with mixed γ - and χ -crystalline phases. **Catalysis Communications**, [S. l.], v. 9, n. 10, p. 1955-1958, 2008. Disponível em: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1566736708000988>. Acesso em: 20 mar. 2026.

KORETSKY, Milo D. **Termodinâmica para engenharia química**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2007. Disponível em: <https://pdfcoffee.com/termodinamica-para-engenharia-quimica-koretsky-7-ed-3-pdf-free.html>. Acesso em: 19 mar. 2026.

MACFIE, R. **Curso processo Bayer**: noções gerais sobre o processo Bayer. Burntisland: Alcan, 1988. p. 42.

MARQUES, Fábio Vinicius dos Reis. **A produção de alumínio no Brasil**. 2013. Trabalho de Conclusão de Curso (Graduação em Geologia) – Instituto de Geociências, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013. Disponível em: <http://hdl.handle.net/11422/4758>. Acesso em: 20 mar. 2026.

MÁRTIRES, A. C. M. **Balanço mineral brasileiro**. Brasília: Departamento Nacional de Produção Mineral – DNPM, 2001.

MISSALA, M. *et al.* Significant improvement of energy efficiency at Alunorte's calcination facility. In: TMS - THE MINERALS, METALS & MATERIALS SOCIETY. **Light metals, 2011**. [S. l.]: TMS, 2011.

MORAN, Michael J. *et al.* **Princípios de termodinâmica para engenharia**. 8. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2018. Disponível em: https://www.academia.edu/50151479/Princ%C3%ADpios_de_Termodin%C3%A2mica_para_Engenharia_8a_edi%C3%A7%C3%A3o_MORAN_and_SHAPIRO_2018. Acesso em: 20 mar. 2026.

SILVA FILHO, E.; ALVES, M.; MOTTA, M. Red mud: an environmental problem in alumina industry. **Matéria**, Rio de Janeiro, 2006.

TEIDER, B. H. **O revestimento refratário e seu efeito na vida útil e no consumo energético de calcinadores de alumina**. 2012. Dissertação (Mestrado em Ciência e Engenharia de Materiais) - Programa de Pós-Graduação em Ciência e Engenharia de Materiais, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2012. p. 5-37.

WAO - WORLD ALUMINIUM ORGANIZATION. **World Aluminium**. 2019. Disponível em: <https://international-aluminium.org>. Acesso em: 19 mar. 2026.