



SIMULAÇÃO E ANÁLISE EXERGÉTICA DE UMA PLANTA DE PRODUÇÃO DE ÁCIDO SULFÚRICO POR DUPLO CONTATO UTILIZANDO O SIMULADOR DE PROCESSOS UNISIM DESIGN

ULYSSES G FERREIRA^{1*}, SERGIO NEIRO¹

¹Universidade Federal de Uberlândia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química
Faculdade de Engenharia Química
*e-mail: ulysses@ufu.br

RESUMO – Este estudo foi baseado em uma planta de ácido sulfúrico por duplo contato em que seus dados foram obtidos da literatura, afim de realizar uma simulação utilizando o simulador de processos UniSim Design, com o intuito de realizar uma análise exergética, para investigar o trabalho perdido total que ocorre ao longo do processo e quais as unidades que mais desperdiçam energia. Com os cálculos e análise da planta base realizadas foi identificado um trabalho perdido de $3,3 \times 10^8$ kJ/h, uma eficiência termodinâmica de 65,53% e em apenas um dos trocadores de calor foi identificada uma perda de 38% do trabalho perdido total. Ajustes de temperaturas foram feitos em algumas correntes, e se obteve um aumento de 0,91% da eficiência termodinâmica e uma redução de aproximadamente 4% no trabalho perdido total do processo.

INTRODUÇÃO

Com o grande aumento da demanda energética do planeta, a busca por novas tecnologias para melhorar o aproveitamento dos recursos energéticos minimizando seu desperdício, se torna cada vez mais importante para a humanidade e o meio ambiente.

O setor industrial é responsável pelo maior consumo de energia produzida no mundo, cerca de 37%, variando de 30% a 70% dependendo de suas aplicações e localidade. (Boroumandjazi *et al.* 2013)

No setor industrial, a energia é consumida em diferentes indústrias como: Siderúrgicas, Química, Petroquímica, de Cimento, Açúcar, Fertilizantes e Metais Ferrosos.

O ácido sulfúrico produzido em indústrias químicas, que será abordado neste trabalho, é o produto químico mais produzido no mundo e necessita de um processo de produção que gera bastante energia térmica.

Para analisar o desempenho energético de um processo industrial, são utilizadas técnicas baseadas na primeira e segunda lei da

termodinâmica, conhecidas como análise energética e análise exergética. Entre estas, destaca-se a exergia utilizada para analisar, avaliar e otimizar os processos industriais. (Boroumandjazi *et al.*, 2013)

Nos dias atuais, a análise exergética é considerada a mais eficaz para avaliar a qualidade dos fluxos de energia, seus processos de conversão e seu uso racional, podendo ser aplicada a qualquer sistema de conversão de energia ou processo químico. Novos processos também podem ser desenvolvidos por princípio da exergia utilizando os recursos energéticos de uma forma mais eficaz. (Morosuk *et al.* 2019)

Com o intuito de realizar este tipo de análise em um processo de produção de um produto químico, foram obtidos da literatura dados de uma planta de ácido sulfúrico por duplo contato e realizada sua simulação utilizando o simulador de processos UniSim-Design R460.2 (Honeywell).

Se trata dos dados da planta S1 encontrada no estudo realizado por Matthew J. King *et al.* (2013) que abordam a análise, controle e otimização da produção de ácido sulfúrico.

Os simuladores tem uma grande importância em pesquisas relacionadas à modelagem de processos químicos. Leiva *et al.* (2020) utilizaram o simulador para otimizar os resultados operacionais de uma planta de ácido sulfúrico com foco nas conversões dos leitos catalíticos da planta. Já Kiss *et al.* (2010) utilizaram simulador de processos para realizar simulações dinâmicas, a fim de avaliar o comportamento da planta em um estado não estacionário e detectar mudanças na qualidade do produto e quantidade total de SO_x liberada no meio ambiente. Em um estudo semelhante a este trabalho, Vianna (2017) também fez uso de um simulador de processos, para auxiliá-lo em uma análise exergética de uma planta química de produção de amônia pelo processo de reforma a vapor.

Portanto, a proposta do presente trabalho é realizar uma simulação do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato, para obtenção de cálculo de energia e variáveis termodinâmicas necessárias para desenvolver uma análise exergética eficiente. Com base na análise exergética, é possível avaliar o desempenho termodinâmico da planta e apontar quais unidades são responsáveis por uma maior perda de trabalho.

Este trabalho foi dividido em cinco outras seções; na próxima seção será detalhada a descrição do processo, seguida da implementação no simulador, metodologia, resultados e discussões. Finalmente, as conclusões são apresentadas.

DESCRIÇÃO DO PROCESSO

A planta de produção de ácido sulfúrico por duplo contato objeto de estudo deste trabalho envolve basicamente 4 etapas, como mostra a Figura 1.

