



UNIVERSIDADE CATÓLICA DO SALVADOR  
BACHARELADO EM ENGENHARIA QUÍMICA  
ESCOLA DE ENGENHARIAS E ARQUITETURA

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO ECONÔMICO NA IMPLANTAÇÃO DA  
RECOMPRESSÃO MECÂNICA DE VAPOR EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO  
PARA A SEPARAÇÃO DE ALDEÍDOS**

**SALVADOR – BA**

**2021**



UNIVERSIDADE CATÓLICA DO SALVADOR  
BACHARELADO EM ENGENHARIA QUÍMICA  
ESCOLA DE ENGENHARIAS E ARQUITETURA

**AVALIAÇÃO DO DESEMPENHO ECONÔMICO NA IMPLANTAÇÃO DA  
RECOMPRESSÃO MECÂNICA DE VAPOR EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO  
PARA A SEPARAÇÃO DE ALDEÍDOS**

Artigo apresentado pela discente Maria Eduarda Araújo  
Jucene como Trabalho de Conclusão de Curso – TCC, como  
requisito parcial para obtenção do título de Engenheira Química.

Orientador: Prof. MSc. Wagner Almeida Mônaco Conceição.

Coorientador: Agostinho Souza Rios

**SALVADOR – BA**

**2021**

## **AGRADECIMENTOS**

Eu agradeço primeiramente a Deus, por me dar sabedoria e determinação por toda a minha trajetória, além de força e coragem para ter alcançado meu objetivo.

Aos meus pais, (Katia e Marcos) eu agradeço pelo incentivo nas horas difíceis, desânimo, cansaço e que apesar de todas as dificuldades estiveram ao meu lado e sei que estarão sempre torcendo por mim. Assim como, meus irmãos (Igor, Iago e Marcos) agradeço por todo amor, carinho e apoio incondicional. Dedico todo o esforço que depus neste trabalho ao meu irmão Iago (in memoriam), que foi meu maior exemplo de sabedoria, caráter e bondade.

Agradeço as pessoas que estiveram ao meu lado ao longo dessa trajetória: minhas amigas da escola (Bruna, Clara, Helena, Júlia e Raquel), faculdade (Amanda, Andressa, Henrique e Railana) e o meu namorado (Lucas), por toda paciência, compreensão e amor.

Avaliação do desempenho econômico na implantação da recompressão mecânica de vapor em uma coluna de destilação para a separação de aldeídos.

Maria Eduarda Araújo Jucene <sup>1</sup>

## RESUMO

O elevado índice de consumo energético oriundo das operações de destilação é um dos grandes motivadores desse projeto, logo utilizar métodos que introduzem uma engenharia mais limpa e consciente é o grande objetivo.

O objeto de estudo para esse trabalho é uma coluna de destilação Implantada no Pólo Industrial no município de Camaçari-BA, com finalidade obter uma corrente de topo rica em isobutiraldeído e de fundo em n-butiraldeído, essa coluna demanda um alto consumo de vapor, como consequência de uma elevada razão de refluxo para executar em a separação requerida. O esquema adotado para viabilizar tecnicamente essa coluna é uma recompressão mecânica do vapor de topo que é um processo que tem por objetivo devolver a energia uma vez depositada inicialmente na coluna. Para esta solução é implantado um compressor no topo da coluna, que em níveis de temperatura e pressão permitam a transferência de calor de condensação ao refeedor da coluna, evitando ser rejeitado na torre de resfriamento.

Este artigo apresenta a simulação computacional de dois sistemas, sendo um deles representando os dados operacionais reais do processo e o outro incluindo o acoplamento da recompressão mecânica de vapor, onde foi realizada uma análise comparativa, com a finalidade de conferir se existe uma viabilização econômica no processo.

**Palavra-chave:** Simulação, Destilação de aldeídos, viabilização energética

## ABSTRACT

The high rate of energy consumption arising from the distillation operations is one of the great motivators of this project, so using methods that introduce cleaner and more conscientious engineering is the main objective.

The object of study for this work is a distillation column implanted in the Industrial Pole in the municipality of Camaçari-BA, with the purpose of obtaining a top current rich in isobutyraldehyde and a bottom current in n-butyraldehyde, this column demands a high consumption of steam, as a consequence of a high reflux ratio to perform the required separation. The scheme adopted to make this column technically viable is a mechanical recompression of the top steam, which is a process that aims to return the energy once initially deposited in the column. For this solution, a compressor is installed at the top of the column, which at temperature and pressure levels allow the transfer of condensing heat to the column boiler, avoiding being rejected in the cooling tower.

This article presents the computer simulation of two systems, one representing the real operational data of the process and the other including the coupling of mechanical steam recompression, where a comparative analysis was performed, in order to check if there is an economic feasibility in the process.

**Keyword:** Simulation, Aldehyde Distillation, Energy Viability

## **LISTA DE TABELAS**

TABELA 1: FRAÇÃO MÁSSICA DA CORRENTE DE ALIMENTAÇÃO, BASE E TOPO

TABELA 2: DADOS OPERACIONAIS DO COMPRESSOR

TABELA 3: CONSUMO DE VAPOR PARA CADA REFERVEDOR

TABELA 4: CONSUMO DE VAPOR TOTAL NECESSÁRIO PARA A COLUNA

TABELA 5: FRAÇÃO MOLAR DOS PRINCIPAIS PRODUTOS DE TOPO E FUNDO

TABELA 6: ECONOMIA ENERGÉTICA OBTIDA NAS SIMULAÇÕES

TABELA 7: ECONOMIA DE VAPOR TOTAL DA COLUNA

TABELA 8: ÍNDICE DE CUSTO

TABELA 9: RESULTADO DO CUSTO E DA CORREÇÃO OBTIDA NOS LIVROS

TABELA 10: CUSTO TOTAL PARA O PROJETO

TABELA 11: CUSTO TOTAL DO COMPRESSOR

TABELA 12: CONSUMO E CUSTO ENERGÉTICO

TABELA 13: TIR PARA O CUSTO TEÓRICO

TABELA 14: TIR PARA O CUSTO REAL

## LISTA DE ABREVIATURAS

IBD	-	ISOBUTIRALDEÍDO
NDB	-	N-BUTIRALDEÍDO
EPA	-	2-ETIL-HEXEZENAL
NBA	-	BUTANOL
IBA	-	ISOBUTANOL
VPL	-	VALOR PRESENTE LÍQUIDO
TIR	-	TAXA INTERNA DE RETORNO
EVTE	-	ESTUDO DE VIABILIDADE TÉCNICO-ECONÔMICA

# SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	8
2. OBJETIVO	9
2.1.1. Objetivos específicos	9
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	10
3.1. Hidroformilação do propeno	10
3.2. Os compostos: n-butiraldeído e isobutiraldeído	10
3.2.1. Aplicações e derivados	11
3.3. Destilação	11
3.4. Recompressão mecânica do vapor	12
3.5. Especificações de projeto	13
3.5.1. Descrição da unidade:	13
3.6. Estudo de viabilidade técnico-econômica	14
3.6.1. Valor Presente Líquido	14
3.6.2. Taxa interna de retorno	15
4. METODOLOGIA	15
4.1. Simulação do processo convencional de destilação	15
4.1.1. Validação termodinâmica	15
4.2. Simulação do processo com recompressão mecânica do vapor	16
5. RESULTADOS	17
5.1. Capacidade da coluna e composição das correntes	17
5.2. Economia de energia	20
5.2.1. Análises econômicas	20
5.3. Custos para o projeto	21
5.3.1. Compressor	21
5.3.1.1. Estimativa teórica	21
5.3.1.2. Estimativa real	23
5.3.2. Energia elétrica	23
5.4. Estudo de viabilidade técnico econômico	23
6. CONSIDERAÇÕES FINAIS	24
REFERÊNCIAS	26



## 1. INTRODUÇÃO

O processo de destilação é um método direto para separação de uma mistura, baseado em diferentes pontos de ebulição, onde o agente de separação entre as fases é o calor. Em geral, é um processo com grande consumo energético para uma separação requerida, combinando grandes volumes de produção com o alto consumo de energia, torna-se alvo principal para implantação de um sistema mais otimizado. Em vista disso, é de grande interesse das indústrias químicas e petroquímicas, a utilização de técnicas para melhoria da eficiência energética e oportunidade para a redução do custo final do produto.

Dentre os métodos para minimizar o consumo energético das colunas de destilação, a recompressão mecânica de vapor no topo, consiste na a compressão dos vapores de topo da coluna em níveis de temperatura e pressão tais que permitam a transferência de calor de condensação ao refeedor da coluna, evitando ser rejeitado na torre de resfriamento. Esta técnica é adequada para aquelas separações difíceis, onde os pontos de ebulição dos produtos a separar são próximos, as diferenças de temperaturas entre o topo e a base da coluna são pequenas e a razão de refluxo extremamente elevada, encaixando perfeitamente nas características da coluna em questão.

O processo de separação a ser estudado está em operação em uma planta química brasileira, de produção de e intermediários químicos para fins industriais, localizada no Pólo Industrial no município de Camaçari-BA. Esta coluna de destilação está inserida em uma planta de Oxo-Álcoois, onde os álcoois são produzidos a partir da hidroformilação do propeno, que resultam na formação dos aldeídos, que necessitam ser separados para seguir para a etapa de hidrogenação e formar os álcoois.

A coluna tem configuração convencional, pratos valvulados, resfriamento do destilado através de condensadores com água, aquecimento via refeedor, termossifão a vapor, e tem como finalidade obter uma corrente de topo rica em isobutiraldeído e de fundo em n-butiraldeído.

O método de estudo é baseado em três etapas, através do software Aspen Plus<sup>®</sup>: 1) inicialmente é necessário fazer a validação do modelo termodinâmico; 2) determinar a eficiência de bandeja; 3) acoplar um sistema de recompressão mecânica do vapor ao sistema convencional. Os parâmetros operacionais da coluna de destilação são os mesmos para os dois sistemas. E por fim, fazer a comparação dos resultados da simulação, fazendo uma avaliação dos resultados e concluir se a recompressão mecânica é viável tecnicamente para este sistema.

## **2. OBJETIVO**

O presente trabalho tem por objetivo, verificar a viabilidade técnico-econômica da instalação de um sistema de recompressão em uma coluna de separação de aldeídos.

### **2.1.1. Objetivos específicos**

1. Simulação do sistema de destilação convencional. Nessa etapa é necessário validar um modelo termodinâmico e determinar a eficiência da bandeja, com base nos dados reais do processo.
2. Implantação do esquema de recompressão mecânica do vapor ao sistema de destilação. O esquema adotado será substituir a alimentação de vapor para um dos refeedores, pela corrente proveniente de compressor, mantendo fixas as condições reais operadas no processo.
3. Análise comparativa entre os custos desses investimentos e o retorno do capital, com a finalidade de comprovar se é economicamente viável.

### 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

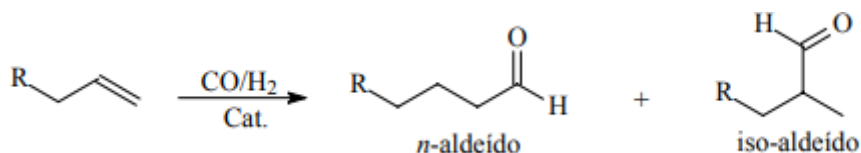
#### 3.1. Hidroformilação do propeno

A reação de hidroformilação, também conhecida como processo Oxo, foi descoberta em 1938 por Otto Roelen (1897-1993) que, na época, era diretor científico da indústria química Ruhrchemie AG, em Oberhausen, Alemanha. Atualmente, o processo é considerado líder na produção de aldeídos a partir de matéria-prima de origem petroquímica e está entre as reações catalíticas homogêneas mais importantes do setor. <sup>1</sup>

Na reação de hidroformilação, altas pressões de monóxido de carbono e hidrogênio, na presença de um catalisador, reagem com olefinas para formar aldeídos contendo um átomo de carbono adicional em relação ao composto de origem. Segundo Marco Aurélio, os catalisadores utilizados industrialmente são produzidos com ródio ou cobalto. Outros metais também podem ser utilizados na reação, porém apresentam menor reatividade e estão limitados a estudos acadêmicos. <sup>2</sup>

A reação consiste na adição de um átomo de hidrogênio e um grupo formila aos carbonos de uma dupla ligação, formando aldeídos com um carbono a mais do que a olefina de partida. <sup>3</sup> Como mostram no esquema abaixo:

**Figura 1: O princípio da hidroformilação**



Fonte: Furlan, Ana 2007

Os aldeídos formados são produtos finais valiosos e intermediários na síntese de produtos químicos de grande interesse industrial que são utilizados na produção de fármacos, aditivos para alimentos, polímeros, detergentes, cosméticos e perfumes <sup>2</sup>. O isobutanol e o n-butanol são produzidos pelo processo que envolve a reação do propeno com o gás oxo, resultando na produção dos butiraldeídos, n-butiraldeído e isobutiraldeído.

#### 3.2. Os compostos: n-butiraldeído e isobutiraldeído

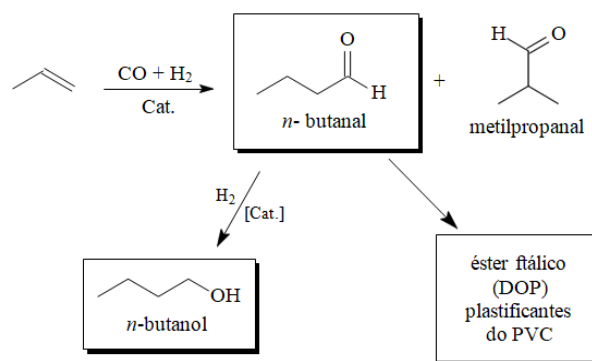
Esses compostos são líquidos incolores, inflamáveis que têm um odor pungente e desagradável. Produtos químicos utilizados apenas como intermediário químico. A contaminação ou a exposição a temperaturas elevadas podem induzir uma polimerização perigosa, eles são

prontamente oxidados em contato com o oxigênio e, portanto, devem ser armazenados sob gases inertes. (BASF 2021)

### 3.2.1. Aplicações e derivados

Os aldeídos produzidos via hidroformilação geralmente não são os produtos finais e sim insumos para obtenção de outros produtos. O principal uso de butiraldeído é para a produção de butanóis e 2-etilhexanol.

Figura I: Produtos importantes que podem ser obtidos a partir do n-butanal.



Fonte: Furlan, Ana 2007

### 3.3. Destilação

As operações de separação são de grande importância nos processos industriais químicos, encontradas em diversos segmentos industriais, como nas indústrias petroquímica, farmacêutica, alimentícia, cosmética, de reciclagem, dentre outras. Todo processo de separação requer consumo de energia, presente tanto na forma de calor como na de trabalho.

Atualmente, a preocupação com o consumo consciente de energia vem crescendo cada vez mais, devido ao alto custo e impactos ambientais gerados. <sup>6</sup> Colunas de destilação convencional aquecidas a vapor estão entre os maiores consumidores de energia (estimativas indicam 25 a 40% da demanda total de energia) em uma planta química de processos industriais. <sup>11</sup>

A destilação é um processo físico para separar uma mistura em dois ou mais produtos que tenham diferentes pontos de ebulição, preferencialmente aquecendo os componentes mais voláteis da mistura. Quando uma mistura líquida de dois materiais voláteis é aquecida, o vapor que sai terá uma concentração mais alta do material mais volátil (isto é, ponto de ebulição mais baixo) do que o líquido do qual foi desenvolvido. Por outro lado, se um vapor é resfriado, menos volátil (isto é, com

ponto de ebulição superior) o material tem tendência a condensar em uma proporção maior do que o material mais volátil <sup>7</sup>.

Diante da necessidade de reduzir a demanda energética depositada nas colunas de destilação. Segundo Weinstein (1985), existem medidas simples, de baixos investimentos que são eficazes como, por exemplo: estabilidade de vazão, ponto ótimo de alimentação, isolamento térmico, pré-aquecimento de alimentação, controle, efeito da pressão de operação, controle de incrustações. Entretanto, diante de processos de separações difíceis, essas medidas não refletem em uma economia relevante.

O processo de separação de isômeros necessita de um expressivo consumo energético para haver uma separação requerida, isso uma vez que são compostos que possuem os mesmos constituintes atômicos, apenas se diferindo nas disposições dentro da molécula. Portanto, os processos para a separação desses compostos são grandes alvos de estudos para melhoria da eficiência energética. A técnica de recompressão mecânica de vapor é possui uma adequada compatibilidade para essas separações difíceis, para alguns grupos químicos, como por exemplo, orgânicos. Onde os pontos de ebulição dos produtos a separar são próximos, as diferenças de temperaturas entre o topo e a base da coluna são pequenas e a razão de refluxo elevada. <sup>11</sup>

### **3.4. Recompressão mecânica do vapor**

A recompressão mecânica do vapor é um processo que tem por objetivo devolver a energia uma vez fornecida inicialmente à coluna e que é usualmente desperdiçada no condensador. Esse método pode ser através da instalação de um sistema de compressão mecânica dos vapores do topo da coluna e/ou integração energética das correntes. Para esse trabalho adotou-se que os vapores do topo da coluna serão transferidos totalmente para um compressor, acionado por energia elétrica, viabilizando a recuperação dessa energia devido a temperatura resultante ser maior que a temperatura do fundo da coluna, de forma a poder usar tais vapores para transferir calor no refeedor onde os vapores são condensados. <sup>8</sup>

Muitos pesquisadores estudaram a eficiência da implantação desses processos que visam reduzir o consumo de energia, NULL (1976) investigou vários esquemas de recompressão de vapor, e mostra que, a recompressão direta dos vapores de topo é a aplicação mais vantajosa.

Segundo MOSTAFA (1981), a natureza do sistema é o fator mais importante que afeta o sucesso da aplicação da compressão de vapor na destilação fracionada. O desempenho

termodinâmico é alto para sistemas com uma pequena diferença entre as temperaturas superior e inferior e com alto calor latente de condensação do destilado.

KENNEY (1979) estudou dois projetos com sistema de recompressão de vapor, entre eles, a implantação de uma bomba de calor em uma planta de propano propileno já existente. Ele mostrou que, após a modificação, a admissão de energia na torre foi reduzida entre 10 e 15% da energia total normalmente consumida no refeedor, e que o retorno econômico de cada projeto foi satisfatório.

Segundo Daniel Summers (2012), esse processo pode gerar uma economia significativa de energia para o projeto de até 90%. Para uma aplicação de recompressão mecânica de vapor bem sucedida o calor de vaporização do líquido inferior e o calor de condensação do vapor da sobrecarga devem ser idealmente muito próximos. Separações envolvendo compostos com baixa volatilidade relativa são candidatos ideais, visto que demandam uma expressiva quantidade de energia para a separação.

A grande maioria das aplicações práticas da técnica de destilação ocorre em sistemas binários onde a separação é difícil (baixa volatilidade relativa), Muhrel (1990), exigindo um grande número de estágios, alta razão de refluxo e conseqüentemente alto consumo energético, Ferre (1985). É importante ressaltar que o alto investimento para esse projeto o limita também para esses casos de destilações difíceis.

### **3.5. Especificações de projeto**

#### **3.5.1. Descrição da unidade**

Na planta de Oxo-Álcoois utiliza-se como matéria-prima uma corrente de gás reformado, hidrogênio ( $H_2$ ) e monóxido de carbono (CO) e outra corrente de propeno ( $C_3H_6$ ), que é transferida para um reator com propósito de fazer uma hidroformilação, resultando nos aldeídos, isobutiraldeído (IBD) e n-butiraldeído (NBD).

Após a hidroformilação, a mistura de aldeídos (aldeído cru) é separada do catalisador e destinada a um tanque atmosférico de estocagem intermediária com temperatura ambiente selado com nitrogênio para evitar a oxidação dos aldeídos. O aldeído cru é uma mistura dos dois aldeídos IBD e NBD, a relação entre eles é em torno de 5:1. Possui quantidades residuais de propano e propeno como gases dissolvidos. Ainda existem quantidades pequenas de tolueno que é o solvente do catalisador, por mais que ele seja mais pesado acaba escapando na coluna e uma quantidade ínfima de metanol.

O aldeído cru passa por um processo de destilação, com o objetivo de separar esses aldeídos, é uma separação difícil, visto que são isômeros e possuem pontos de ebulição muito próximos, além da necessidade de se obter produtos com baixas concentrações dos contaminantes. Diante disso a coluna tem 90 pratos e uma razão de refluxo na ordem de 32-36 para obter a pureza desejada.

A coluna é alimentada no prato 46. O IBD, propeno e propano tende a subir, logo o NBD que é o mais pesado tende a descer, junto com o tolueno e a água se divide entre o topo e o fundo.

No passado houve um aumento de capacidade da planta, onde foi instalado um segundo condensador e um segundo reboiler exatamente iguais aos existentes. Os condensadores operam com água de resfriamento a uma temperatura de 30°C, o condensado vai para um balão de refluxo. Foi instalada no refluxo uma espécie de bota para ter um controle de nível quando formar uma fase aquosa, isso é útil para retirar a água remanescente de lavagem em partidas após manutenção da coluna. Em operação normal a concentração da água não é suficiente. Esses dois condensadores não conseguem condensar a corrente toda, logo alguns componentes mais leves vão para um terceiro condensador que opera com uma temperatura na ordem de 15 °C.

As correntes de IBD e NBD separadas não podem ter uma contaminação maior que 0,25%, para que não haja uma contaminação no produto final e tire-o de especificação. O isobutiraldeído (IBD) vai ser hidrogenado, para formar o isobutanol (IBA) e o n-butiraldeído (NBD) também, formando butanol (NBA), além de também uma condensação e formar o 2-etil-hexenal (EPA).

### **3.6. Estudo de viabilidade técnico-econômica**

Segundo, Mustafa (2015) ao instalar uma nova fábrica, modernizar ou ampliar uma fábrica existente, comprar novos equipamentos ou simplesmente alugar uma máquina, isto é, ao fazer um novo investimento, uma empresa deve, antes da implantação, fazer um estudo de viabilidade técnico-econômica. Somente um estudo econômico pode confirmar a viabilidade de projetos tecnicamente corretos. Portanto, para comprovar a eficácia desse estudo é necessário comparar os investimentos com o retorno do capital.

#### **3.6.1. Valor Presente Líquido**

Para Souza e Clemente (2009), o valor presente líquido é a concentração de todos os valores esperados de um fluxo de caixa na data zero. O autor afirma ainda que o VPL, com certeza, é a técnica robusta de análise de investimento mais conhecida e mais utilizada. Esse tipo de técnica

desconta os fluxos de caixa da empresa a uma taxa especificada. Essa taxa refere-se ao retorno mínimo que deve ser obtido no projeto, de forma a manter inalterado o valor de mercado da empresa. As taxas utilizadas podem ser chamadas de taxa de desconto, custo de oportunidade ou custo de capital.<sup>23</sup>

### **3.6.2. Taxa interna de retorno**

A Taxa Interna de Retorno (TIR) é a taxa de juros (desconto) que iguala, em determinado momento do tempo, o valor presente das entradas (recebimentos) com o das saídas (pagamentos) previstas de caixa. A TIR é usada como método de análise de investimentos, onde o investimento será economicamente atraente se a TIR for maior do que a taxa mínima de atratividade (taxa de retorno esperada pelo investimento).<sup>22</sup>

## **4. METODOLOGIA**

### **4.1. Simulação do processo convencional de destilação**

O principal desafio para obter a simulação que se assemelha com a realidade é escolher e adotar o melhor modelo termodinâmico que se enquadra ao processo selecionado. Para iniciar a validação buscou-se um modelo termodinâmico que representasse o comportamento da mistura da alimentação. O simulador comercial Aspen Plus® indica que os modelos de Wilson, NRTL, UNIFAC ou UNIQUAC são indicados para processos químicos com baixas pressões.<sup>14</sup>

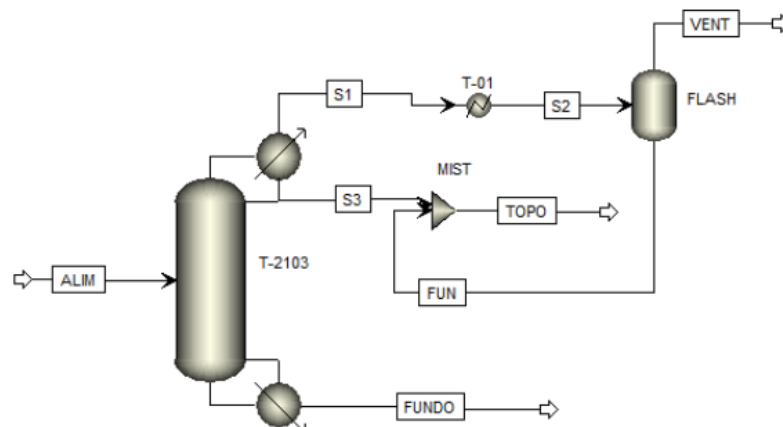
#### **4.1.1. Validação termodinâmica**

Milena, Rosa (2020) fez uma análise detalhada em relação aos diferentes modelos simulados no Aspen Plus®, o critério utilizado por ela foi utilizar o modelo que tivesse a menor média de erro ao se comparar com os dados de equilíbrio experimentais apresentados no artigo Wojtasinski (1963). O modelo com a menor média de erro absoluto, em relação à temperatura é o modelo de Wilson, porém foi escolhido o UNIFAC por ser um modelo mais rigoroso e mais robusto, já que a média de erro absoluto também foi muito baixa.<sup>14</sup>

A validação dessa equação foi obtida ao comparar os dados de equilíbrio apresentados por Wojtasinski (1963). Uma vez que se fez a validação do modelo, o próximo passo foi obter a eficiência de bandeja validando a simulação com os dados reais de operação. Na figura 2, é apresentado um sistema de destilação em estudo realizado por Rosa no software Aspen Plus®.



**Figura 2: Fluxograma do sistema de destilação convencional, no Aspen Plus<sup>®</sup>**



Fonte: Milena, Rosa, 2020

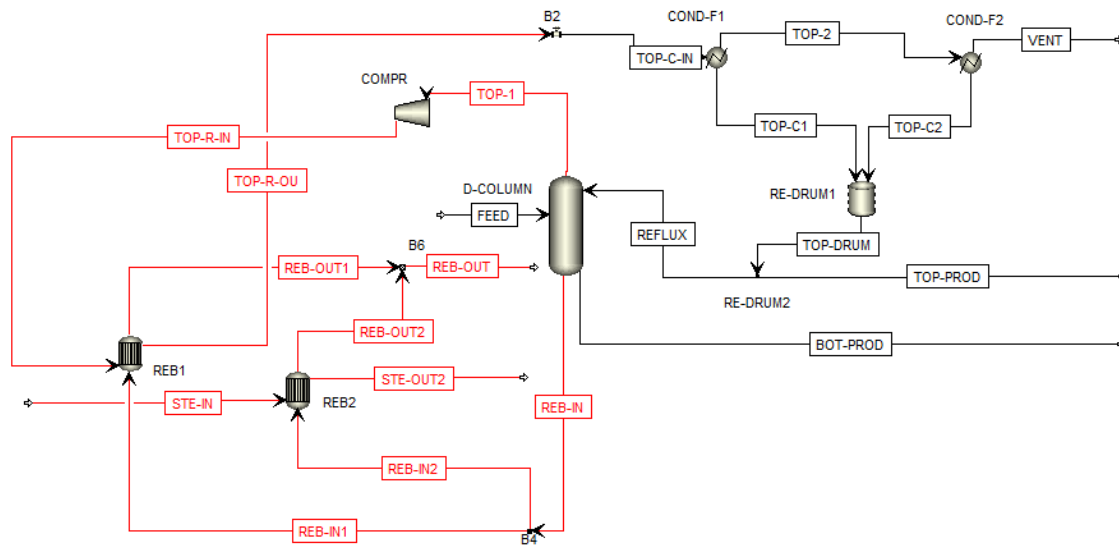
## 4.2. Simulação do processo com recompressão mecânica do vapor

Com a simulação da coluna de destilação validada e a eficiência obtida a partir de dados operacionais, a próxima etapa foi incorporar ao sistema o esquema para a economia de vapor. Foi inserido na simulação um compressor no topo da coluna, com o objetivo de aumentar a pressão da vazão total, de modo que a elevação da pressão tem um efeito do aumento da temperatura da corrente, permitindo a transferência de energia térmica por calor latente no refeedor.

A coluna opera com dois refeedores iguais no fundo, com a mesma vazão de vapor, a proposta é que um continue sendo alimentado por vapor e o outro alimentado com a corrente que anteriormente foi comprimida.

A principal análise que será feita na simulação é acerca do fluxo térmico total para coluna, sendo ela remanejada nos dois trocadores de calor, bem como a vazão que será incorporada nos equipamentos. É de grande interesse para esse estudo utilizar os trocadores já existentes na planta, logo a economia de vapor será diretamente influenciada pela capacidade térmica máxima dos trocadores. A grande parcela do investimento deste projeto está no compressor, cujo alto custo está relacionado à sua grande vazão de alimentação. Na figura 3, é apresentado o fluxograma do sistema de destilação com recompressão mecânica do vapor no simulador Aspen Plus<sup>®</sup>.

**Figura 3: Fluxograma do sistema de destilação com recompressão mecânica do vapor no simulador Aspen Plus®.**



Fonte: Autora, 2021

## 5. RESULTADOS

### 5.1. Capacidade da coluna e composição das correntes

A empresa disponibilizou os dados operacionais do dia vinte e três de outubro de dois mil e vinte, dentre eles estão: Análises de composição da alimentação, base e topo da torre de destilação para que fosse feita a simulação e comparação com os dados operacionais, bem como os fluxogramas de projeto e dados dos instrumentos de monitoramento que nos fornece temperaturas e vazões de diversos pontos. Portanto, foram utilizadas as médias do dia de leitura, visto que as leituras são registradas de hora em hora <sup>14</sup>

Diante dos números foi necessário fazer a reconciliação de dados para fechar o balanço de massa, pois as medições possuem erros associados que não fecham balanço e tem muita variação das vazões de topo durante o dia, à vazão média de topo varia mais de 40% do valor mínimo e não houve variação tão grande na alimentação, o que mostra a instabilidade da torre.<sup>14</sup> A coluna processa 7.000 quilogramas por hora, para uma vazão mínima e 11.400 quilogramas por hora, para uma vazão máxima, sendo operada por 8600 horas ao ano. A seguir é apresentado na tabela 1, a fração mássica da corrente de alimentação, base e todo disponibilizados pela empresa.

**Tabela 1:** Fração mássica da corrente de alimentação, base e topo.

	<b>Alimentação</b>	<b>Base</b>	<b>Topo</b>
<b>I-Butiraldeído</b>	0,1666	0,0005	0,9881
<b>N-Butiraldeído</b>	0,8194	0,996	0,0006
<b>Água</b>	0,0014	0,0006	0,0076
<b>Outros</b>	0,0111	0,00125	0,0021
<b>Tolueno</b>	0,0006	0,0009	0
<b>Metanol</b>	0,0001	0	0,0002
<b>Propano</b>	0,0001	0,0001	0,0005
<b>Propileno</b>	0,0002	0,00004	0,0009
<b>I-butanol</b>	0,0004	0,0006	0
<b>N-butanol</b>	0,0001	0,0001	0

Fonte: Dados operacionais da Planta Oxo-Álcoois

A coluna simulada por Rosa (2020), resultou em uma eficiência para a coluna de 67%, a fim de obter uma análise comparativa, calculou-se também a eficiência da coluna através da metodologia de O'Connell, esse parâmetro é calculado através a razão do número de estágios teóricos necessários para a separação e o número de estágios reais. A partir da volatilidade relativa e viscosidade da mistura, obteve-se a eficiência de O'Connell e conhecendo o número de estágio reais, resultou-se em uma eficiência global de 64%, um ajuste próximo da eficiência informada por Summers (2013) de 62% para um mesmo refluxo de 32.000 kg/h.<sup>14</sup>

Diante do pacote de dados completos para iniciar a simulação, o próximo passo foi implantar ao processo o compressor no topo da coluna, o equipamento foi adicionado adotando como princípio inicial da simulação uma pressão para se igualar com as condições térmicas do vapor que atualmente é utilizada pela empresa, entretanto ao adotar foi percebido que não teria necessidade de tanta energia visto que a vazão do topo da coluna é elevada. Segue abaixo os principais dados do compressor:

**Tabela 2:** Dados operacionais do compressor.

<b>Temperatura de entrada</b>	68	°C
<b>Temperatura de saída</b>	126,2	°C
<b>Pressão de entrada</b>	1,08	Bar (A)
<b>Pressão de saída</b>	5,7	Bar (A)
<b>K – (Cp/Cp)</b>	1,0857	-
<b>Vazão Mássica Máxima</b>	48,125	t/h
<b>Vazão Mássica Mínima</b>	32	t/h
<b>Vazão Volumétrica Máxima</b>	17.710	m <sup>3</sup> /h
<b>Vazão Volumétrica Mínima</b>	11.776	m <sup>3</sup> /h
<b>Potência</b>	1.366	kW

A empresa forneceu tabelas com os índices de vapor, coletado em dias diferentes em vazões distintas, é importante ressaltar que a empresa mede o consumo de vapor do processo através do condensado, o que pode dificultar a acuracidade dos dados.

Dispondo desses dados foi necessário estabelecer uma relação entre o refluxo de cada carga e o consumo de vapor, ao invés da vazão, visto que o mesmo não acompanha em aumento percentual, essas informações foram úteis para avaliar e definir o fluxo total de calor do processo que cada trocador processa na planta. Segue abaixo o fluxo de calor que cada trocador opera durante o processo:

**Tabela 3:** Consumo de vapor para cada refeedor.

Vazão de alimentação (kg/h)	Refluxo (kg/h)	Vazão de vapor total (kg/h)	Vazão de vapor de um refeedor (kg/h)	Carga térmica de um refeedor (kJ/h)
7.010	32.020	9.430	4.715	9.958.787
9.000	33.290	9.800	4.900	10.349.535
11.400	34.352	10.113	5.056	10.833.211

A simulação resultou em um consumo de vapor para a separação menor que o consumo real, já esperado visto que apresenta um consumo ideal, o que é efetivamente menor em função das perdas que acontecem em uma operação real, que no geral, podem ser associadas à manutenção, isolamento, ou até para manter um controle da torre, evitando possíveis variações.

**Tabela 4:** Consumo de vapor total necessário para a coluna

<b>Vazão de alimentação</b>	7.010	9.000	11.400	<b>kg/h</b>
<b>Vazão de vapor simulador</b>	7.219	7.557	7.964	<b>kg/h</b>
<b>Vazão de vapor medido</b>	9.430	9.800	10.258	<b>kg/h</b>

Realizaram-se as simulações nas três principais cargas, sendo ela a mínima, média e máxima da coluna, com o propósito de analisar o seu comportamento, visto que são variações eventualmente utilizadas pela empresa. Segue abaixo os resultados obtidos dos produtos de topo em fundo da coluna no simulador:

**Tabela 5:** Fração molar dos principais produtos de topo e fundo

Vazão de alimentação (kg/h)	Fração mássica			
	Topo		Fundo	
	IBD	NBA	IBD	NBA
<b>7.010</b>	0,9584	0,0004	0,0136	0,9850
<b>9.000</b>	0,9571	0,0006	0,0136	0,9850
<b>11.400</b>	0,9559	0,0010	0,0137	0,9849

Na tabela IV, constam os principais resultados obtidos da coluna para fazer análises comparativas do seu comportamento em diferentes vazões. Portanto, é possível perceber que os produtos de topo e fundo estão dentro da especificação determinada pela empresa, as correntes devem sair com contaminações de um isômero no outro menor ou igual a 0,25% em fração mássica. Concluindo a viabilidade técnica da implantação desse esquema e a constância dos resultados obtidos.

## 5.2. Economia de energia

A viabilização energética desse processo está focada diretamente na diminuição da vazão de vapor que atualmente é consumida pela coluna. A economia de energia é obtida ao substituir a alimentação de vapor de um refeedor pela corrente comprimida. Através da simulação, foi notado que a corrente oriunda do compressor, detém de uma capacidade de troca térmica, suficiente para obter 90% do fluxo de calor necessário para a coluna, em razão da elevada vazão proveniente do topo. Entretanto, para ocorrer esse aproveitamento é necessário aplicar um estudo mais aprofundado na capacidade de troca térmica dos refeedores.

O objetivo desse projeto não é substituir completamente a alimentação de vapor, é apenas reduzir a vazão, o que conseqüentemente diminuirá o custo. Apesar de implicar expressivamente na economia, admitir o uso dos dois refeedores promove um aspecto de maior flexibilidade operacional ao processo. Para esse propósito, foram adotados os fluxos de calores para um refeedor, informado na tabela IV, e o restante da energia necessária foi compensado pelo outro, alimentado a vapor. Segue abaixo os resultados obtidos frente às principais três cargas adotadas para a coluna:

**Tabela 6:** Economia energética obtida nas simulações

Vazão de alimentação (kg/h)	Carga térmica (kJ/h)			Economia
	Total para coluna	Refeedor com recompressão	Refeedor com vapor	
7.010	15.247.991	9.958.787	5.289.204	65,3%
9.000	15.961.485	10.349.535	5.611.951	64,8%
11.400	16.823.142	10.833.211	5.989.930	64,4%

### 5.2.1. Análises econômicas

O projeto de adotar ao processo um refeedor que trabalhe com energia reaproveitada, resulta em uma grande e expressiva economia anual para a empresa. Segue abaixo as análises econômicas feitas ao incorporar esse projeto ao processo, utilizou-se para os cálculos a economia obtida para a vazão de 9.000 Kg/h, um custo de 152,8 R\$/t de vapor e um consumo de 8.600 horas anuais.

**Tabela 7:** Economia de vapor total da coluna

<b>Custo total anual</b>	R\$ 9.930.482
<b>Economia de vapor</b>	64,8%
<b>Economia total anual</b>	R\$ 6.438.992

### 5.3. Custos para o projeto

#### 5.3.1. Compressor

O custo do compressor é o investimento mais expressivo para esse projeto. A finalidade destes está em conferir energia em forma de pressão ao fluido, para que ele se desloque ao longo do processo. Há uma gama de compressores no mercado, e a escolha deverá ser feita de acordo com alguns critérios, como: tipo de processo, custo, propriedades do fluido, local para armazenagem do equipamento e potência. O tipo de compressor que será adotado para esse processo é o compressor alternativo, além de ser um modelo mais simples do ponto de vista operacional em comparação com o centrífugo, esse tipo de equipamento também foi aconselhado por um fornecedor para esse processo, o mesmo funciona através de um pistão que executa um movimento dentro de um cilindro equipado com válvulas de sucção e descarga.

##### 5.3.1.1. Estimativa teórica

O livro de projetos “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, traz os principais princípios, métodos econômicos e design aplicados em processos e operações de engenharia química. O mesmo demonstra as análises econômicas que são necessárias para desenvolver novos processos químicos para introduzir mudanças em processos existentes que podem alterar os aspectos ambientais ou econômicos do processo. Este livro apresenta dados para estimativa de para equipamentos e informações adicionais de custo sobre itens operacionais específicos e com a finalidade de simplificar o uso dos dados fornecidos a editora McGraw Hill, disponibilizou um site que fornece as relações de custo matemáticas para todos os dados gráficos de custo fornecidos neste livro. Entretanto, são apenas estimativas iniciais, os preços exatos devem ser obtidos apenas por cotações diretas dos fabricantes.<sup>18</sup>

O banco de dados fornecidos pela McGraw Hill tem um valor de custo referenciado ao ano de Janeiro, 2002. Esse é valor disponibilizado pelo Índice de Custo da Planta de Engenharia Química (CEPCI), ferramenta importante para profissionais da indústria de processo químico ao ajustar os custos de construção de planta de processo de um período para outro, essa informação é publicada mensalmente pela revista Chemical Engineering.<sup>19</sup>

Em vista disso, é necessário aplicar uma correção de custo para o equipamento equivalente ao ano de referencia, utilizou-se o índice de julho de 2021, uma vez que foi último dado disponibilizado. O livro “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” apresenta uma relação para fazer essa correção de custo conforme o passar dos anos. Seguem abaixo os resultados obtidos:

**Tabela 8:** Índice de Custo

<b>2021</b>	<b>720,4</b>
<b>2002</b>	<b>390,4</b>

Fonte: Índice de Custo da Planta de Engenharia Química (CEPCI), Chemical Engineering.

### **Equação 1: Correção de custo:**

$$\text{Cost in year A} = \text{Cost in year B} \times \frac{\text{Cost index in year A}}{\text{Cost index in year B}}$$

Fonte: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design.

Na equação acima, o custo do ano A se refere ao valor do custo atualizado, ou seja, o valor que se deseja encontrar, o custo do ano B é o valor do custo desatualizado e seguidamente têm os índices que se refere o ano de cada custo. Além da correção necessária para atualização do ano é necessário acrescentar em torno de 60%, referente à taxa de internalização.

**Tabela 9:** Resultado do custo e da correção obtida nos livros

<b>Custo</b>	R\$ 6.780.598
<b>Correção</b>	R\$ 12.347.681
<b>Custo total</b>	R\$ 19.756.290

Além do custo para aquisição do equipamento, existem os custos como o frete, instalação e tubulação. Claramente, os custos de frete dependem de muitos fatores, como o peso e o tamanho do equipamento, a distância da fonte à planta e o método de transporte. A instalação de equipamentos de processo envolve custos de mão de obra, fundações, suportes, plataformas, despesas de construção e outros fatores diretamente relacionados à montagem dos equipamentos adquiridos.<sup>18</sup> Para estimativas iniciais foram feitas pesquisas de campo com um profissional da área, e por se tratar de uma instalação onde existem uma infraestrutura pronta, tubulação, cabos elétricos, utilidades e uma base de concreto, estimou-se em 10% do custo total do compressor esses custos adicionais.

**Tabela 10:** Custo total para o projeto

<b>Custo do compressor</b>	R\$ 19.756.290
<b>Instalação</b>	R\$ 1.975.630
<b>Investimento total</b>	R\$ 21.731.920

### 5.3.1.2. Estimativa real

Orçamentos fornecidos por fabricantes promovem aos estudos dados mais condizentes com a realidade, em vista disso foi obtida uma cotação junto à empresa Neuman & Esser, uma fabricante de compressores alternativos e de diafragma, bem como de sistemas de compressores para ar e todos os gases técnicos. É importante ressaltar que a proposta enviada é apenas uma estimativa. Para uma proposta firme é preciso providenciar o detalhamento completo como a composição de gás, escopo de fornecimento requerido, dados de design das condições de operação e especificações aplicáveis.<sup>21</sup>

**Tabela 11:** Custo total do compressor

<b>Custo do compressor</b>	R\$ 28.350.000,00
<b>Instalação</b>	R\$ 2.835.000,00
<b>Investimento total</b>	R\$ 31.185.000,00

### 5.3.2. Energia elétrica

A energia elétrica é um parâmetro bastante importante para constar na análise desse investimento. Visto que, é um custo adicional atrelado com a adição do compressor à planta. Segue abaixo a estimativa do consumo de energia elétrica, considerando um custo médio dessa empresa de 0,32 R\$/kWh. - tarifa Coelba set/2021.

**Tabela 12:** Consumo e custo energético

<b>Especificação do compressor</b>		
<b>1° Estágio</b>	844	kW
<b>2° Estágio</b>	495	kW
<b>Total</b>	1339	kW
<b>Custo médio unitário</b>	0,32	R\$/kWh.
<b>Custo Operacional</b>	428,48	R\$/h
<b>Custo anual</b>	3.684.928	R\$/ano

## 5.4. Estudo de viabilidade técnico econômico

Com a finalidade de analisar se realmente vale a pena investir nesse projeto, utilizou-se uma taxa de atratividade, aplicada pela empresa, de 15% e um fluxo de caixa de 20 anos, visto que é



o tempo de vida útil para o equipamento. Para o fluxo de caixa adotou-se no primeiro ano o desembolso com o investimento do compressor e os seguintes anos o ganho econômico abatendo o custo operacional com a energia elétrica. Segue abaixo os resultados obtidos:

**Tabela 13:** TIR para o custo teórico

<b>Fluxo de caixa</b>	
<b>1</b>	-R\$ 21.731.920,00
<b>2</b>	R\$ 2.754.064,00
<b>...</b>	R\$ 2.754.064,00
<b>20</b>	R\$ 2.754.064,00
<b>TIR</b>	11%
<b>VPL</b>	-R\$ 4.661.594,00
<b>VPL/INV</b>	0,21

**Tabela 14:** TIR para o custo real

<b>Fluxo de caixa</b>	
<b>1</b>	-R\$ 31.185.000,00
<b>2</b>	R\$ 2.754.064,00
<b>...</b>	R\$ 2.754.064,00
<b>20</b>	R\$ 2.754.064,00
<b>TIR</b>	6%
<b>VPL</b>	-R\$ 14.114.674,00
<b>VPL/INV</b>	0,45

## 6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O desenvolvimento do presente estudo possibilitou comprovar a eficácia sobre a viabilidade apenas energética na implantação do sistema de recompressão de vapor nesta coluna de destilação. Para elaborá-lo foram necessários os dados operacionais e análises da torre fornecida pela empresa, bem como a simulação validada e ajustada com os dados reais.

Após realizar as simulações com o acoplamento das integrações energéticas, foi alcançada uma economia, frente às três principais vazões de alimentação na faixa de 65%, o equivalente para uma média de seis milhões de reais ao ano. É importante ressaltar que para o escopo desse trabalho utilizou como base dos cálculos os dados operacionais para os refervedores, os mesmo utilizados atualmente no processo. Entretanto, foi comprovado que a corrente oriunda do compressor detém de uma energia suficiente, capaz de dispensar a utilização do outro refervedor.

O alto custo para o investimento é a principal adversidade para esse projeto. O custo do compressor é o mais relevante, visto que é necessário um equipamento robusto que trabalha com

uma elevada vazão. Foram feitos dois tipos de estimativas com a finalidade de ampliar a veracidade das análises, utilizou-se bases teóricas e a outra foi adquirida por um fornecedor. Entretanto, foram obtidos custos bastante díspares.

A validação desse projeto foi dada por meio de um estudo entre a diferença de ganhos e perdas envolvidas, adotando uma taxa de atratividade, de 15% e um fluxo de caixa de 20 anos, foram obtidos dois resultados, o primeiro considerando uma estimativa teórica e uma estimativa fornecida pela empresa Neuman & Esser, ambas as cotações inviabilizaram esse investimento. Contudo, foi adotado para esses cálculos um valor de custo sem nenhuma negociação ou análises comparativas com outras empresas no mercado.

Para trabalhos futuros é recomendado fazer uma análise mais detalhada nos refervedores da coluna e verificar a capacidade máxima de troca térmica, para assim absorver o máximo da energia proveniente do compressor e obter uma maior economia de energia, além de fazer uma procura mais robusta para o custo e tipo do compressor. É importante ressaltar que a inviabilização desse estudo foi limitada pelo cenário atual, referente ao alto custos dos equipamentos, bem como energia elétrica. Contudo, o mesmo apresentou resultados proveitosos no quesito da economia de energia, logo em um cenário de apelo ambiental para a redução a emissão de gás carbono esse estudo tem potencial de futuramente ser viável para projetos de créditos de carbono que são utilizados entre os países e que pode ser repassado para a empresa.

## REFERÊNCIAS

1. FRANKE, R.; SELENT, D.; BÖRNER, A. Applied Hydroformylation. Chemical Reviews, v. 112, n. 11, p. 5675-5732, 2012.
2. MARCO A. SULLER G.: Nanopartículas de Ródio: componentes para a preparação de catalisadores para reações de hidroformilação de olefinas, São Paulo 2016. Acesso em 27 de setembro de 2021
3. ANA NÉRY FURLAN MENDES: Hidroformilação de  $\alpha$ -olefinas e ésteres graxos insaturados catalisada por complexos de ródio: estudo da atividade catalítica e de novas estratégias para reciclagem do catalisador – Porto Alegre/ 2007
4. BASF < <https://products.basf.com/global/en/cp/n-butylene-oxide-1-2.html>> Acesso em 27 de setembro de 2021
5. ELEKEIROZ <<https://www.elekeiroz.com.br/work/oxo-alcoois/>> Acesso em 27 de setembro de 2021
6. GABRIELA P. CARMIGNOTTO; PATRICIA T. DE A. SIGAKI: Estudo do uso de energia em colunas de destilação – exergia –São Paulo 2011
7. KISTER, HENRY Z.: Distillation design/ Henry. Engineering Advisor Browns & Root Braun, Alhambra, California
8. MARTINS, MARIA DO SOCORRO AVELINO: Simulação do processo de destilação com recompressão mecânica de vapor para a produção de acetona – Campina Grande, 1994
9. WEINSTEIN, E. Economia de Energia em Destilação. Revista Brasileira de Engenharia Química, 8, p.11-23, Julho , 1985
10. MOSTAFA, H. A. Thermodynamic Availabilit y Analysis of Fractional Distillation with Vapor Recompression, Can. J. Chem. Eng. 59, 487-491.
11. SILVA, CARLOS A. LEAL da S.: Estudo da viabilidade econômica da separação do etilbenzeno-estireno através do processo de destilação auxiliado por bombas de calor com recompressão de vapor e com os fluidos intermediários água (R718) e triclorometano (R20) / Campina Grande, 1996
12. NULL, H. R. Chem. Eng. Prog. 63(7) , p.58-64, 1976. apud MUHRER, C.A; COLLURA, M.A. & LUYBEN, W.L 1990.
13. KENNEY, W. F., "Reducing the Energy Demand of Separation Processes," Chem. