

VANESSA SANTANA EVANGELISTA

**OTIMIZAÇÃO DA TAXA DE EVAPORAÇÃO EM UM
CONDENSADOR BAROMÉTRICO DE UMA REFINARIA DE
ALUMINA**

São Luís
2022

VANESSA SANTANA EVANGELISTA

**OTIMIZAÇÃO DA TAXA DE EVAPORAÇÃO EM UM
CONDENSADOR BAROMÉTRICO DE UMA REFINARIA DE
ALUMINA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Colegiado de Curso da Engenharia Química do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, como parte dos requisitos para obtenção do diploma de Graduação em Engenharia Química.

Orientador: Prof. Dr. Antonio Carlos Daltro de Freitas

São Luís
2022

FICHA CATALOGRÁFICA

Ficha gerada por meio do SIGAA/Biblioteca com dados fornecidos pelo(a) autor(a).
Diretoria Integrada de Bibliotecas/UFMA

SANTANA EVANGELISTA, VANESSA.

OTIMIZAÇÃO DA TAXA DE EVAPORAÇÃO EM UM CONDENSADOR
BAROMÉTRICO DE UMA REFINARIA DE ALUMINA / VANESSA SANTANA
EVANGELISTA. - 2022.

57 f.

Orientador(a): Antonio Carlos Daltro de Freitas.

Monografia (Graduação) - Curso de Engenharia Química,
Universidade Federal do Maranhão, São Luís - MA, 2022.

1. Aspen Custom Modeler V11. 2. Condensador
barométrico. 3. Otimização de Processo. 4. Processo
Bayer. I. Daltro de Freitas, Antonio Carlos. II. Título.

FOLHA DE APROVAÇÃO**BANCA EXAMINADORA:**

Prof. Dr. ANTONIO CARLOS DALTRO DE FREITAS
Orientador – COEQ/CCET/UFMA

Prof. Dra. ANNAMARIA DORIA SOUZA VIDOTTI
COEQ/CCET/UFMA

Prof. Dr. VALTER NUNES TRINDANDE JÚNIOR
COEQ/CCET/UFMA

21 de janeiro de 2022

DADOS CURRICULARES**Vanessa Santana Evangelista**

NASCIMENTO	21/03/1997 – IMPERATRIZ / MA
FILIAÇÃO	Vanusia de Oliveira Santana Edem dos Santos Evangelista
2016/2021	Curso de Graduação Engenharia Química - Universidade Federal do Maranhão

*Dedico este trabalho à Dona Vanusia, Seu Edem,
Clarinha, Gabriel e Henrique porque sem o amor
deles eu nada seria.*

AGRADECIMENTOS

Agradeço a esse Deus em sua ampla complexidade espiritual que sempre me guiou desde o início.

À Dona Vanusia, Dona Raimunda, Dona Clara, Seu Edem, Seu Antônio, meus amados irmãos Clara, Henrique, Gabriel e à toda minha querida família.

Ao meu orientador, Prof. Antonio Carlos Daltro de Freitas pelo apoio concedido com grande aptidão e disposição desde a nossa primeira iniciação científica até o presente trabalho.

Ao corpo de docentes de Engenharia Química da Universidade Federal do Maranhão, em especial às Prof. Kátia De La Sales e Lamia Zuniga Linan por serem fontes de inspiração e ao Prof. Jose Roberto Rodrigues pela amizade e apoio ímpar.

Aos meus queridos amigos que sempre me apoiaram e ensinaram a ser melhor Paulo Matheus, Mel, Emily, Simara, Adriane e Giulia. Aos meus amigos de turma Vinicius, Mona, Carla, Manu e Pedro.

À minha gestora Yaucha Vieira, seu apoio profissional, amizade e alto astral me levaram à romper barreiras inimagináveis.

À Danielle Lopes, Luiz Rocha e Luiz Brito por terem me estendido à mão desde o primeiro momento na companhia.

À Refinaria de Alumina e aos Engenheiros que apoiaram essa caminhada, Marcelo Cerioni, Airton Maciel, Glayson Gontijo, Lariza Pontes, Gabriel Princhak, François Santana, Alice Araújo, Ascendino Neto, José Carlos Vieira, Zilmara Zamyła e Jamily Amorim.

“Olha, pega este presente,
Eu o estava reservando para algum herói, orador, ou
general,
Alguém que devia servir à velha e boa causa, à
grande ideia, ao progresso e liberdade da raça,
Algum bravo confrontador de déspotas, algum
rebelde ousado;
Mas vejo que o que eu estava reservando pertence a
ti tanto quanto a qualquer outro.”

Walt Whitman

EVANGELISTA, VANESSA SANTANA. **Otimização da taxa de evaporação em um condensador barométrico de uma refinaria de alumina**. 2022. 51. Trabalho de Conclusão de Curso de Engenharia Química do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2022.

RESUMO

O controle e conhecimentos da influência de variáveis de processos em uma linha de produção industrial é imprescindível na garantia da qualidade operacional. Dessa forma, a simulação de processos químicos industriais é uma alternativa, eficiente e rápida que pode ser empregada na avaliação de projetos de melhoria de uma planta química. A partir desses conceitos, o presente estudo busca, com a utilização do software comercial Aspen V11 e da ferramenta *Aspen Custom Modeler V11 (ACM)* otimizar a taxa de evaporação em uma planta de produção de alumina, especificamente em um condensador barométrico, que é utilizado com a finalidade de resfriar o licor pobre em alumina e simultaneamente evaporar o excesso de água obtido por diluições em outras fases do processo Bayer. Nesse âmbito, foi realizada análise estatística de processo para principais variáveis de operacionalidade do condensador barométrico; Temperatura de Licor, Vácuo, Vazão de Licor e Vazão Água. Após constatar a maior influência do Vácuo e Temperatura SLQ, em ordem decrescente, sobre a taxa de evaporação, o comportamento de ambas foi avaliado pela análise de sensibilidade ACM em que se constatou que a taxa de evaporação aumenta com a redução da pressão (incremento de um vácuo mais negativo) e com o aumento da Temperatura SLQ. Assim, uma proposta de melhoria foi traçada em razão do aumento da temperatura de SLQ via uso de reciclo de SLQ. Ademais, trinta variáveis de processo foram adaptadas e avaliadas no modelo ACM em busca da aproximação para o comportamento real da planta e após isso, o impacto do uso do reciclo foi avaliado via *business case*. Os resultados demonstraram que o uso do reciclo reduziu o consumo de soda e bauxita e aumentou o consumo de energia. Contudo, o projeto se mostrou viável economicamente, gerando *saving* de 188.189,55 dólares por ano.

Palavras-chave: Aspen Custom Modeler V11. Condensador barométrico. Processo Bayer. Otimização de Processo.

EVANGELISTA, VANESSA SANTANA. **Optimization of the evaporation rate in a barometric condenser of an alumina refinery**. 2022. 51 f. Graduate Work (Graduate in Chemical Engineering) – Curso de Engenharia do Centro de Ciências Exatas e Tecnologia da Universidade Federal do Maranhão, São Luís, 2022.

ABSTRACT

The control and knowledge of the influence of process variables in an industrial production line is essential to guarantee operational quality. Thus, the simulation of industrial chemical processes is an efficient and fast alternative that can be used in the evaluation of improvement projects in a chemical plant. From these concepts, the present study seeks, with the use of the commercial software Aspen V11 and the Aspen Custom Modeler V11 (ACM) tool, to optimize the evaporation rate in an alumina production plant, specifically in a barometric condenser, which is used to cool the alumina-poor liquor and simultaneously evaporate the excess water obtained by dilutions in other phases of the Bayer process. In this context, statistical analysis of the process was performed for the main operational variables of the barometric condenser; SLQ Temperature, Vacuum, SLQ Flow and Water Flow. After verifying the greater influence of Vacuum and SLQ Temperature, in decreasing order, on the evaporation rate, the behavior of both was evaluated by the ACM sensitivity analysis in which it was found that the evaporation rate increases with the reduction of pressure (increase of a more negative vacuum) and with increasing SLQ Temperature. Thus, an improvement proposal was drawn up due to the increase in SLQ temperature via the use of SLQ recycle. In addition, thirty process variables were adapted and evaluated in the ACM model in search of an approximation to the real behavior of the plant and after that, the impact of the use of recycling was evaluated via the business case. The results showed that the use of recycling reduced soda and bauxite consumption and increased energy consumption. However, the project proved profitable, earning \$188,189.55 a year.

Keywords: Aspen Custom Modeler V11. Barometric Condenser. Bayer process. Process Optimization.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Fluxograma do processo de obtenção de alumina.....	3
Figura 2 – Vaso <i>Flash</i> típico de uma refinaria de produção de alumina.....	6
Figura 3 – Ilustração de um condensador barométrico.....	8
Figura 4 – Painel de entrada Aspen Custom Modeler (ACM), <i>Aspen Plus V11</i>	12
Figura 5 – Dados experimentais de processo das principais variáveis de influência da taxa de evaporação do condensador barométrico a) Temperatura SLQ (°C). b) Vácuo (kPa). c) Vazão SLQ (m ³ /h). d) Vazão Água (m ³ /h).....	17
Figura 6 – Taxa de evaporação (ton/h) do condensador barométrico pelos dados experimentais de processo e modelo estatístico de regressão multivariável	17
Figura 7 – Análise de sensibilidade via <i>Aspen Custom Modeler V11</i> em função da taxa de evaporação. a) Temperatura de SLQ. b) Vácuo	19
Figura 8 – Diagrama de fases da água.....	20
Figura 9 – <i>Layout</i> ilustrativo do condensador barométrico com reciclo de licor.....	21
Figura 10 – Disparidade percentual entre os KPI's do modelo ACM e os dados reais da planta	23
Figura 11 – Quantidade de variáveis versus percentual máximo de desvio.....	23
Figura 12 – Comparativo dos principais indicadores de performance (KPI) entre o modelo ACM e os dados reais da planta	24
Figura 13 – Tendência de estimativa dos dados obtidos pela simulação via <i>Aspen Custom Modeler V11</i>	25
Figura 14 – Resposta da taxa de evaporação do condensador barométrico com aumento da vazão de reciclo	26
Figura 15 – Análise financeira dos indicadores de consumo e qualidade.....	26
Figura 16 – Modelo do condensador barométrico para simulação.....	34
Figura 17 – Preço soda cáustica	40
Figura 18 – Exemplo de um modelo de refino de alumina disponível em Aspen V11.....	41

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Resultados estatístico para a regressão multivariável.....	18
Tabela 2 – Condições operacionais das variáveis de processo na análise de sensibilidade	19
Tabela 3 – Comparativo dos principais indicadores de performance (KPI) entre o modelo ACM e os dados reais da planta	22
Tabela 4 – Preços de metais e minérios para estimativa financeira	36

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ACM	Aspen Custom Modeler
GLQ	Green Liquor (Licor rico em alumina)
KPI	Key Performance Indicator (Indicador-chave de desempenho)
SLQ	Spent Liquor (Licor pobre em alumina)

LISTA DE SÍMBOLOS

Al_2O_3	Concentração de alumina
<i>AFCE</i>	Aumento Financeiro do Consumo Energético
<i>CB</i>	Consumo de Bauxita
<i>CE</i>	Consumo Energético
<i>CS</i>	Consumo de Soda
<i>FC</i>	Free Caustic (Cáustico Livre)
<i>FS</i>	Fator de Segurança financeiro
<i>GFBC</i>	Ganho Financeiro Business Case
<i>P_{alvo}</i>	Produção Alvo Diária
<i>PB</i>	Preço da Bauxita
<i>PE</i>	Preço Energético
<i>PS</i>	Preço da Soda
<i>RF_{CB}</i>	Redução Financeira do Consumo de Bauxita
<i>RF_{CS}</i>	Redução Financeira do Consumo de Soda
<i>TA</i>	Total Alcalino
<i>TC</i>	Total Cáustico

SUMÁRIO

	FOLHA DE APROVAÇÃO.....	i
	DADOS CURRICULARES.....	ii
	DEDICATÓRIA.....	iii
	AGRADECIMENTOS.....	iv
	EPÍGRAFE.....	v
	RESUMO.....	vi
	ABSTRACT.....	vii
	LISTA DE FIGURAS.....	viii
	LISTA DE TABELAS.....	ix
	LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS.....	x
	LISTA DE SÍMBOLOS.....	xi
	SUMÁRIO.....	xii
1	INTRODUÇÃO.....	01
2	OBJETIVOS.....	02
2.1	Objetivos gerais.....	02
2.2	Objetivos específicos.....	02
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	03
3.1	OVERVIEW DO PROCESSO BAYER.....	03
3.1.1	BREVE HISTÓRIA DO PROCESSO BAYER.....	04
3.1.2	PROCESSO DE MOAGEM.....	04
3.1.3	PROCESSO DE DIGESTÃO.....	04
3.1.4	PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO.....	04
3.1.5	PROCESSO DE PRECIPITAÇÃO.....	05
3.1.6	PROCESSO DE TROCA TÉRMICA E EVAPORAÇÃO.....	05
3.1.7	PROCESSO DE CALCINAÇÃO.....	07
3.2	IMPORTÂNCIA DO CONDENSADOR BAROMÉTRICO.....	07
3.3	CUSTOS COM ENERGÉTICOS NO PROCESSO BAYER.....	09
3.4	LICOR.....	09
3.4.1	TA – TOTAL ALCALINO.....	10

3.4.2	TC – CÁUSTICO.....	10
3.4.3	Al ₂ O ₃ – CONCENTRAÇÃO DE ALUMINA.....	10
3.4.4	FC – FREE CAUSTIC.....	11
4	MATERIAL E MÉTODOS.....	12
4.1	LOCAL DE PESQUISA.....	12
4.2	MODELAGEM.....	12
4.3	CONSIDERAÇÕES PARA SIMULAÇÃO.....	13
4.4	ANÁLISE ESTATÍSTICA DE PROCESSO E SENSIBILIDADE.....	13
4.5	BUSINESS CASE.....	14
4.5.1	REDUÇÃO FINANCEIRA DO CONSUMO DE SODA (RFCS).....	14
4.5.2	REDUÇÃO FINANCEIRA DO CONSUMO DE BAUXITA (RFCB).....	15
4.5.3	AUMENTO FINANCEIRO DO CONSUMO ENERGÉTICO (AFCE).....	15
4.5.4	GANHO FINANCEIRO BUSINESS CASE (GFBC).....	15
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	16
5.1	ANÁLISE ESTATÍSTICA DE PROCESSO.....	16
5.2	ANÁLISE DE SENSIBILIDADE ASPEN CUSTOM MODELER V11....	18
5.3	PROPOSTA DE MELHORIA.....	20
5.4	COMPARATIVO MODELAGEM ASPEN PLUS V11 E PROCESSO.....	21
5.5	BUSINESS CASE.....	26
6	CONCLUSÃO.....	28
7	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	29
	REFERÊNCIAS.....	30
	APÊNDICE A.....	34
	ANEXO A.....	37
	ANEXO B.....	40
	ANEXO C.....	41

1 INTRODUÇÃO

Um dos principais métodos da produção de alumina é enriquecer a solução cáustica na digestão com o máximo de alumina para subsequente retirada na Precipitação. Em outras palavras, maximizar a produção de alumina por litro de licor circulado, isto é, maximizar o rendimento de alumina (DENHOND; HIRALAL; RIJKEBOER, 2016). Dessa forma, na cadeia de circulação do licor ocorre a reutilização do Licor Usado - pobre em alumina - ou SLQ (*Spent Liquor*), que retorna da Precipitação alimentando o processo de Digestão e Moagem, início do Bayer (OSTAP, 1986).

O SLQ passa pelo processo de evaporação e condensação em condensador barométrico (JACOBS, 2013) com a finalidade de entregar um produto com concentração e temperatura adequada. Portanto, é válido salientar que melhorias nas etapas de evaporação podem diminuir o consumo de vapor, economizar o consumo de combustível na planta, reduzir significativamente a emissão de gases de efeito estufa e assegurar o Balanço Hídrico (ZHANG et al., 2018).

O uso de avaliações de processos em plantas químicas é imprescindível, uma vez que se pode propor ajustes operacionais impactando principalmente no aumento de produção, melhoria da qualidade de produtos e redução de custos e de consumo de energia (BRESCIANI et al., 2016). Assim, o uso de pacotes computacionais, que dispõem de modelos fenomenológicos nas análises de otimização de variáveis de processos químicos industriais, como o *Aspen Plus - software* comercial de simulação de processos, representa uma alternativa prática e de resposta categórica na otimização desses processos em plantas químicas reais (TANGSRIWONG et al., 2019).

Assim, o presente trabalho propõe a otimização da taxa de evaporação de um condensador barométrico de uma planta de produção de alumina, fazendo-se uso do *software Aspen V11* na avaliação dos indicadores de performance em prol da implementação de um projeto de melhoria para suporte na análise financeira.

2 OBJETIVOS

2.1 Objetivo geral

O presente trabalho tem como objetivo simular um processo de evaporação para otimização da taxa de evaporação em um condensador barométrico utilizando Estatística e Simulação de Processo como método analítico de otimização.

2.1 Objetivos específicos

- Avaliar a estatística e sensibilidade das variáveis de processo em função do aumento da taxa de evaporação;
- Maximizar a taxa de evaporação em um condensador a partir da simulação sob condições operacionais reais de vácuo, vazão de água, vazão de SLQ, temperatura de entrada e saída de água e temperatura de entrada e saída de SLQ;
- Estruturar *business case* com aplicação viável e de menor prejuízo aos indicadores de performance (KPI) de maior importância da Refinaria.

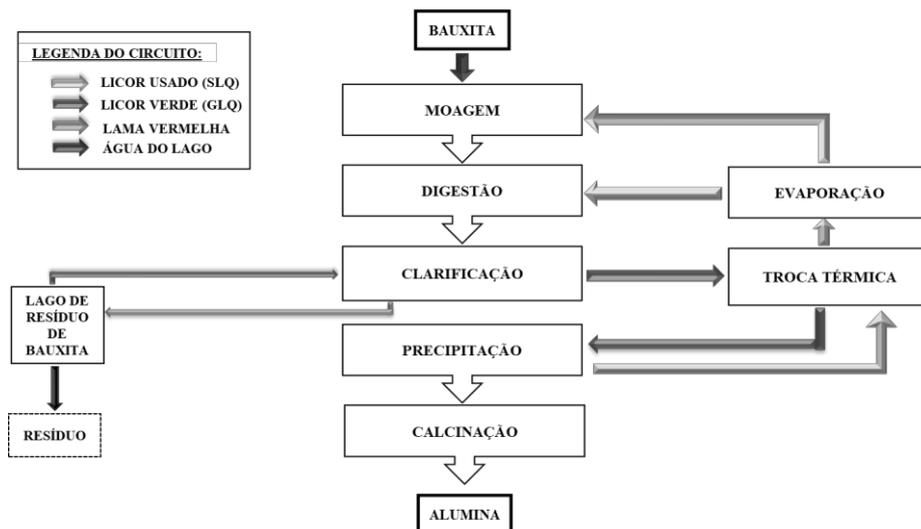
3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 OVERVIEW DO PROCESSO BAYER

3.1.1 BREVE HISTÓRIA DO PROCESSO BAYER

Em 1888, uma patente britânica intitulada "Um Processo para a Produção de Hidróxido de Alumínio" foi concedida ao químico austríaco Karl Josef Bayer que, na época, vivia em São Petersburgo, na Rússia (conhecido como Leningrado de 1924 a 1991) (HABASHI, 1995). O processo alcançou sucesso industrial de imediato devido à redução de custos ocasionada pelo menor consumo energético (GARCIA, 2012), dessa forma substituindo o processo térmico conhecido como processo Le Chatelier (JHA, 2011). A Figura 1 denota o fluxograma de blocos sintetizado do Processo Bayer.

Figura 1 – Fluxograma do processo de obtenção de alumina.



Fonte: Próprio Autor (2022).

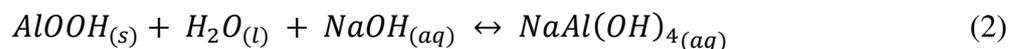
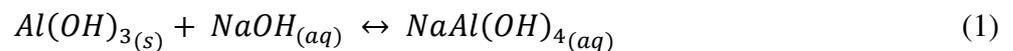
3.1.2 PROCESSO DE MOAGEM

O Processo Bayer inicia-se na moagem e de acordo com Ribeiro e Abrantes (2001) essa etapa tem como objetivo o controle da granulometria do minério de bauxita, redução do tamanho de partículas, dessa forma assegurando maior área de contato para a reação com soda cáustica na etapa de digestão.

Assim, a moagem é realizada a úmido, e deve ser controlada com precisão a fim de maximizar o rendimento do moinho enquanto mantém uma densidade constante de material para os tanques de pasta (SIDRAK, 2001).

3.1.3 PROCESSO DE DIGESTÃO

A extração ou digestão ocorre em reatores conhecidos como “Digestores” (MISRA, 1970) e tem como intuito solubilizar o alumínio presente na bauxita (MORAES, 2017), formando o licor rico em alumina (GLQ). Nessa etapa, ocorre a lixiviação da bauxita sob pressão com solução de NaOH para obter a solução de aluminato de sódio a partir da reação com Gibbsita e/ou Boemita presente no minério, conforme demonstram as Equações 1 e 2.



3.1.4 PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO

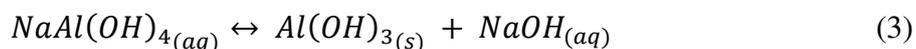
A etapa de Clarificação, que procede a Digestão, é composta pelos processos de Decantação, Filtração e Lavagem da Lama Vermelha. Essa etapa tem como interesse a

separação da solução de aluminato de sódio dos resíduos sólidos (LEANDRO, 2015) e a recuperação do aluminato de sódio e da soda cáustica que estão solubilizados na lama.

Assim sendo, a lama vermelha deve ser enviada para o Lago de Resíduo de Bauxita, Figura 1, contendo o menor teor de concentração de aluminato de sódio possível, e recuperando o máximo estabelecido de soda cáustica presente na água de retorno do Lago.

3.1.5 PROCESSO DE PRECIPITAÇÃO

A solução de aluminato de sódio clarificada segue para a etapa de Precipitação. Nesta fase, ocorre a precipitação de hidróxido de alumínio puro (MORAES, 2017), a partir desta solução, semeando cristais finos de $Al(OH)_3$ (Equação 3). Além disso, essa etapa é de grande importância devido a recuperação da soda cáustica para reutilização na cadeia Bayer, conforme exemplificado pelo circuito de retorno de SLQ da Precipitação para etapa de Troca Térmica na Figura 1.



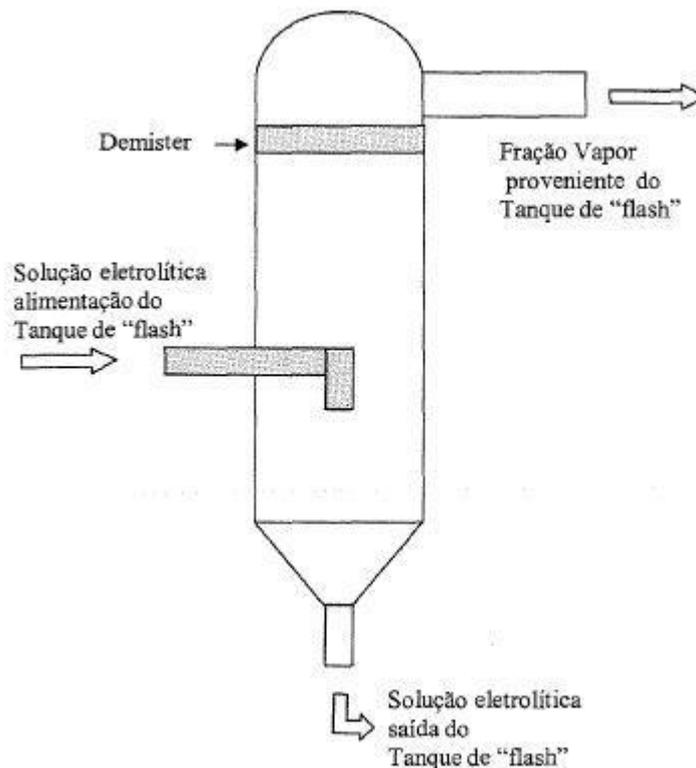
3.1.6 PROCESSO DE TROCA TÉRMICA E EVAPORAÇÃO

. O processo intermediário de troca térmica que ocorre no processo Bayer visa resfriar o licor rico (solução rica em aluminato de sódio - GLQ) que sai da Clarificação para a Precipitação, e aquecer o licor pobre (solução pobre em alumina - SLQ) que retorna da Precipitação para etapa de Troca Térmica.

Desta forma, a vazão de GLQ entra em uma série de tanques *Flash*. Segundo Souza (2002) a redução de pressão multiestágio, ocasiona redução do ponto de ebulição da solução sob temperaturas sequencialmente menores. Desse modo, a vazão de licor rico é resfriada em decorrência simultânea da geração de vapor regenerado que é utilizado em paralelo para o aquecimento do SLQ que segue para etapa seguinte de Evaporação.

A Figura 2 ilustra o funcionamento de um estágio de vaso *Flash*. De acordo com o modelo de *Flash* exposto por Torres (2001), há a existência de 3 linhas principais neste equipamento; alimentação com entrada de licor, descarga de fundo com saída de licor concentrado e descarga de topo com saída de vapor regenerado que é utilizado no aquecimento de solução por contato indireto em trocadores de calor. Além disso, no topo do vaso é comum a presença de um dispositivo metálico conhecido como *demister* que de acordo com Torres (2001), tem a função de reter gotículas de licor para que não se encaminhem da fase líquida para a fase vapor.

Figura 2 – Vaso *Flash* típico de uma refinaria de produção de alumina.



Fonte: Torres (2001).

A área de Evaporação do SLQ entra em cena com a função de remover o excesso de água adicionado anteriormente em outras fases do processo Bayer por diluições indesejadas, garantindo o Balanço Hídrico da Refinaria (AMORIM, 2018). Nesta etapa o princípio de

evaporação por *flasheamento* (SOUZA, 2002) pode ser aplicado para formação de vapor regenerado e conseqüentemente, a obtenção do Licor Usado com maior concentração.

3.1.7 PROCESSO DE CALCINAÇÃO

A Precipitação é a última etapa do Processo Bayer, após o qual ocorre a fase final de produção de alumina, a Calcinação. Dessa maneira, as sementes sofrem aquecimento em calcinadores ocasionando a reação química de conversão do hidróxido de alumínio em óxido de alumínio. Portanto, o processo de calcinação das sementes tem características endotérmicas e o mineral predominante que constitui a bauxita determina os custos energéticos agregados nessa etapa. As equações 4 e 5 demonstram a entalpia das reações de calcinação para Gibbsita e Boemita, respectivamente (PASPALIARIS et al., 1999).



Como a Boemita contém um mol de água contra três da Gibbsita, a quantidade de material a ser calcinada será reduzida em 360 kg/ton de alumina produzida. Isso resultará em economia adicional de energia da ordem de 0,7 GJ/ton de alumina, além do aumento da produtividade do calcinador.

3.2 IMPORTÂNCIA DO CONDENSADOR BAROMÉTRICO

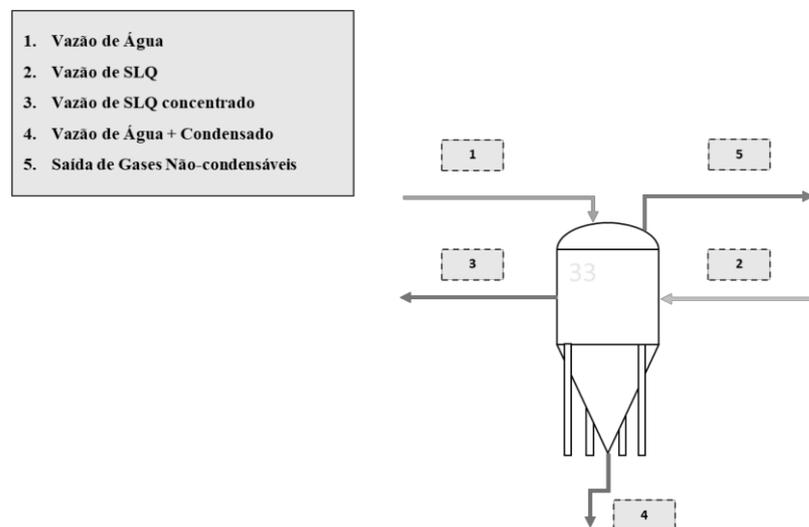
O condensador barométrico é utilizado na etapa de Troca Térmica e tem como objetivos principais:

- Concentração e resfriamento do Licor Usado, proveniente da etapa de precipitação.
- Remoção de gases não-condensáveis;
- Controle do Balanço Hídrico da Planta.

Assim, este equipamento deve operar sob vácuo para promover a formação de vapor d'água a partir da corrente de entrada de licor pobre. Dentro do Condensador, ocorre a formação de vapor d'água e a reação química de gases não-condensáveis que ascendem para o topo da coluna.

Nesta fase, os gases não-condensáveis são removidos por sucção via bomba de vácuo e o vapor d'água condensa ao entrar em contato com a vazão de água que é jateada pelo topo do barométrico. O condensado sai do equipamento pela corrente de saída lateral superior, não entrando em contato com o SLQ concentrado. As linhas de processo em relação ao condensador barométrico estão exemplificadas conforme mostra a Figura 3.

Figura 3 – Ilustração de um condensador barométrico.



Fonte: Próprio Autor (2022).

A corrente de água presente na operação de um condensador barométrico impacta na taxa de evaporação, uma vez que a vazão descendente do fluido influencia na construção do vácuo do equipamento pelo efeito de “trompa d'água” (IMBROISI et al., 2009) associada a redução

de pressão pela redução da área de escoamento e consequente aumento da velocidade do fluido, comportamento similar ao de um tubo de Venturi (FOX et.al., 2014).

Além disso, o gradiente de temperatura entre o vapor e a água líquida de entrada, aliado ao contato entre as partículas ocasiona a mudança de estado e geração de condensado (INCROPERA; DEWITT, 2003).

3.3 CUSTOS ENERGÉTICOS NO PROCESSO BAYER

É válido salientar que os custos de energia constituem cerca de 35% do preço da alumina e a maioria das indústrias de alumina utilizam derivados de petróleo, carvão ou gás natural para atender às suas demandas energéticas (PASPALIARIS et al., 1999).

Portanto, o reaproveitamento eficiente da energia sob forma de calor disponível ao longo da cadeia Bayer e especificamente nas etapas de Troca Térmica e Evaporação asseguram o menor consumo de energia proveniente de Caldeiras e Energia Elétrica.

3.4 LICOR

De acordo com Torres (2001), o licor é uma solução eletrolítica de maior teor cáustico em que os componentes estão na forma iônica como Na^+ , OH^- , AlO_2^- , CO_3^{2-} e somente a água na forma molecular. Assim, a composição é representada por:

- H_2O (água);
- NaOH (hidróxido de sódio);
- NaAlO_2 (aluminato de sódio);
- Na_2CO_3 (carbonato de sódio).

Por outro ângulo, a presença do íon CO_3^{2-} ocorre devido a carbonatação proveniente da matéria orgânica da bauxita e do CO_2 atmosférico ao entrar em contato com a água de retorno do Lago de Resíduo que é utilizada na lavagem da torta durante o Processo de Clarificação. A

reação de carbonatação deve ser controlada uma vez que o CO_2 transforma os íons OH^- em CO_3^{2-} , dessa forma reduzindo a concentração de íons OH^- e simultaneamente, o poder de reação da solução cáustica.

Assim, é imprescindível o controle dessas composições presentes no licor, especialmente em torno das relações g (Na_2CO_3) /L (licor) e g (Al_2O_3)/ L (licor) que foram estudadas por Torres (2001) e estão descritas nas seções 3.4.1, 3.4.2, 3.4.3 e 3.4.4.

3.4.1 TA – TOTAL ALCALINO

Caracteriza a quantidade total de compostos no licor que contém íons Na^+ e é expressa em g, g (Na_2CO_3) /L (licor), Equação 6.

$$\text{TA} = \frac{\text{Massa alcalina (NaOH+ NaAlO}_2\text{+ Na}_2\text{CO}_3\text{)}}{\text{Volume de solução (H}_2\text{O+ NaOH+ NaAlO}_2\text{+ Na}_2\text{CO}_3\text{)}} \quad (6)$$

3.4.2 TC – TOTAL CÁUSTICO

Caracteriza a quantidade total de soda livre e associada, ou seja, NaOH e NaAlO₂ presente no licor e é expressa em g (Na_2CO_3) /L (licor), Equação 7.

$$\text{TC} = \frac{\text{Massa alcalina (NaOH+ NaAlO}_2\text{)}}{\text{Volume de solução (H}_2\text{O+ NaOH+ NaAlO}_2\text{+ Na}_2\text{CO}_3\text{)}} \quad (7)$$

3.4.3 Al_2O_3 – CONCENTRAÇÃO DE ALUMINA

Caracteriza a quantidade aluminato de sódio presente no licor e é expressa em g (Al_2O_3) /L (licor), Equação 8.

$$\text{Al}_2\text{O}_3 = \frac{\text{Massa alcalina (NaOH+ NaAlO}_2\text{+ Na}_2\text{CO}_3\text{)}}{\text{Volume de solução (H}_2\text{O+ NaOH+ NaAlO}_2\text{+ Na}_2\text{CO}_3\text{)}} \quad (8)$$

3.4.4 FC – FREE CAUSTIC

Caracteriza a quantidade de soda livre presente no licor e é expressa em g (Al₂O₃) /L (licor) e é expressa em g (Na₂CO₃) /L (licor), Equação 9.

$$FC = 1 - \left(\frac{106}{102}\right) Al_2O_3 \quad (9)$$

Dessa forma, as considerações acima são necessárias na caracterização da composição química do SLQ e GLQ para manutenção da qualidade produtiva, assim, devem ser implementadas também dentro do modelo de refino de alumina como demonstrado por Torres (2001).

4 MATERIAL E MÉTODOS

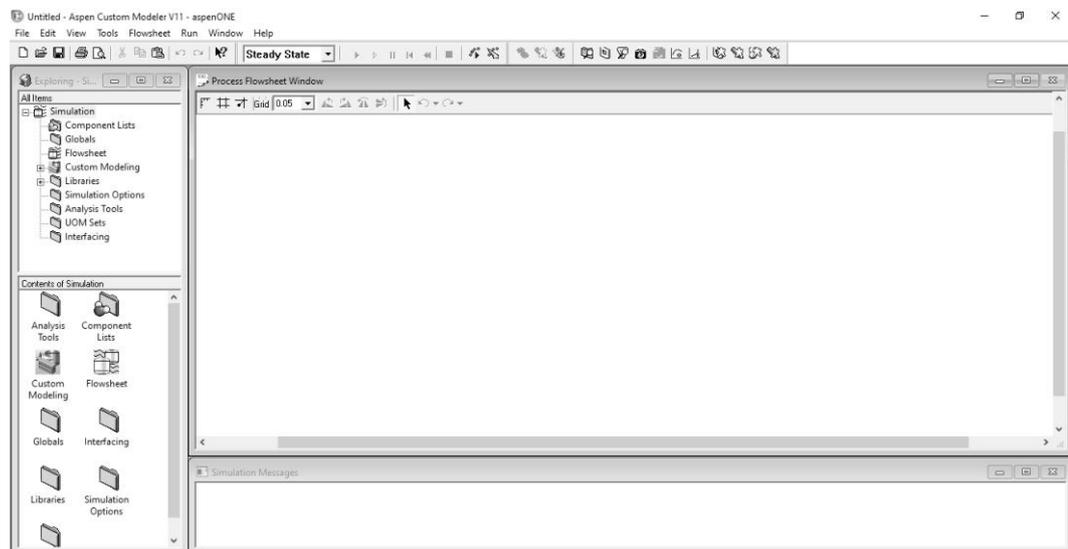
4.1 LOCAL DE PESQUISA

Este estudo foi desenvolvido na área da Digestão em uma refinaria de produção de alumina situada na região Nordeste do Brasil.

4.2 SIMULAÇÃO

O *software* comercial Aspen Plus V11 foi utilizado como ferramenta na avaliação de viabilidade de melhoria processual. O modelo empregado tem sido construído desde 1983 pela equipe técnica mundial de simulação da multinacional (Langa et al., 1983) e adaptado para as condições atuais de produção e de *layout* da planta a partir da aplicação da ferramenta *Aspen Custom Modeler* (ACM) – Figura 4 – que permite adequação aberta de propriedades físico-químicas (TORRES, 2001), Balanço de Massa e Energia de acordo com a Operação Unitária desejada além de dispor de uma longa base de composições químicas (ZACARELLI, 2019).

Figura 4 – Painel de entrada *Aspen Custom Modeler* (ACM), Aspen Plus V11.



Fonte: Próprio Autor (2022).

Dessa forma, o modelo de quase 39 anos da planta de produção de alumina é fruto de um longo estudo e resultados sólidos (Langa et al., 1983), portanto, demonstrando alto desempenho

e confiabilidade na avaliação de cenários de processos e na estruturação de *business cases* de projetos de melhorias.

4.3 CONSIDERAÇÕES PARA SIMULAÇÃO

O licor é composto por eletrólitos e água como solvente. Nesse sentido o modelo foi desenvolvido para atuar em um processo químico eletrolítico. Além disso, de acordo com Chang e Toman (2014) até uma certa concentração, um eletrólito pode ser parcialmente dissociado e na diluição infinita, qualquer eletrólito, fraco ou forte, está completamente dissociado.

Devido a elevada velocidade das reações de dissociação e precipitação, o equilíbrio químico também é considerado nesse sistema. Dessa maneira, todas as considerações do modelo foram realizadas para componentes reais e em termos de íons, com exceção da água, para melhor representação físico-química das reações conforme estudado por Torres (2001).

Assim, a partir do uso do Aspen V11 em conjunto com o modelo desenvolvido pela ferramenta ACM, foi possível realizar o estudo de análise de sensibilidade da taxa de evaporação de um condensador barométrico de uma planta de produção de alumina e realizar *business case* de uma solução proposta pela equipe de engenharia de processos. Para proteção dos dados internos da companhia, os valores reais serão expressos de maneira indireta e algumas informações não poderão ser expressas no presente estudo.

4.4 ANÁLISE ESTATÍSTICA DE PROCESSO E SENSIBILIDADE

Visando a maximização da taxa de evaporação pelo condensador barométrico, realizou-se análise estatística por regressão multivariável das principais variáveis de processo que atuam no condensador barométrico; vazão de SLQ, temperatura de SLQ, vácuo e vazão de água à fim de determinar as principais influentes na taxa de evaporação.

Dessa forma, a avaliação da direção e grau de relação linear entre a variável dependente (taxa de evaporação) e as variáveis independentes (vazão de SLQ, temperatura de SLQ, vácuo e vazão) foi estudada a partir do Coeficiente de correlação de Pearson. De acordo com Figueiredo e Silva (2009), o coeficiente varia de -1 a 1, indicando força de relação e direção negativa ou positiva, respectivamente. Enquanto uma correlação 0 indica que não há relação

linear entre as variáveis estudadas. Por outro lado, o Erro Padrão também foi avaliado para estimar a confiabilidade da resposta da regressão em comparação com dos dados experimentais em torno de um nível de confiança de 95% (LUNET; SEVERO; BARROS, 2006).

A partir da seleção das principais variáveis e utilizando o método de análise de sensibilidade via Aspen Plus V11, determinou-se o efeito sobre a taxa de evaporação destas. Assim, pode-se avaliar a influência na performance térmica do equipamento e projetar uma proposta viável na resolução do problema de perda de eficiência.

4.5 BUSINESS CASE

A partir dos resultados obtidos pela análise de sensibilidade, um projeto de melhoria foi proposto visando o aumento da taxa de evaporação via condensador barométrico em função do aumento da Temperatura de SLQ. Desse modo, os 30 principais indicadores de performance da planta foram estudados em função da aplicação do projeto de melhoria. Dentre todos os KPI's, apenas 3 principais foram selecionados devido o maior impacto financeiro para avaliação de *Business Case*. São eles Soda, Bauxita e Energia.

O ganho financeiro foi estimado conforme as Equações 10, 11, 12 e 13 irrestritas descritas na seção a seguir. Vale ressaltar que os valores estimados são baseados em um cenário de otimização ACM dependente de 48 variáveis em que 22 foram restritas e 26 ficaram livres para gerar comparação entre o caso base e o caso otimizado.

4.5.1 REDUÇÃO FINANCEIRA DO CONSUMO DE SODA (RFCS)

A Redução Financeira do Consumo de Soda (*RFCS*) foi calculada pela Equação 10 em que temos a Produção Alvo Diária (P_{alvo}) multiplicada pelos dias do ano (365) que é multiplicada pela Redução do Consumo de Soda ($-CS$) vezes o Preço da Soda (PS) e o Fator de Segurança financeiro (FS).

$$RFCS \left(\frac{US\$}{Ano} \right) = P_{alvo} \left(\frac{Ton}{Dia} \right) \cdot 365 \left(\frac{Dia}{Ano} \right) \cdot -CS \left(\frac{Ton Soda}{Ton Produção} \right) \cdot PS \left(\frac{US\$}{Ton Soda} \right) \cdot FS (\%) \quad (10)$$

4.5.2 REDUÇÃO FINANCEIRA DO CONSUMO DE BAUXITA (RFCB)

A Redução Financeira do Consumo de Bauxita (*RFCE*) foi calculada pela Equação 11 em que temos a Produção Alvo Diária (P_{alvo}) multiplicada pelos dias do ano (365) que é multiplicada pela Redução do Consumo de Bauxita ($-CB$) vezes o Preço da Bauxita (PB) e o Fator de Segurança financeiro (FS).

$$RFCE \left(\frac{US\$}{Ano} \right) = P_{alvo} \left(\frac{Ton}{Dia} \right) \cdot 365 \left(\frac{Dia}{Ano} \right) \cdot -CB \left(\frac{Ton Soda}{Ton Produção} \right) \cdot PB \left(\frac{US\$}{Ton Soda} \right) \cdot FS (\%) \quad (11)$$

4.5.3 AUMENTO FINANCEIRO DO CONSUMO ENERGÉTICO (AFCE)

O Aumento Financeiro do Consumo Energético (*AFCE*) foi calculado pela Equação 12 em que temos a Produção Alvo Diária (P_{alvo}) multiplicada pelos dias do ano (365) que é multiplicada pela Aumento do Consumo Energético ($+CE$) vezes o Preço Energético (PE) e o Fator de Segurança financeiro (FS). Vale ressaltar, que nessa estimativa o consumo e preço energético é dividido por seção de acordo com o tipo de fonte energética utilizada e após isso, o resultado financeiro gasto total é somado para obtenção do valor total.

$$AFCE \left(\frac{US\$}{Ano} \right) = P_{alvo} \left(\frac{Ton}{Dia} \right) \cdot 365 \left(\frac{Dia}{Ano} \right) \cdot +CE \left(\frac{Ton Soda}{Ton Produção} \right) \cdot PE \left(\frac{US\$}{Ton Soda} \right) \cdot FS (\%) \quad (12)$$

4.5.4 GANHO FINANCEIRO BUSINESS CASE (GFBC)

O Ganho Financeiro *Business Case* (*GFBC*) foi estimado pela Equação 13. Assim, espera-se que a RFCS e RFCB sejam maiores numericamente para que haja de fato uma redução de consumo de matérias-primas expressiva à ponto de cobrir financeiramente o aumento do gasto energético e ainda dispor de um valor líquido proveniente do lucro final do investimento.

$$GFBC \left(\frac{US\$}{Ano} \right) = RFCS \left(\frac{US\$}{Ano} \right) + RFCB \left(\frac{US\$}{Ano} \right) - AFCE \left(\frac{US\$}{Ano} \right) \quad (13)$$

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados desenvolvidos nesta seção foram divididos nas seguintes etapas:

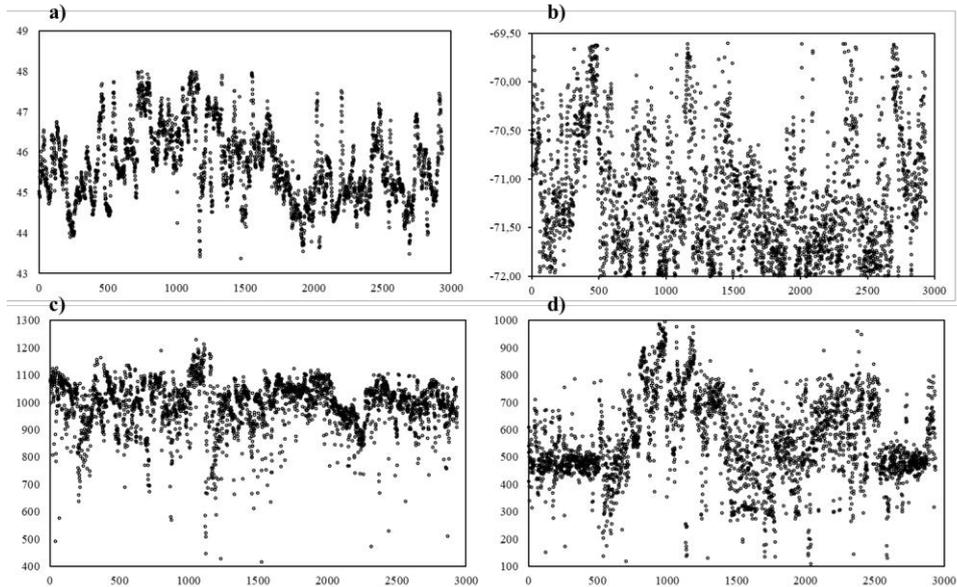
1. Avaliação estatística dos dados obtidos *in loco* para determinação das variáveis de maior efeito na taxa de evaporação do condensador barométrico (seção 5.1);
2. Determinação do comportamento das variáveis de maior influência na taxa de evaporação para dar suporte a uma proposta de melhoria adequada (seção 5.2);
3. Proposta de melhoria formatada conforme os resultados das seções 5.1 e 5.2 (seção 5.3);
4. Ajuste do modelo para as condições reais e atualizadas da linha de produção de alumina para obtenção de resultados fidedignos ao realizar simulação do projeto de melhoria via ACM (seção 5.4);
5. Implementação do projeto de melhor via modelo ACM e avaliação econômica (*business case*) para atestar viabilidade.

5.1 ANÁLISE ESTATÍSTICA DE PROCESSO

Para a avaliação estatística da influência de cada variável na taxa de evaporação, coletou-se dados de um ano de operação do condensador barométrico, totalizando 8977 pontos para cada variável, obtendo um resultado de 2935 pontos após a aplicação do tratamento de dados.

De acordo com Martins e Ponte (2010), o tratamento de dados é imprescindível para seleção de um conjunto de valores representativos para a variável de estudo uma vez que exclui valores desviados que agregam erro à análise estatística. Sob essa perspectiva, o tratamento foi realizado considerando um range de dados dentro do LL (*Low-Limit*) e HH (*High-Limit*) aceitáveis para cada variável, além disso, o *status* de operacionalidade dos equipamentos foi considerado (parado ou operando) para exclusão de pontos. A Figura 5 ilustra o comportamento das variáveis tratadas.

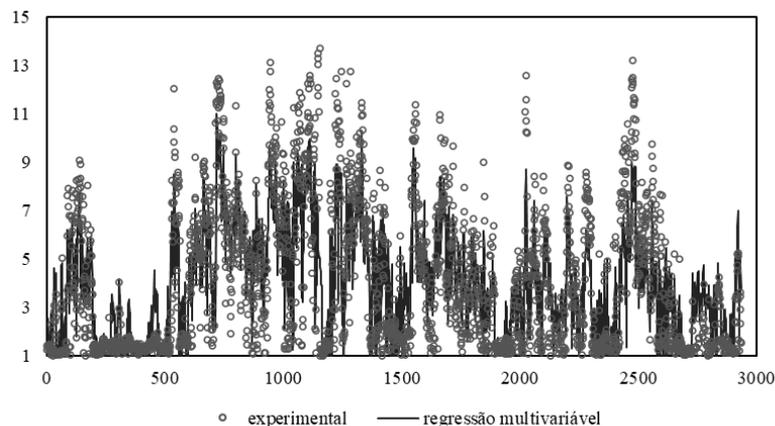
Figura 5 – Dados experimentais de processo das principais variáveis de influência da taxa de evaporação do condensador barométrico a) Temperatura SLQ (°C). b) Vácuo (kPa). c) Vazão SLQ (m³/h). d) Vazão Água (m³/h).



Fonte: Próprio Autor (2022).

A regressão multivariável apresentou forte correlação positiva com Coeficiente de Correlação de Pearson e Erro Padrão equivalente à 0,8243 e 1,7250%, respectivamente. Assim, o modelo obtido da taxa de evaporação em função das variáveis independentes (Temperatura SLQ, Vácuo, Vazão SLQ e Vazão de Água) é regularmente representativo, conforme pode-se observar na Figura 6.

Figura 6 – Taxa de evaporação (ton/h) do condensador barométrico pelos dados experimentais de processo e modelo estatístico de regressão multivariável.



Fonte: Próprio Autor (2022).

A Tabela 1 mostra os resultados estatísticos obtidos para cada parâmetro da regressão. Dessa forma, pode-se observar pelos coeficientes que a Temperatura de SLQ e o Vácuo são as variáveis que apresentam maior influência na variável de resposta. Além disso, o Erro Padrão agregado a cada variável é relativamente baixo, menor 0,6% e o valor-P não ultrapassa 0,1%, o que demonstra que as variáveis independentes possuem relação estatística com a variável dependente. Partindo desses fatos, pode-se dar enfoque na otimização do Vácuo e/ou na Temperatura de SLQ pra melhoria taxa de evaporação do condensador barométrico.

Tabela 1 – Resultado estatístico para a regressão multivariável.

Parâmetros	Coefficientes	Erro padrão	valor-P
Interseção	-290,69715	4,40521	0,00E+00
Temperatura SLQ	2,08044	0,03555	0,00E+00
Vácuo	-2,77036	0,05594	0,00E+00
Vazão SLQ	0,00161	0,00028	1,70E-08
Vazão Água	0,00110	0,00022	4,98E-07

Fonte: Próprio Autor (2022).

5.2 ANÁLISE DE SENSIBILIDADE ASPEN CUSTOM MODELER V11

De acordo com Liu e Gao (2011), um *step-test* é um teste realizado em plantas industriais em que se manipula variáveis de interesse e a partir das respostas obtidas, a partir desse procedimento é possível identificar o comportamento do processo e avaliar os modos de controle que cada etapa pode exigir visando os menores distúrbios e proximidade de *setpoint*.

Partindo da resposta obtida pela avaliação estatística, fez-se uso do modelo ACM desenvolvido pela equipe técnica de simulação de processos da refinaria de alumina para avaliação do comportamento das variáveis de maior influência na resposta da taxa de evaporação para dessa forma, estruturar um projeto de otimização viável ao processo.

Assim, utilizando-se *Aspen Custom Modeler V11* realizou-se análise de sensibilidade variando a Temperatura de SLQ e o Vácuo para obtenção da taxa de evaporação. Nesse sentido, as demais variáveis foram fixadas para avaliar o efeito da temperatura e do vácuo, essas respostas são apresentadas na Tabela 2.

Tabela 2 – Condições operacionais das variáveis de processo na análise de sensibilidade.

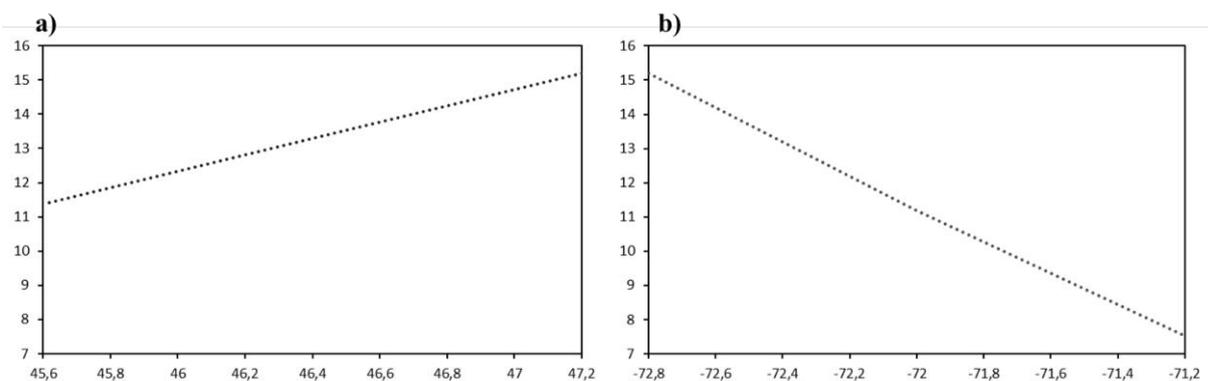
Parâmetro	Efeito Temperatura SLQ	Efeito Vácuo
Temperatura SLQ (°C)	-	47,2
Vazão Água (m ³ /h)	1040,0	1040,0
Vácuo (Kpa)	-72,8	-
Vazão SLQ (m ³ /h)	1040,0	1040,0

Fonte: Próprio Autor (2022).

A Figura 7 expõe o comportamento obtido pela análise de sensibilidade. Pode-se depreender, portanto, que o aumento da Temperatura de SLQ é capaz de aumentar a taxa de evaporação em até 33,47% (resultados na Figura 7 - a). Por outro lado, a redução do Vácuo aumenta a taxa de evaporação do condensador barométrico e em até 102,05% (resultados na Figura 7 - b).

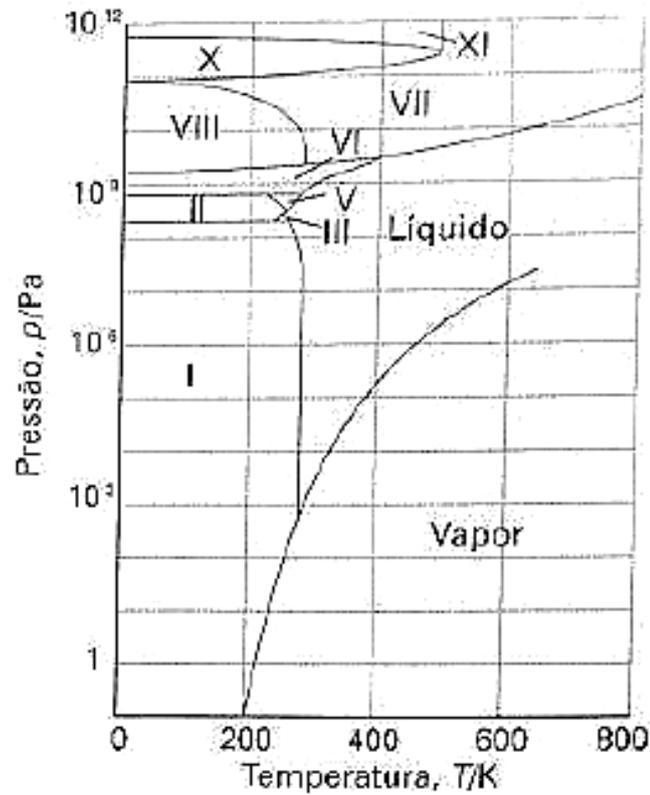
O maior efeito do Vácuo é esperado, uma vez que a redução da pressão propicia um ambiente em que ocorre a redução da temperatura de ebulição conforme estudado por Atkins e Paula (2010), para curva de vaporização da água, cujo diagrama de fases é apresentado na Figura 8. Assim, é possível alcançar maiores taxas de evaporação. Outrossim, também é perceptível que os valores de taxa de evaporação foram superiores sob maiores Temperaturas de SLQ. Esse resultado também foi esperado, uma vez que o licor possui maior energia molecular com aumento da temperatura e assim maior capacidade de mudança de estado alcançando o ponto de ebulição (ATKINS; PAULA, 2010) e garantindo maior taxa de evaporação se comparado a temperaturas inferiores.

Figura 7 – Análise de sensibilidade via *Aspen Custom Modeler* V11 em função da taxa de evaporação. a) Temperatura de SLQ. b) Vácuo.



Fonte: Próprio Autor (2022).

Figura 8 – Diagrama de fases da água.



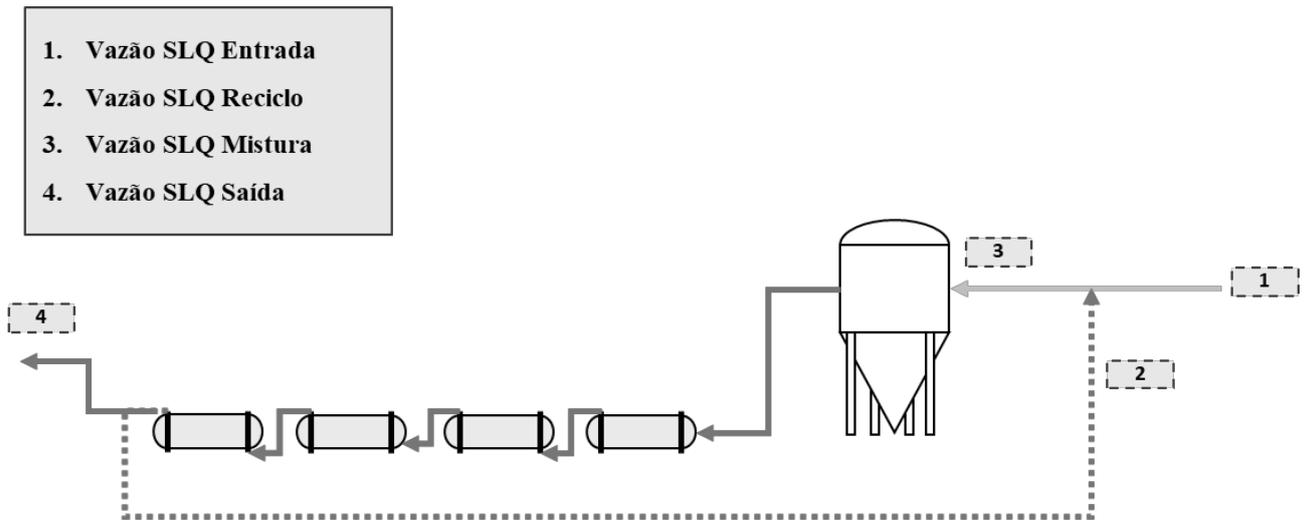
Fonte: Atkins e Paula (2010).

5.3 PROPOSTA DE MELHORIA

Como visto acima, o vácuo expressou maior efeito sobre a taxa de evaporação seguido da Temperatura de SLQ. Dessa forma, soluções possíveis para melhoria de rendimento da taxa de evaporação podem ser propostas otimizando o vácuo e/ou a temperatura. Contudo, neste estudo partiu-se para otimização da Temperatura de SLQ mediante uso de reciclo pela praticidade da melhoria e disponibilidade de materiais em estoque para instalação do projeto.

Para isso, propôs-se a utilização do reciclo de SLQ proveniente da saída de uma série de aquecedores que já operam na refinaria. A Figura 9 representa o *layout* do projeto com o reciclo de licor (Linha 2).

Figura 9 – *Layout* ilustrativo do condensador barométrico com reciclo de licor.



Fonte: Próprio Autor (2022).

5.4 COMPARATIVO MODELAGEM ASPEN PLUS V11 E PROCESSO

O uso do reciclo deve ser avaliado, uma vez que operacionalidade incorreta dele pode trazer efeito negativo sobre outras variáveis de processo que afetam a qualidade e os custos da alumina produzida. Mas antes disso, é imprescindível o ajuste do modelo *ACM* de produção de alumina para que os resultados da simulação se ajustem à realidade de planta e não sejam superestimados.

Sob esse ângulo, as principais variáveis de entrada do modelo (vazões de SLQ e GLQ) foram *inputadas* de acordo com a capacidade atualizada de produção e os resultados alcançados foram comparados com os valores reais da planta, esses resultados estão compilados na Tabela 3, onde podemos ver os valores previstos pelo modelo em Aspen e os resultados da planta de alumina. O desvio foi calculado entre essas variáveis através da seguinte relação exposta pela Equação 14.

$$DESVIO_{MODELO} = \frac{|DADO_{PLANTA}| - |DADO_{MODELO}|}{|DADO_{PLANTA}|} \quad (14)$$

Tabela 3 – Comparativo dos principais indicadores de performance (KPI) entre o modelo ACM e os dados reais da planta.

Nº	KPI	Modelo	Planta	Desvio
1	PV1	1039,56	1064,89	2,38%
2	PV2	1040,00	1051,50	1,09%
3	PV3	1276,25	1409,66	9,46%
4	PV4	1144,00	1343,22	14,83%
5	PV5	1144,00	1359,79	15,87%
6	PV6	1394,42	1416,71	1,57%
7	PV7	68,62	72,53	5,39%
8	PV8	69,28	71,43	3,00%
9	PV9	44,75	44,84	0,19%
10	PV10	44,77	45,29	1,15%
11	PV11	44,76	45,55	1,73%
12	PV12	42,61	44,16	3,52%
13	PV13	44,12	44,79	1,51%
14	PV14	560,00	534,23	4,82%
15	PV15	560,00	633,97	11,67%
16	PV16	31,33	31,05	0,90%
17	PV17	28,22	42,35	33,38%
18	PV18	5,29	4,11	28,75%
19	PV19	1,59	1,95	18,38%
20	PV20	-72,00	-70,71	1,83%
21	PV21	-70,40	-70,50	0,14%
22	PV22	8452,00	8639,47	2,17%
23	PV23	72,99	73,83	1,14%
24	PV24	77,21	77,44	0,30%
25	PV25	680,00	693,65	1,97%
26	PV26	680,00	681,65	0,24%
27	PV27	680,00	640,36	6,19%
28	PV28	2966,03	3054,70	2,90%
29	PV29	1,83	1,86	1,69%
30	PV30	5,21	5,08	2,61%

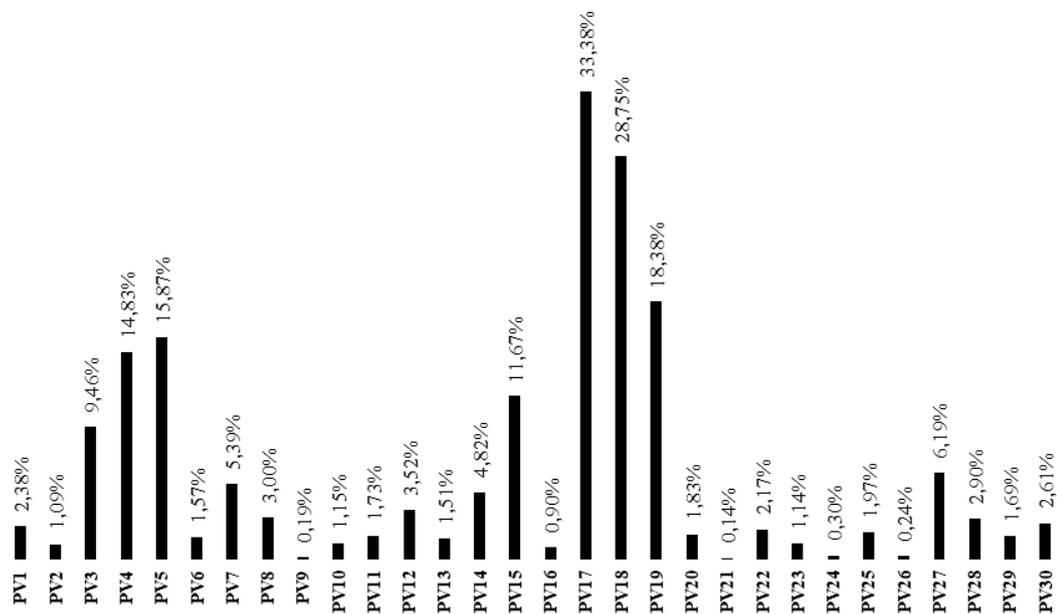
Fonte: Próprio Autor (2022).

O desvio médio total encontrado dos dados da simulação em relação aos da planta foi de 6,03%. Dentre as 30 variáveis analisadas, 8 apresentaram desvio maior que a média (Nº 3, 4, 5, 15, 17, 18, 19 e 27 da Tabela 3), contudo 6 instrumentos de medição *in loco* apresentaram variações nos resultados coletados, uma possível causa seria descalibrações pontuais, agregando desvio acima da média (Nº 3, 4, 5, 15, 17, e 27 da Tabela 3). Ademais, os outros 2 pontos de maior desvio (18 e 19 da Tabela 3) são provenientes de balanços de energia que

dependem da resposta de outros instrumentos de medição, assim, o desvio agregado pode ocorrer devido à falta de sincronia da malha do cálculo com a resposta do modelo.

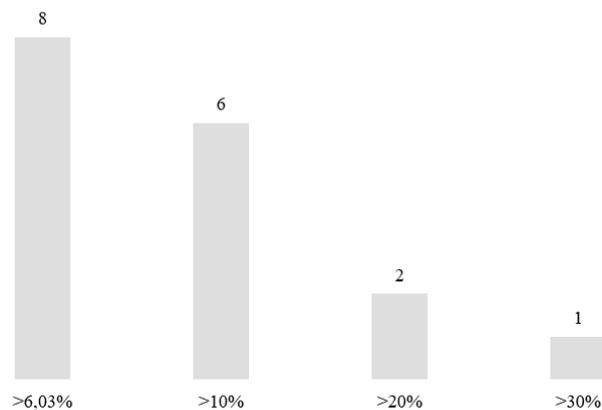
Apesar dos distúrbios encontrados, 22 variáveis demonstraram desvio abaixo de 6,03%, resultados esses, compilados na Figura 10 e das 8 que ficaram acima da média total, somente 1 variável ultrapassou 30% de desvio (Nº 17 da Tabela 3), esses resultados podem ser mais bem visualizados na Figura 11.

Figura 10 – Disparidade percentual entre os KPI's do modelo ACM e os dados reais da planta.



Fonte: Próprio Autor (2022).

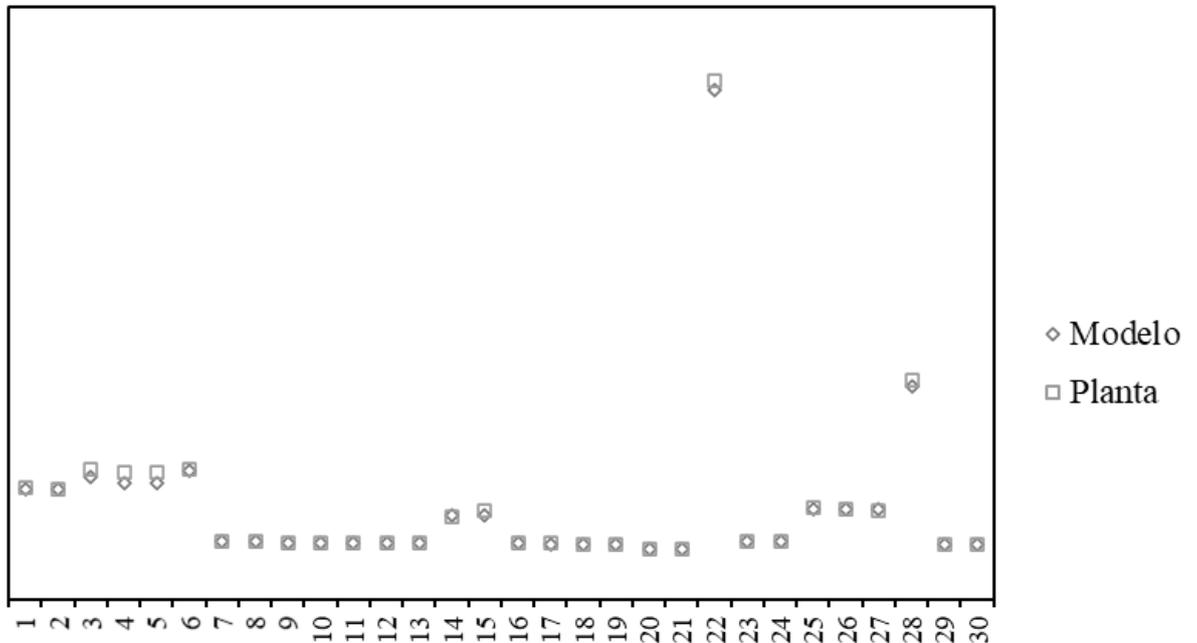
Figura 11 – Quantidade de variáveis versus percentual máximo de desvio.



Fonte: Próprio Autor (2022).

Portanto o modelo apresentou um bom ajuste aos dados reais da planta conforme pode ser visto na Figura 12 abaixo.

Figura 12 – Comparativo dos principais indicadores de performance (KPI) entre o modelo ACM e os dados reais da planta.

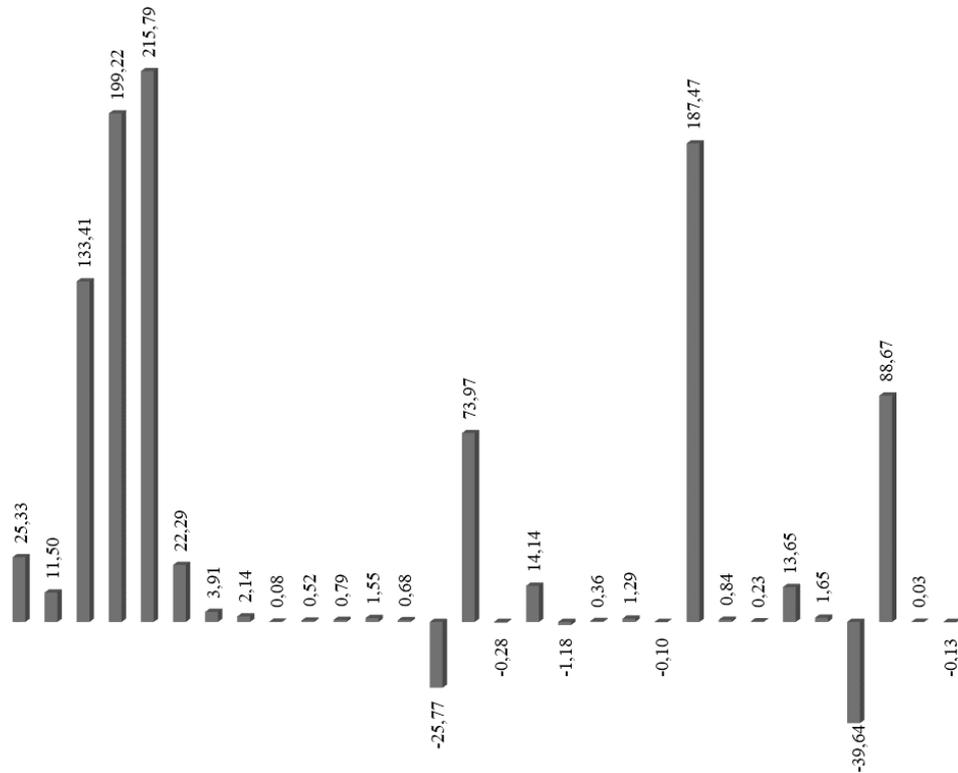


Fonte: Próprio Autor (2022).

Outro fator importante de avaliar é a tendência da estimativa do modelo, assim ao realizar-se a diferença entre o valor da planta e o valor do modelo pode-se observar se o modelo é superestimado ao encontrar resultados com tendência numérica negativa ou subestimado ao encontrar valores numéricos positivos. Nesse estudo, encontrou-se uma tendência de valores subestimados pelo modelo, conforme demonstra a Figura 13.

Dessa maneira, os valores do modelo não ultrapassam numericamente os valores da planta e a média encontrada foi positiva e equivalente à 31,08. Essa avaliação é de grande importância para o *Business Case*, uma vez que o ganho financeiro não estará superestimado, ou seja, a análise mantém uma margem de segurança e o ganho financeiro pode ser ainda maior.

Figura 13 – Tendência de estimativa dos dados obtidos pela simulação via *Aspen Custom Modeler V11*.

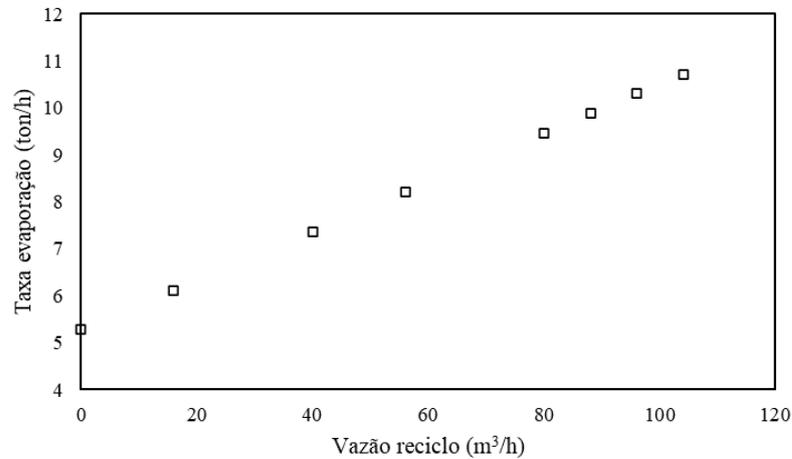


Fonte: Próprio Autor (2022).

5.5 BUSINESS CASE

Como visto na seção anterior, o modelo foi devidamente ajustado ao processo e os distúrbios encontrados se mostraram mínimos e, portanto, aceitáveis. Partindo dessa resposta, a simulação do reciclo foi ativada dentro do *Aspen Custom Modeler V11* e o aumento da vazão do reciclo foi incrementado gradualmente ao processo pelo modelo, paralelamente observou-se a resposta da taxa de evaporação, Figura 14.

Figura 14 – Resposta da taxa de evaporação do condensador barométrico com aumento da vazão de reciclo.

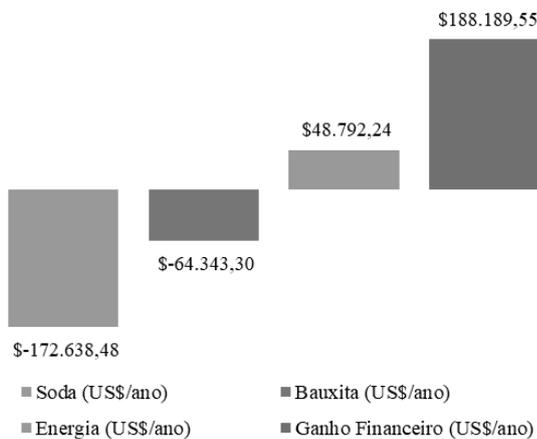


Fonte: Próprio Autor (2022).

Foram necessários 8 incrementos de vazão até atingir-se a taxa de evaporação desejada, que era de aproximadamente 11 ton/h. No último incremento de vazão, o valor foi equivalente a 104 m³/h para evaporar 10,72 ton/h. A partir desses 8 cenários, os indicadores de performance foram avaliados e dentre os 30, os maiores impactos foram encontrados em torno do consumo de Soda, Bauxita e Energia.

A redução do consumo de soda e bauxita foram superiores ao gasto energético e, portanto, gerou *saving* de 188.189,55 dólares por ano. A Figura 15 demonstra os resultados financeiros obtidos.

Figura 15 – Análise financeira dos indicadores de consumo e qualidade.



Fonte: Próprio Autor (2022).

A partir do aumento da taxa de evaporação pelo condensador barométrico, percebeu-se uma maior recuperação de soda, portanto o consumo do *commoditie* foi reduzido em 0,4349% enquanto o fator de consumo de bauxita foi reduzido em até 0,0372%.

Por outro lado, para evaporar 10,72 ton/h foi necessário ceder energia térmica de parte do processo, dessa forma observou-se a necessidade do aumento do consumo energético da planta, em cerca de 0,1026%. Todos esses impactos foram levados em consideração na análise financeira, assim a viabilidade do projeto se mostrou positiva pelo *saving* capturado.

6 CONCLUSÃO

A análise estatística de processo em torno das principais variáveis de operacionalidade do condensador barométrico (Temperatura SLQ, Vácuo, Vazão SLQ e Vazão Água) foi realizada utilizando regressão multivariável. Assim pode-se concluir que as variáveis que possuem mais influência sobre a taxa de evaporação são, em ordem decrescente, Vácuo, Temperatura SLQ, Vazão SLQ e Vazão Água, haja visto que os coeficientes encontrados foram equivalentes a 2,77036, 2,08044, 0,00161 e 0,00110, respectivamente.

Vale ressaltar ainda que o modelo multivariável apresentou valor-P menor que 0,1% e r^2 igual a 0,6796, demonstrando a relação estatística regular entre as variáveis independentes e dependentes. Ademais, pela análise de sensibilidade via Aspen V11 pode-se concluir que as maiores taxas de evaporação são alcançadas em razão de altas temperaturas de SLQ e menores valores de Vácuo, tal como demonstrado pela regressão multivariável. Assim, a Temperatura SLQ mostrou capacidade de aumentar a taxa de evaporação do condensador barométrico em até 33,47% enquanto o Vácuo pode aumentar até 102,05%.

A proposta de melhoria foi desenhada em torno do aumento da temperatura de SLQ via uso de reciclo de SLQ proveniente da saída de trocadores de calor para um ponto de mistura na entrada do condensador barométrico. Dessa forma, os dados da planta foram ajustados para a modelagem ACM e das 30 variáveis de maior importância para o modelo, 22 mantiveram desvio abaixo de 6,03% e somente 1 variável ultrapassou pouco mais de 30% de desvio. Dessa forma as repostas do modelo se mantiveram aproximadas da realidade da linha produtiva. Urge frisar ainda que o modelo demonstrou tendência subestimada, uma vez que os dados simulados não ultrapassaram numericamente os dados reais, assim, o ganho financeiro realizado pelo *business case* não foi superestimado.

A simulação do projeto de melhoria alcançou taxa de evaporação próxima do alvo de 11 ton/h para uma vazão de 104 m³/h de reciclo. Assim, concluiu-se que o uso do reciclo reduziu o consumo de soda e bauxita em 0,4349% e 0,0372%, respectivamente, e aumentou o consumo de energia em 0,1026%. Assim sendo, o projeto se mostrou lucrativo, rendendo 188.189,55 dólares por ano.

7 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Para dar sequência às melhorias propostas neste estudo, é fundamental a implementação do modelo do reciclo na malha de controle de processo visando manter o controle e segurança operacional do processo.

Além disso, é imprescindível avaliar o *ratio* da vazão reciclo/vazão de SLQ em razão da variação da Temperatura SLQ da entrada do condensador barométrico, conforme exposto na Figura 9, para melhor controle da dosagem do reciclo pela malha de controle, uma vez que no presente trabalho considerou-se a temperatura média com modelo base na simulação.

Em paralelo a isso, melhorias para o vácuo do equipamento devem ser avaliadas. Seja mecanicamente pela otimização da operação da bomba e/ou através de avaliação de processo mediante dosagem de vazão de água, uma vez que a queda desta pode otimizar, mesmo que minimamente, o vácuo como exposto na seção 3.2 pelo efeito de trompa d'água e como demonstrado pelo trabalho acima, o vácuo possui grande influência sobre a taxa de evaporação.

REFERÊNCIAS

AMORIM, D. G. (2018). **Balanço hídrico de lagoa de espessamento de rejeito de bauxita no oeste do Pará.**

ASPENTECH, Disponível em <<https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspentech-plus>>, acesso em 16 de jan de 2022.

ATKINS, P.; W. PAULA, J. de. **Físico-Química. Vol 1.** 9 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2010.

BRESCIANI, A. E., et al. Aplicação de metodologia de engenharia de processos na melhoria da eficiência energética em unidade industrial de evaporação. **Revista brasileira de engenharia química**, São Paulo, SP, v. 31, n. 3, p 19, jan. 2016. Disponível em: <<http://repositorio.unicamp.br/jspui/handle/REPOSIP/345285>>. Acesso em: 20 jun. 2021.

CHANG, Raymond; THOMAN, John W. **Physical chemistry for the chemical sciences.** Canada: University Science Books, 2014.

CAUSTIC Soda China Domestic Price. In: Caustic Soda China Domestic Price. [S. l.], 2022. Disponível em: <https://www.echemi.com/productsInformation/pd20150901041-caustic-soda-pearls.html>. Acesso em: 17 jan. 2022.

CURRENT prices of base metals. In: Current prices of base metals. [S. l.], 2019. Disponível em: <https://en.institut-seltene-erden.de/current-prices-of-base-metals/>. Acesso em: 17 jan. 2022.

DENHOND, R.; HIRALAL, I.; RIJKEBOER, A. Alumina yield in the Bayer process past, present and prospects. **Essential Readings in Light Metals.** Springer, Cham, 2016. p. 528-533.

FIGUEIREDO, Dalson Britto; SILVA, José Alexandre. **Desvendando os Mistérios do Coeficiente de Correlação de Pearson (r).** Revista Política Hoje, v. 18, n. 1, p. 115-146, 2009.

FOX, R. W.; PRITCHARD, P. J.; MCDONALD, A. **Introdução à mecânica dos fluidos - 8.**

ed. - Rio de Janeiro: LTC, 2014.

GARCIA, M. C. S. **Modificação do resíduo de bauxita gerado no processo Bayer por tratamento térmico**. Tese de Doutorado. Universidade de São Paulo, 2012.

HABASHI, F. Bayer's process for alumina production: a historical perspective. **Bulletin for the history**, v. 17, p. 1115, 1995.

IMBROISI, D. D. O., SANTANA, C. S. T. D., ARAÚJO, C. R. M., SILVA, W. C. D., & LOPES, C. B. (2009). **Construção de um sistema simples e compacto de recirculação d'água sob pressão para trompa d'água**. *Química Nova*, 32(1), 234-236.

INCROPERA, F. P.; DEWITT, D. P. **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**, 5ª Edição, Rio de Janeiro. Editora S.A., 2003

JACOBS, M. Environmentally safe operation of barometric condensers. **Light Metals**, Texas, USA, p. 139, 2013.

JHA, Animesh. **The alkali roasting of complex oxide minerals for high purity chemicals-beyond the Le Chatelier era into the 21st century**. *JOM*, v. 63, n. 1, p. 39-42, 2011.

LANGA, J. M., GACKA, P., SHAH, V. B. **The Application of Aspen Flowsheet Simulator at Alcoa**. American Institute for Chemical Engineer Symposium Series, Pittsburg, v.78, n.214, p. 56-65, 1983.

LEANDRO, Mônica Silva Serra. **ESTUDO DA FORMAÇÃO E INFLUÊNCIA DO TRICÁLCIO ALUMINATO (TCA) NO PROCESSO DE CLARIFICAÇÃO DO LICOR RICO**. 2015. Tese de Doutorado. Universidade Federal do Pará.

LIU, T.; GAO, F. **Industrial process identification and control design: step-test and relay-experiment-based methods**. Springer Science & Business Media, 2011.

LUNET, Nuno; SEVERO, Milton; BARROS, Henrique. **Desvio padrão ou erro padrão.** Arquivos de Medicina, v. 20, n. 1-2, p. 55-59, 2006.

MARTINS, Maria Eugénia Graça; PONTE, João Pedro. **Organização e tratamento de dados.** Lisboa: ME-DGIDC, 2010.

MISRA, C. **Solubility of aluminium trihydroxide in sodium hydroxide solution.** *Chemistry and Industry*, 9th May 1970, p. 619–628.

MORAES, Á. A. (2017). **EXTRAÇÃO DE ALUMINA-UMA AVALIAÇÃO DOS PARÂMETROS INFLUENTES** (Doctoral dissertation, Universidade Federal do Pará).

OSTAP, S. Control of silica in the Bayer process used for alumina production. *Canadian Metallurgical Quarterly*, v. 25, n. 2, p. 101-106, 1986.

PASPALIARIS, I., PANIAS, D., AMANATIDIS, A., MORDINI, J., WERNER, D., Panou, G., & BALLAS, D. (1999). **Precipitation and calcination of monohydrate alumina from the Bayer process liquors.** *Eurothen*, 99, 532-547.

RIBEIRO, M. J. P. M., & ABRANTES, J. C. C. (2001). **Moagem em moinho de bolas: Estudo de algumas variáveis e otimização energética do processo.** *Cerâmica Industrial*, 6(2), 7-11.

SIDRAK, Y. L. (2001). **Dynamic simulation and control of the Bayer process. A review.** *Industrial & engineering chemistry research*, 40(4), 1146-1156.

SOUZA, L. F. D. (2002). **Análise térmica de um dessalinizador de múltiplo efeito para obtenção de água potável.**

TANGSRIWONG, K., et al. Modeling of chemical processes using commercial and open-source software: A comparison between Aspen Plus and DWSIM. **IOP Conference Series: Earth and Environmental Science**, Tailândia, Bangkok, 2019. Disponível em:

<<https://iopscience.iop.org/article/10.1088/1755-1315/463/1/012057/pdf>> Acesso em: 20 jun. 2021.

TORRES, A. A. D. O. (2001). **Modelagem do processo Bayer utilizando o software comercial Aspen Plus.**

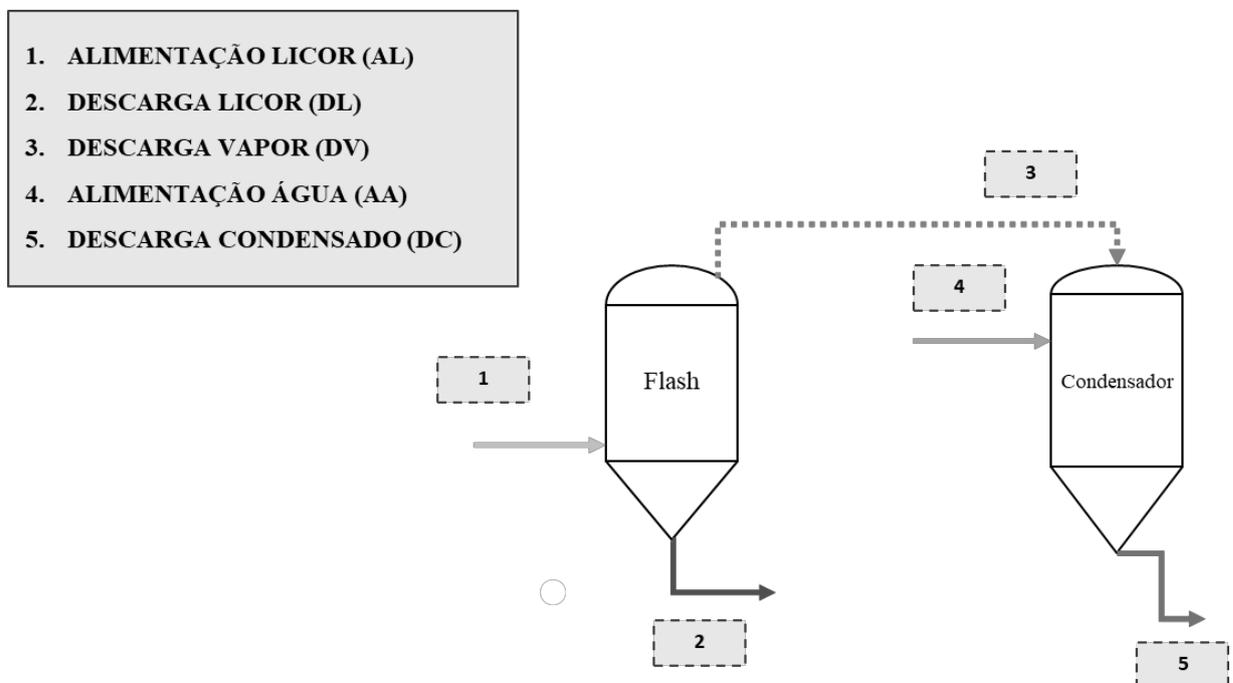
ZACARELLI, A. G. **Implementação de modelos de análise de dispersão gasosa na atmosfera utilizando a ferramenta Aspen Custom Modeler (ACM).** 2019.

ZHANG, H. et al. A cost effective, energy saving boosted evaporation process for alumina refineries. **Alumina 2018: 11th AQW International Conference-Efficiency for the future.** AQW, 2018. p. 90-98.

APÊNDICE A – BALANÇO DE MASSA E ENERGIA DO MODELO DO CONDENSADOR BAROMÉTRICO PARA SIMULAÇÃO

A Figura 16 demonstra uma alternativa de construção do modelo do condensador barométrico para utilização em modelagem via *Aspen V11*. Além disso, o Balanço de Massa e Energia para o sistema está descrito abaixo.

Figura 16 – Modelo do condensador barométrico para simulação.



Fonte: Próprio Autor (2022).

1. Balanço de Massa para vaso Flash

$$AL = DL + DV \quad (15)$$

2. Balanço de Energia para vaso Flash

Para o balanço de energia (Equação 16) ser aplicado de forma aproximada da realidade, faz-se necessário uso das propriedades físico-químicas do licor na alimentação (X_{AL}) e na descarga (X_{DL}) além da temperatura do licor na alimentação (T_{AL}), temperatura do licor na descarga (T_{DL}), temperatura do vapor saturado na descarga do topo (T_V) e da pressão manométrica do vaso Flash (P_F) no cálculo das respectivas entalpias (H).

$$AL \times H(T_{AL}, X_{AL}) = DL \times H(T_{DL}, X_{DL}) + DV \times H(T_V, P_F) \quad (16)$$

Para o cálculo da temperatura do vapor saturado na descarga do topo (T_V) e da pressão manométrica do vaso Flash (P_F) as Equações 17, 18, 19 e 20 podem ser utilizadas. Assim, a elevação do ponto de ebulição (*Boiling-Point Elevation* - BPE) é determinada em função das propriedades e temperatura do licor na alimentação (Equação 17) e a partir da temperatura do licor na descarga e do BPE , é possível estimar a temperatura do vapor saturado (Equação 18).

$$BPE = f(T_{AL}, X_{AL}) \quad (17)$$

$$T_V = T_{DL} - BPE \quad (18)$$

Ademais, para o cálculo da pressão manométrica do vaso Flash (P_F), é necessário primeiramente determinar a pressão absoluta (P_{ABS}) que é função da temperatura e das propriedades químicas do licor na alimentação (T_{AL}, X_{AL}), Equação 19. Após isso a pressão do vaso pode ser determinada pela diferença entre a pressão absoluta e atmosférica (P_{ATM}), Equação 20.

$$P_{ABS} = f(T_{AL}, X_{AL}) \quad (19)$$

$$P_F = P_{ABS} - P_{ATM} \quad (20)$$

3. Balanço de Massa para tanque Condensador

$$AA + DV = DC \quad (21)$$

4. Balanço de Energia para tanque Condensador

Para o cálculo das entalpias de formação (H) no balanço de energia do condensador (Equação 22) é importante a utilização da temperatura da água na alimentação (T_{AA}), temperatura do vapor saturado (T_V), pressão do vaso (P_F) e temperatura da condensado na descarga (T_{DC}). Vale ressaltar que o condensado (DC) é fruto da mistura entre o vapor saturado proveniente do vaso *flash* e da água de alimentação do condensador.

$$AA \times H(T_{AA}) + DV \times H(T_V, P_V) = DC \times H(T_{DC}) \quad (22)$$

ANEXO A – ESTIMATIVA PREÇOS METAIS E MINÉRIOS

Tabela 4 – Preços de metais e minérios para estimativa financeira.

Commodity	Specification	Unit	Price in USD	Change to previous week	pricing Date(s)
Bauxite	Australian Monohydrate 52% min CIF China	USD / mt	41-42	-	08.07.19
Bauxite	Indonesian 46% min CIF China	USD / mt	43.5-44.5	-	08.07.19
Bauxite	Guinean 45% min CIF China	USD / dt	52.5-53.5	-	08.07.19
Bauxite	Al ₂ O ₃ 60% min, SiO ₂ 11% max Ex-VAT Delivered China	USD / mt	77.2-78.6	-	08.07.19
Bauxite	Al ₂ O ₃ 60% min, SiO ₂ 12% max Ex-VAT Delivered China	USD / mt	69.1-70.6	-	08.07.19
Alumina	98.5% min EXW China	USD / mt	390-397	0.73%	08.07.19
Alumina	98.5% min EXW Shandong	USD / mt	392-399	1.09%	08.07.19
Alumina	98.5% min EXW Shanxi	USD / mt	389-396	0.74%	08.07.19
Alumina	98.5% min EXW Henan	USD / mt	390-397	0.73%	08.07.19
Alumina	98.5% min EXW Guangxi	USD / mt	389-396	0.74%	08.07.19
Alumina	98.5% min FOB Australia	USD / mt	320-330	-	08.07.19
Aluminum Fluoride	61% min EXW China	USD / mt	1412-1441	-	08.07.19
Aluminum Fluoride	61% min FOB China	USD / mt	1370-1400	0.73%	08.07.19
Aluminum hydroxides	64.5% min EXW China	USD / mt	262-269	0.54%	08.07.19
Aluminum Ingot	99.7% min in warehouse Shanghai	USD / mt	2003-2018	0.36%	08.07.19
Aluminum Ingot	99.7% min In warehouse Guangzhou	USD / mt	2007-2022	0.22%	08.07.19
Aluminum Alloy	A356 EXW China	USD / mt	2070-2085	0.35%	08.07.19
Aluminum Alloy	ADC12 EXW China	USD / mt	1900-1929	0.38%	08.07.19
Aluminum Alloy	ADC12 FOB China	USD / mt	1460-1480	-	08.07.19
Aluminum bar	TC 6063 120mm In warehouse Wuxi	USD / mt	51.0-56.8	5.13%	08.07.19
Aluminum bar	TC 6063 120mm In warehouse Foshan	USD / mt	46.6-52.4	5.56%	08.07.19
Aluminum Scrap	Zorba 98 1 CIF China	USD / mt	1010-1030	-	08.07.19
Aluminum Scrap	Plate Scrap Al 88% min Delivered China	USD / mt	1441-1470	-	08.07.19

Aluminum Scrap	Profiles Scrap Al 88% min Delivered China	USD / mt	1441-1470	-	08.07.19
Aluminum Scrap	Foundry Scrap Al 91% min Delivered China	USD / mt	1427-1456	-	08.07.19
Aluminum Scrap	Foundry Scrap Al 86% min Delivered China	USD / mt	1281-1310	-	08.07.19
Copper concentrate	20% min Delivered China	USD / mt Cu	5831-5861	0.10%	08.07.19
Copper concentrate	TC 25% min CIF China	USD / mt	57-64	-	08.07.19
Blister copper	TC 98.5% min Delivered China	USD / mt	205-234	-	08.07.19
Copper cathode	99.99% min Delivered China	USD / mt	6746-6775	0.13%	08.07.19
Copper scrap	Wire 99% min Delivered China	USD / mt	6208-6238	0.12%	08.07.19
Lead concentrate	60% min EXW China	USD / mt Pb	2063-2093	0.17%	08.07.19
Lead concentrate	TC 50% min CIF China	USD / mt	20-30	-	08.07.19
Lead ingot	99.994% min in warehouse Shanghai	USD / mt	2311-2340	0.16%	08.07.19
Lead ingot	99.994% min In warehouse Guangzhou	USD / mt	2304-2333	0.16%	08.07.19
Lead ingot	Secondary 98% min EXW China	USD / mt	2249-2278	-	08.07.19
Lead ingot	Secondary 98% min Ex-VAT EXW China	USD / mt	2089-2118	-	08.07.19
Lead ingot	Secondary 99.994% min EXW China	USD / mt	2293-2322	-	08.07.19
Lead ingot	Secondary 99.994% min Ex-VAT EXW China	USD / mt	2140-2169	-	08.07.19
Lead Scrap	Recycled Start-type Battery Ex-VAT Delivered China	USD / mt	1186-1208	-	08.07.19
Lead Scrap	Recycled Deep Cycle Battery Ex-VAT Delivered China	USD / mt	1325-1339	-	08.07.19
Nickel Ore	Philippine 1.5% min in port China	USD / mt	31.3-34.2	-	08.07.19
Nickel Ore	Philippine 1.5% min CIF China	USD / mt	27.5-29.5	-	08.07.19
Nickel Ore	Philippine 1.8% min in port China	USD / mt	56.8-59.7	-	08.07.19
Nickel Ore	Philippine 1.8% min CIF China	USD / mt	49.0-51.0	1.01%	08.07.19
Nickel Ore	Indonesia 1.8% min CIF China	USD / mt	39.0-41.0	1.27%	08.07.19
Nickel cathode	99.96% min EXW China	USD / mt	14600-14673	-	08.07.19
Nickel cathode	Norilsk 99.96% min in port China	USD / mt	14164-14236	0.20%	08.07.19
Nickel sulphates	Ni 22% min; Co 0.4% max Delivered China	USD / mt	3202-3275	1.33%	08.07.19
Nickel sulphates	Ni 22% min; Co 0.05% max EXW China	USD / mt	4003-4076	-	08.07.19

Tin concentrate	60% min Delivered China	USD / mtm	18560-18851	-	08.07.19
Tin concentrate	Burmese 20% min In warehouse MengA	USD / mtm	16449-16595	-	08.07.19
Tin concentrate	Burmese 30% min In warehouse MengA	USD / mtm	17104-17250	-	08.07.19
Tin ingot	99.9% min EXW China	USD / mt	19506-19797	-	08.07.19
solder	Sn 99% min, Ag 0.3% min, Cu 0.7% max EXW China	USD / kg	23.6-25.0	-	08.07.19
solder	Sn 99% min, Cu 0.7% max EXW China	USD / kg	21.4-22.9	-	08.07.19
solder	Sn 60% min, Pb 39% max EXW China	USD / kg	14.7-15.4	-	08.07.19
solder	Sn 40% min, Pb 59% max EXW China	USD / kg	10.3-11.1	-	08.07.19
Zinc concentrate	50% min EXW South China	USD / mt	1705-1748	2.95%	08.07.19
Zinc concentrate	55% min EXW North China	USD / mt	1684-1728	2.98%	08.07.19
Zinc concentrate	TC 50% CIF China	USD / mt	270-280	-	08.07.19
Zinc Ingot	99.995% min In warehouse Tianjin	USD / mt	2841-2856	1.66%	08.07.19
Zinc Ingot	99.995% min in warehouse Shanghai	USD / mt	2834-2849	1.86%	08.07.19
Zinc Ingot	99.995% min In warehouse Guangzhou	USD / mt	2831-2846	1.71%	08.07.19
Zinc Ingot	99.99% min EXW China	USD / mt	2823-2837	1.87%	08.07.19
Zinc powder	96% min 325mesh EXW China	USD / mt	3363-3392	1.57%	08.07.19
Zinc oxides	99.7% min EXW China	USD / mt	2693-2809	1.56%	08.07.19

Fonte: Current (2022).

ANEXO B – ESTIMATIVA PREÇO SODA CÁUSTICA

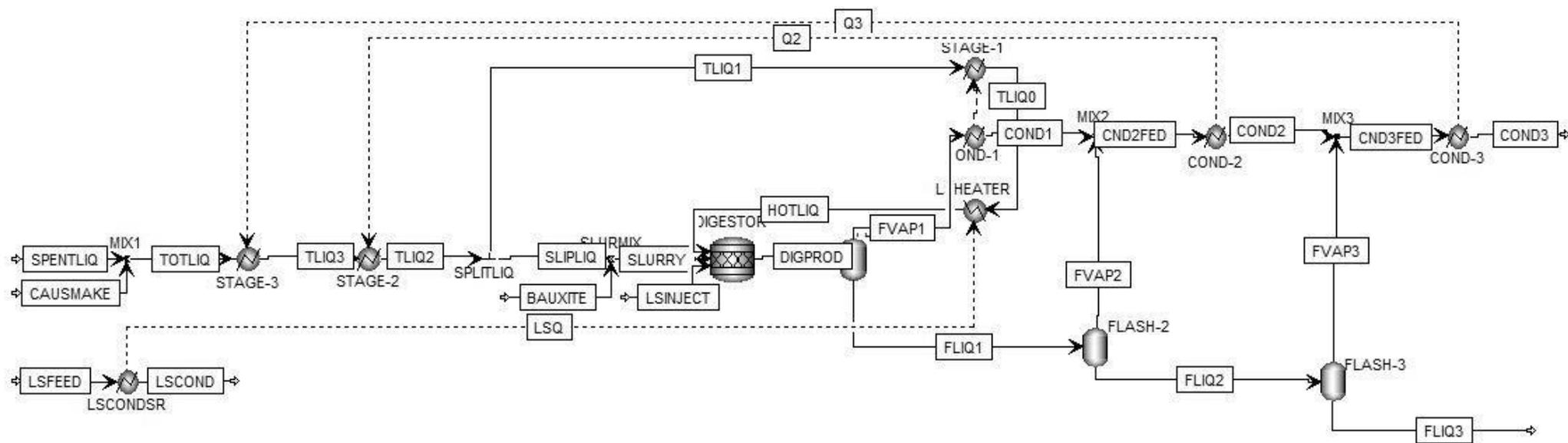
Figura 17 – Preço soda cáustica.



Fonte: Caustic (2022).

ANEXO C – MODELO REFINO ALUMINA ASPEN PLUS V11

Figura 18 – Exemplo de um modelo de refino de alumina disponível em Aspen V11.



Fonte: Aspentech (2022).