Para a simplificação da descrição e da simulação do processo, foi levado em consideração que o enxofre já está em seu estado líquido. Portanto, o processo se inicia pela etapa de secagem onde o ar atmosférico é desidratado em uma coluna de absorção utilizando uma solução de ácido sulfúrico obtendo-se o ar seco. A presença de água pode danificar equipamentos e tubulações através de corrosão. Posteriormente, o enxofre líquido e o ar seco sofrem combustão no forno, onde é obtido SO₂ pela reação química descrita:

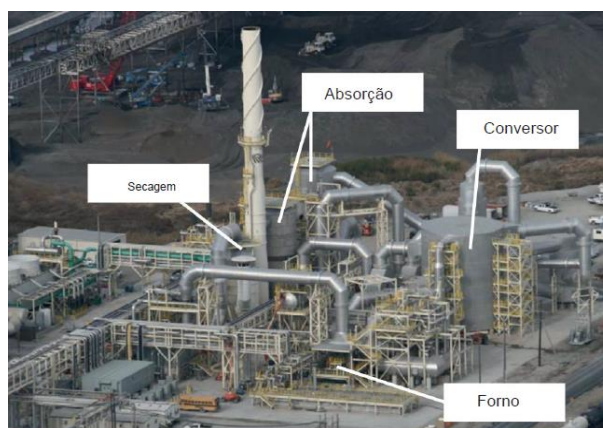
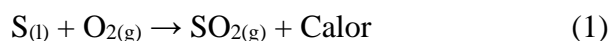
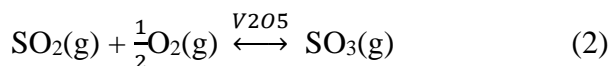


Figura 1: Etapas da Produção de Ácido Sulfúrico (King *et. al.*, 2013)

Após a obtenção do dióxido de enxofre, o gás é resfriado ao passar por um trocador de calor, saindo a uma temperatura aproximada de 400°C, na qual a reação reversível de produção de SO₃ é mais eficiente (King *et. al.*, 2013). Ao atingir esta temperatura, o gás passa pelo primeiro leito catalítico do conversor contendo pentóxido de vanádio (V₂O₅) como catalisador e onde a seguinte reação ocorre:



A reação reversível atinge a conversão de equilíbrio, sendo que a temperatura, pressão, relação O₂/SO₂ e concentração de SO₃ influenciam no seu equilíbrio e velocidade de reação. (MB Consultores, 1999).

O conversor é constituído de quatro leitos catalíticos para atingir uma conversão de SO₂ em torno de 99,7%. De acordo com a literatura, a conversão de apenas um leito fica entre 60 a 69%, indicando que a oxidação de SO₂ não é obtida com apenas um leito catalítico (King *et. al.*, 2013). Como a oxidação do dióxido de enxofre se trata de uma reação altamente exotérmica e a reação é conduzida de forma adiabática em cada leito, é necessário remover o calor gerado pela reação nos pontos intermediários do conversor para permitir que se atinja uma alta conversão global. (MB Consultores, 1999)

Para exemplificar melhor o leito catalítico, é possível observar na Figura 2, as partículas do catalisador em um conversor de

oxidação catalítica de dióxido de enxofre. Os leitos catalíticos possuem espessuras entre 0,5 a 1 metro. O gás contendo dióxido de enxofre entra em cada leito a uma temperatura aproximada de 400°C percolando pelos catalisadores e ativando a reação exotérmica citada anteriormente.

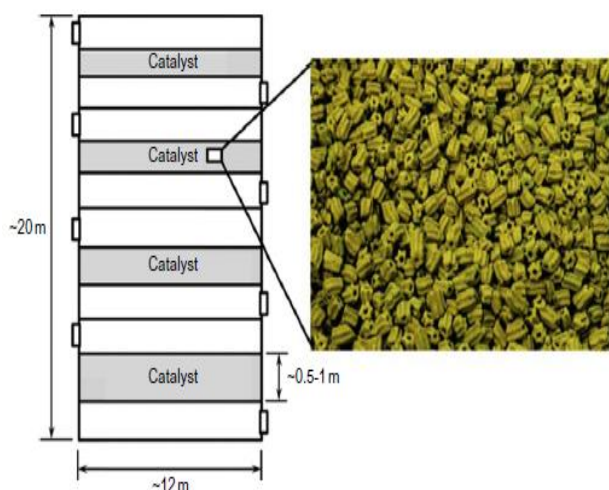


Figura 2: Leitos Catalíticos Utilizados no Processo de Absorção (King *et. al.*, 2013)

No processo de produção de ácido sulfúrico com duplo contato, uma coluna de absorção é instalada entre o terceiro e quarto leito do conversor com a finalidade de remover o SO_3 formado e deslocar a reação no sentido de formação de mais SO_3 no quarto leito. A segunda coluna de absorção é instalada após o último leito do conversor. Nas unidades de absorção, H_2SO_4 é obtido quando SO_3 é colocado em contato com ácido sulfúrico como agente absorvente a uma composição mássica entre 98 e 99%. O ácido concentrado é usado como absorvente devido ao fato da reação entre H_2O e SO_3 ser altamente exotérmica (Morgato, 2012). A composição do ácido de saída da absorção atinge uma composição mássica de H_2SO_4 entre 99 e 99,5% (King *et. al.*, 2013).

A corrente gasosa de saída da primeira absorção contendo o SO_2 remanescente é encaminhado para o quarto leito catalítico para a conversão em SO_3 . A corrente de ácido formado na primeira absorção é dividida em duas correntes; uma fração é removida como produto final e o restante é reciclado para a absorção após ser diluído com água e resfriado. A corrente gasosa do último leito catalítico é enviada para a torre de absorção final, produzindo mais ácido sulfúrico. Da mesma

forma que a primeira coluna de absorção, o agente absorvente da segunda coluna também é o ácido levemente diluído.

O gás que sai da última torre de absorção é finalmente lançado na atmosfera por atingir padrões de concentração exigidos por órgãos ambientais. O produto ácido gerado na torre de absorção é, geralmente, bombeado para a armazenagem, de onde uma fração é também utilizada na torre de secagem de ar e uma fração é utilizada na própria torre de absorção após leve diluição com água e resfriamento, como pode ser observado na simulação apresentada na Figura 3 da próxima seção do trabalho.

IMPLEMENTAÇÃO NO SIMULADOR

Neste estudo, o UniSim-Design R460.2[®] (Honeywell) foi usado para simular o processo de fabricação de ácido sulfúrico por duplo contato. Em primeiro lugar, a configuração básica do ambiente foi realizada.

Componentes

Os componentes que são necessários para a fabricação do ácido sulfúrico, pacotes de fluidos ou modelo termodinâmico que são definidos para garantir uma previsão correta das propriedades termodinâmicas e, por fim, as reações químicas que existem no processo foram configuradas no simulador.

Para a simulação do processo de fabricação do ácido sulfúrico foram encontrados na biblioteca do simulador e em seguida adicionados ao *case* todos os componentes necessários, como mostra a Tabela 1.

Tabela 1: Lista dos Componentes Químicos

Componente	Fórmula Química
Enxofre Líquido	S_Liq_150
Oxigênio	O ₂
Nitrogênio	N ₂
Água	H ₂ O
Dióxido de Enxofre	SO ₂
Trióxido de Enxofre	SO ₃
Ácido Sulfúrico	H ₂ SO ₄

A seguir a simulação é apresentada na Figura 3.

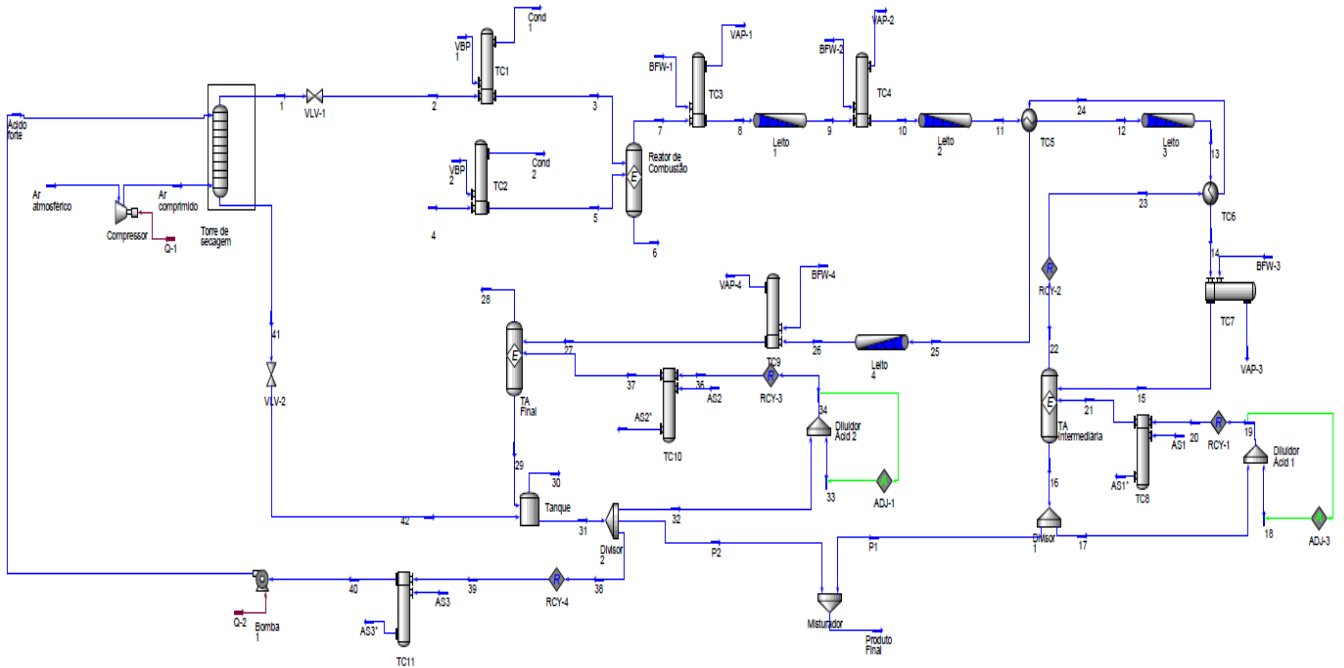


Figura 3: Simulação do Processo de Fabricação de Ácido Sulfúrico por Duplo Contato

Observa-se que na Tabela 1 o enxofre utilizado no simulador foi o S_Liq_150, já que o processo simulado foi a partir do enxofre no estado líquido representado pela corrente 4 da Figura 3, eliminando a etapa de derretimento do enxofre.

Pacotes Termodinâmicos

Nesta simulação, a opção UniSim Thermo em termodinâmica avançada não foi selecionada, sendo configurado o modelo de atividade em Extended NRTL, usado para correlacionar os coeficientes de atividades dos componentes apresentados em fase líquida e Peng Robinson para fase vapor.

Configuração das Reações

As três reações que acontecem no processo de fabricação de ácido sulfúrico, mencionadas na seção anterior, foram adicionadas ao simulador e são listadas a seguir:



A reação (1) representa a combustão do enxofre que acontece na etapa de queima do enxofre, e foi configurada como uma reação de equilíbrio e posteriormente simulada em um reator de equilíbrio. O reator de equilíbrio foi utilizado para simular a combustão realizada pelo forno no processo.

A reação (2) representa a oxidação do dióxido de enxofre (SO_2) para trióxido de enxofre (SO_3) no leito catalítico, usando o catalisador VK38 de pentóxido de vanádio (V_2O_5), cujos dados foram retirados de estudo realizado por Sousa (1996) e são apresentados a seguir:

$$\begin{aligned} \rho_b & 0,46 \text{ g/cm}^3 \\ \rho_p & 0,8846 \text{ g/cm}^3 \\ v_p & 0,5278 \text{ cm}^3 \\ a_p & 4,8381 \text{ cm}^2 \end{aligned}$$

A configuração dos leitos catalíticos, foi baseada na equação da cinética da reação a seguir, proposta por Froment (2010).

$$r = \frac{k_1 \cdot P_{O_2} \cdot P_{SO_2} \left(1 - \frac{P_{SO_3}}{K_p}\right)}{22,414 \cdot (1 + K_2 \cdot P_{SO_2} + K_3 \cdot P_{SO_3})^2} \quad (6)$$

Onde:

$$r = \frac{\text{kmol } SO_2}{\text{kg cat hr}} \quad (7)$$

$$k_1 = e^{12,160} \cdot e^{\frac{-5473}{T}} \frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kg cat hr atm}^2} \quad (8)$$

$$K_2 = e^{-9,953} \cdot e^{\frac{8619}{T}} \text{atm}^{-1} \quad (9)$$

$$K_3 = e^{-71,745} \cdot e^{\frac{52596}{T}} \text{atm}^{-1} \quad (10)$$

$$K_p = e^{-10,68} \cdot e^{\frac{11300}{T}} \text{atm}^{-\frac{1}{2}} \quad (11)$$

Porém, para inserir estes dados na configuração do UniSim Design, necessita-se definir a energia de ativação (E_a) e o fator pré-exponencial (A) ocultos na equação, manipulando a equação de Froment (2010) para que fique semelhante à equação padrão do UniSim Design, como mostra a Figura 4.

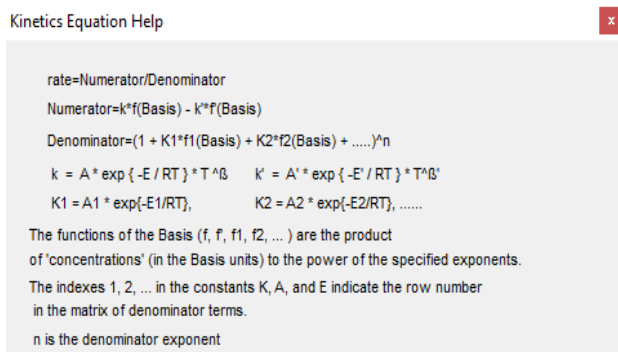


Figura 4: Modelo da Equação no UniSim

Pelo fato da unidade da reação da equação de Froment (2010) ser dada em “kmol SO₂ / kg cat h” e a unidade da reação do simulador ser dada em “kmol/m³ h”, é necessário utilizar os dados do catalisador para realizar a conversão do fator exponencial A e A' .

Após as manipulações necessárias para deixar os fatores com as unidades consistentes, os parâmetros para configuração da cinética da reação de oxidação do SO₂ no UniSim Design são apresentados abaixo.

Numerador:

$$A = 8160484 \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h atm}^2}$$

$$E = 45503 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\beta = 0$$

$$A' = 3,55 \times 10^{11} \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 \text{h atm}^{\frac{3}{2}}}$$

$$E' = 1,3945 \times 10^5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$\beta' = 0$$

Denominador:

$$A1 = 4,76 \times 10^{-5} \text{atm}^{-1}$$

$$E1 = -71658,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

$$A2 = 6,94 \times 10^{-32} \text{atm}^{-1}$$

$$E2 = -437283 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$$

A reação (3) utilizada na etapa de absorção, também foi configurada como uma reação de equilíbrio, e assim como a reação (1), foi simulada em um reator de equilíbrio para representar a absorção de SO₃. O resultado simulado desta etapa ficou dentro do esperado quando comparado com resultados da literatura, com um produto de aproximadamente 99% de pureza na torre intermediária de absorção e 98,7% de pureza na torre final de absorção.

Configuração dos Trocadores de Calor

Ao todo, a simulação contém onze trocadores de calor. Todos os trocadores de calor foram configurados selecionando o modelo Weighted, por se tratar de um modelo que considera um cálculo mais detalhado do balanço de energia ao longo do trocador de calor e por ser especialmente mais adequado para os casos que envolve mudança de fase de uma das correntes passando pelo trocador de calor. Os trocadores de calor TC1 e TC2 aquecem as correntes 3 (corrente de ar seco) e 5 (corrente do enxofre líquido), ambas para 120°C antes de entrarem no reator de combustão. As correntes de vapor consumidas em ambos trocadores de calor do tipo casco e tubo (VBP1 e VBP2) foram configuradas como vapor saturado de baixa pressão em 600 kPa e uma temperatura de 158,8 °C de acordo com Turton *et al.* (2018). Apenas calor latente é transferido do vapor para as correntes de processo e, portanto, a saída da utilidade é água condensada na mesma pressão e temperatura do vapor de entrada.

Os trocadores de calor TC3, TC4, TC7 e TC9, responsáveis por resfriarem os gases nas saídas dos leitos catalíticos, consomem como utilidade água de caldeira sendo o líquido saturado a uma pressão de 170 kPa e uma temperatura correspondente de 115,2 °C, gerando em sua saída vapor de alta pressão em 4200 kPa e uma temperatura de 253,2°C, vapores que podem ser utilizados para gerar energia elétrica. (Turton *et al.*, 2018)

Já os trocadores de calor TC5 e TC6 são parte de uma integração energética. O TC5 resfria a corrente 11 da saída do segundo leito catalítico e, ao mesmo tempo, aquece a corrente 24 antes da entrada da corrente 25 no último leito catalítico. Da mesma forma, o TC6 realiza um pré-resfriamento da corrente 13 e faz um pré-aquecimento da corrente 23.

Por fim, os trocadores de calor TC8, TC10 e TC11 são usados para resfriar o ácido sulfúrico das correntes 20, 36 e 39 respectivamente. A utilidade consumida nestes trocadores de calor foi água de resfriamento à pressão ambiente e 30° C na entrada do trocador de calor e mesma pressão na saída atingindo uma temperatura de 40°C. (Turton *et al.*, 2018)

Configuração da Torre de Secagem

Para realizar a secagem do ar foi selecionado no software uma torre de absorção onde não foi considerado nenhum tipo de reação, apenas o equilíbrio de fases da absorção. A torre foi configurada para operar à uma pressão de 350 kPa com a finalidade de aumentar a eficiência da secagem. Por isso, houve necessidade de colocar na planta um compressor e uma bomba para elevar as pressões do ar atmosférico e da corrente 40 do ácido sulfúrico até a pressão da torre de absorção.

Suas correntes de entrada foram configuradas com a corrente do ar entrando por baixo da torre, e a corrente do ácido forte por cima. O número de pratos foi configurado como sendo 5 pratos teóricos.

O resultado da secagem na torre pode ser observado na Tabela 2.

Configuração dos Leitos Catalíticos

Os quatro leitos catalíticos foram simulados como reatores *Plug Flow Reactors* (PFR). A reação da cinética fornecida por Froment (2010) foi selecionada. As dimensões

dos leitos foram configuradas de acordo com os dados coletados da planta S1 do estudo de King *et al.* (2013), e os dados do catalisador VK38 foram utilizados. A “*equação de Ergun*” foi selecionada para o cálculo da perda de carga do fluxo em cada leito.

Tabela 2: Composição de Antes e Depois da Secagem na Torre de Absorção

Elemento	Fração molar ar úmido	Fração molar ar seco
SO ₂	0	0
O ₂	0,2068	0,2089
SO ₃	0	0
N ₂	0,7804	0,7885
S	0	0
H ₂ O	0,0128	0,0026
H ₂ SO ₄	0	0

Os leitos possuem um diâmetro de 16,25m, e espessuras específicas para cada leito. O primeiro leito catalítico tem uma espessura de 0,78m, o segundo de 0,90m e o terceiro e quarto leitos uma espessura de 1,07m.

A temperatura da corrente de entrada do primeiro leito foi de 423°C, 440°C para o segundo leito e 445°C para o terceiro e quarto leito. As conversões de SO₂ atingidas pelo simulador em cada leito foram de: 63% a uma temperatura de saída de 631,8°C no primeiro leito, 88,59 % e 525°C no segundo leito, 94,40% e 464,4°C no terceiro leito catalítico e por fim 99,73% a uma temperatura de saída de 467,5°C no quarto e último leito catalítico.

As conversões obtidas pelo simulador estão em concordância com a literatura.

Configuração das Torres de Absorção

Na simulação da torre de absorção intermediária, foi utilizado um reator de equilíbrio para simular a reação de absorção de SO₃ resultando no produto H₂SO₄ em que a reação (3) foi selecionada.

As correntes de entrada da torre intermediária tiveram suas temperaturas configuradas de acordo com o projeto da planta S1, em 166°C para corrente 15 (gás) e 66°C na corrente 21 (ácido 98,5%).

O objeto “*Adjust*” foi utilizado para calcular o fluxo molar necessário da corrente 18

(água) para garantir que a corrente 19 (ácido) ficasse com a composição mássica de 98,5% de H_2SO_4 . A composição mássica de H_2SO_4 produzida pela torre de absorção intermediária foi de 99%.

Já a torre de absorção final, também representada por um reator de equilíbrio, teve as temperaturas das correntes de entrada ajustadas em 200°C para corrente 27 (gás) e 66°C na corrente 37 (ácido). Da mesma forma como para a torre intermediária, o objeto “*Adjust*” também foi utilizado para ajustar a diluição da corrente de ácido. A composição mássica de H_2SO_4 produzida pela torre de absorção final foi de 98,8%, também dentro do esperado.

METODOLOGIA

O presente trabalho se trata de um desenvolvimento computacional e, portanto, não faz uso de um aparato experimental. Assim sendo, nesta seção será descrita a metodologia empregada, tendo em vista o objetivo de realizar uma análise exérgica do processo de produção de ácido sulfúrico por duplo contato de uma planta real descrita na literatura.

Inicialmente, foi feito um levantamento de informações relacionadas às configurações de fluxograma, cinética de reações e dados sobre as condições operacionais de uma planta de produção de ácido sulfúrico.

O *UniSim Design* foi utilizado para simular a produção de ácido sulfúrico por duplo contato, em que foram encontrados em Matthew J. King *et al.* (2013).

A metodologia utilizada nos cálculos de exergia para encontrar a perda de trabalho e determinar a eficiência termodinâmica da planta foi apresentada por Seider *et al.* (2017). Uma vez determinada a perda de trabalho da planta como um todo, também foram determinadas as perdas de trabalho das unidades de processo individualmente e identificadas àquelas que apresentam maior perda de trabalho. Para essas unidades uma análise mais detalhada foi desenvolvida, no sentido de identificar melhorias que implicasse na redução de perda de trabalho.

Uma nova simulação foi executada com estas melhorias e a perda de trabalho foi

recalculada, tanto do processo como todo, quanto das unidades de processo individualmente para uma análise comparativa das duas simulações.

RESULTADOS E DISCUSSÕES

Após a simulação da planta ser finalizada, a perda de trabalho foi calculada com base em um volume de controle definido. Em um primeiro momento, toda a planta fez parte do volume de controle, com o objetivo de calcular a perda de trabalho de todo o processo e sua eficiência termodinâmica. Em um segundo momento, o volume de controle foi reduzido para cada unidade de processo, com o intuito de investigar qual unidade é responsável pela maior destruição de exergia.

As equações utilizadas neste estudo foram propostas por Seider *et al.* (2017) e serão apresentadas a seguir da forma adaptada para processos em estado estacionário.

Equação da perda de trabalho:

$$LW = -\sum \dot{W}_i - \Delta(\dot{m}B) + \sum_i \left(1 - \frac{T_0}{T_i}\right) \dot{Q}_i \quad (12)$$

Onde B é:

$$B = H - T_0S \quad (13)$$

A eficiência termodinâmica é dada por duas equações. A equação (14) é utilizada quando seu objetivo principal for positivo, enquanto a equação (15) quando o valor do objetivo principal for negativo.

$$\eta(+)\text{Objetivo} = \frac{\text{Objetivo principal} - LW}{\text{Objetivo principal}} \quad (14)$$

$$\eta(-)\text{Objetivo} = \frac{\text{Objetivo principal}}{\text{Objetivo principal} - LW} \quad (15)$$

A eficiência termodinâmica de todo um processo, ou de uma operação, depende de seu objetivo principal e do trabalho perdido durante a realização desse objetivo. (Seider *et al.*, 2017). Pode existir mais de um objetivo

principal em um processo. Por exemplo, em processos químicos que envolvem reatores, trocadores de calor e dispositivos de trabalho de eixo, o objetivo principal é o aumento ou diminuição da função de disponibilidade dos fluxos que atravessam os limites do sistema. Já o objetivo principal de uma turbina adiabática pode ser produzir trabalho. (Seider *et al.*, 2017). A Tabela 3 mostra todos os objetivos que podem ser utilizados para o cálculo da eficiência termodinâmica em um processo estacionário.

Tabela 3: Possíveis Objetivos em uma Operações de Processo (Seider *et al.*, 2017)

Objetivo Principal	Explicação
$-\Delta(\dot{m}B)$	Mudança de disponibilidade no fluxo
$-\dot{W}$	Transferência de trabalho
$(1 - \frac{T_0}{T_i})\dot{Q}_i$	Trabalho equivalente de transferência de calor

Resultados da Planta Base S1

A planta base S1 obteve uma destruição de exergia ou perda de trabalho de $3,3 \times 10^8$ kJ/h e uma eficiência termodinâmica de 65,53%. A mudança de disponibilidade do fluxo foi utilizada para realizar o cálculo da eficiência termodinâmica.

Após calcular a perda de trabalho e eficiência termodinâmica, o volume de controle foi reduzido para focar em cada unidade individualmente, com o objetivo de ter uma análise mais detalhada e que permita identificar quais unidades são responsáveis por uma maior perda de trabalho e, desta forma, propor modificações operacionais com o intuito de otimizar o processo.

O resultado do trabalho perdido de cada unidade e a porcentagem que essa perda representa do total do processo é mostrado na Tabela 4. As maiores perdas de trabalho estão nos trocadores de calor. O TC8 é responsável

pela perda de 38,11% de todo o processo. Acredita-se que essa perda é devida à existência de um grande gradiente de temperatura entre as correntes e o fato da corrente 20 entrar no trocador com alto fluxo molar. O alto gradiente de temperatura gera irreversibilidades no processo que favorecem a destruição da exergia.

Afim de melhorar a eficiência termodinâmica do processo foram realizados ajustes nas temperaturas das correntes 15 e 21, alterando suas temperaturas de 166°C para 160°C na corrente 15 e 66°C para 85°C na corrente 21. Com esta simples modificação a nova configuração apresentou uma perda de trabalho de $3,18 \times 10^8$ kJ/h, cerca de 3,7% menor que a planta base e uma eficiência termodinâmica de 66,44%, um aumento de 0,91% em relação a planta S1.

O TC8 da nova configuração passou a ter uma perda de trabalho de $1,15 \times 10^8$ kJ/h, 8,33% menor do que o TC8 da planta base.

CONCLUSÃO

Após a análise e discussão dos resultados, pode ser concluído que o TC8 da Planta S1 estudada neste trabalho é responsável pela maior parte de perda de trabalho do processo de fabricação de ácido sulfúrico por duplo contato.

E apesar dos valores absolutos de perda de trabalho serem relativamente altos, a relação da disponibilidade de trabalho em plantas de produção de ácido sulfúrico e o trabalho perdido nos da uma eficiência termodinâmica de 65%, o que para processos químicos é considerado alto, já que são conhecidos por terem uma eficiência termodinâmica baixa.

Acredita-se que isso se deve pelo fato de o processo de produção de ácido sulfúrico ter uma grande disponibilidade de exergia envolvida.

Também pode-se concluir que a análise exérgica é bastante eficaz para avaliar a qualidade dos fluxos de energia, e nos possibilita utilizar os recursos energéticos de uma forma mais eficaz.

Tabela 4: Trabalho Perdido das Utilidades

Utilidades	Trabalho Perdido kJ/h	%/equip
CP	1,12x10 ⁶	0,34%
TS	8,47x10 ⁶	2,56%
VLV-1	3,02x10 ⁶	0,91%
TC1	-2,89x10 ⁶	-0,87%
TC2	-1,55x10 ⁶	-0,47%
RC	9,50x10 ⁶	2,88%
TC3	5,64x10 ⁷	17,07%
L1	1,34x10 ⁶	0,41%
TC4	1,18x10 ⁷	3,58%
L2	3,76x10 ⁵	0,11%
TC5	2,02x10 ⁵	0,06%
L3	7,90x10 ⁴	0,02%
TC6	1,38x10 ⁶	0,42%
TC7	4,87x10 ⁶	1,48%
DA1	1,69x10 ⁶	0,51%
D1	2,45x10 ⁻⁵	0,00%
TC8	1,26x10⁸	38,11%
TAI	2,6x10 ⁷	7,82%
L4	1,21x10 ⁵	0,04%
TC9	1,13x10 ⁷	3,42%
TAF	4,81x10 ⁶	1,46%
DA2	8,47x10 ⁴	0,03%
TC10	1,12x10 ⁷	3,39%
TQ	2,66x10 ⁵	0,08%
D2	-1,17x10 ⁻⁵	0,00%
TC11	5,50x10 ⁷	16,67%
B1	-5,04x10 ⁶	-1,52%
VLV2	5,13x10 ⁶	1,55%
MF	7,71x10 ²	0,00%
		100,0%

NOMECLATURA

a _p	área da partícula	cm ²
ρ _b	densidade bulk	g/cm ³
ρ _p	densidade da partícula	g/cm ³
v _p	volume da partícula	cm ³
r	taxa de reação	$\frac{\text{kmol SO}_2}{\text{kg cat hr}}$
k ₁	constante de equilíbrio	$\frac{\text{kg cat hr kmol SO}_2}{\text{atm}^2}$
k ₂ ,k ₃	constantes de equilíbrio	atm ⁻¹

k _p	constante de equilíbrio	$\frac{\text{atm}^{-1}}{\text{kmol}}$
A	fator pré exponencial	$\frac{\text{m}^3 \text{h atm}^2}{\text{kmol}}$
A'	fator pré exponencial	$\frac{\text{m}^3 \text{h atm}^{\frac{3}{2}}}{\text{kmol}}$
A _(i)	fator pré exponencial	atm ⁻¹
E _(i)	energia de ativação	$\frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}$
η	eficiência termodinâmica	
LW	trabalho perdido	kJ/h
H	entalpia	kJ/kg
S	entropia	kJ/kg.°C
T	temperatura	°C
T ₀	temperatura do estado morto	°C
ṁ	vazão mássica	kg/h
Ẃ	transferência de trabalho	kJ/h
Q̇	transferência de calor	kJ/h
CP	compressor	
TS	torre de secagem	
TAI	torre de absorção intermediária	
TAF	torre de absorção final	
VLV _(i)	válvula de expansão	
TC _(i)	trocador de calor	
RC	reator de combustão	
L _(i)	leito catalítico	
DA _(i)	diluidor de ácido	
D _(i)	divisor	
TQ	tanque	
B1	bomba	
MF	misturador final	

REFERÊNCIAS

- BOROUMANDJAZI, G.; RISMANCHI, B.; SAIDUR, R. A review on exergy analysis of the industrial sector. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v.27, p. 198-203, 2013.
- DALL' OGLIO VIANNA, Carlos Eduardo. Análise exergética de processos químicos industriais: produção de amônia pelo processo de reforma a vapor. 153p. Dissertação – Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Química. São Paulo 2017.
- FROMENT, F.; BISCHOFF, K.; WILDE, J. *Chemical Analysis and Design*. 3ed p. 522-524, 2010
- HONEYWELL. UniSim – Software for Process Design and Simulation. Disponível em: <<https://www.honeywellprocess.com/en->

- US/explore/products/advanced applications/unisim/Pages/default.aspx>. Acesso em 26/07/2022. 14h07.
- KING, M.; DAVENPORF, W.; MOATS, M. Sulfuric Acid Manufacture. Analysis, Control and optimization, 2ed, 511p, 2013.
- KISS, BILDEA, GRIEVINK, “Dynamic modeling and process optimization of na industrial sulfuric acid plant,” Chemical Engineering Journal, vol. 158, no. 2, pp. 240–249, 2010.
- LEIVA, C.; FLORES, V.; AGUILAR, C. A Computer Simulator Model for Generating Sulphuric Acid and Improve the Operational Results, Using Operational Data from a Chemical Plant. 2020, 10p. Artigo científico – Hindawi Journal of Sensors <https://doi.org/10.1155/2020/8873039>
- M.B CONSULTORES. Processos de Fabricação de Ácido sulfúrico. Disponível em: < <http://h2so4.com.br/downloads/Download/Tecnologia/MBC/MB%20CONSULTORES%20-%20Manual%20de%20Acido%20Sulfurico%20.pdf>>. Acesso em 27/07/2022. 14h32.
- MORGATO, A. *et al.*, O Enxofre e o Ácido Sulfúrico. Universidade do Porto. 2012.
- MOROSUK, TSATSARONIS. Advanced exergy-based methods used to understand and improve energy-conversion systems. 2019, 09p. Artigo Científico – Institute for Energy Engineering, Technische Universität, Berlin, Germany.
- SEIDER, W.; SEADER, D.; GANI, S.; NG, K. Product and process design principles. Synthesis, analysis and evaluation, 4ed, p. 287 – 309, 2017.
- SOUSA, M. Otimização do Sistema de Conversão de uma Fábrica de Ácido Sulfúrico. Sistemas de Processos Químicos em Informática. 1996, 107p. Dissertação de Mestrado – Universidade Estadual de Campinas.
- TURTON, R.; BHATTACHARYYA, J.; WHITING, W. Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes. 5ed, p. 245 – 248, 2018.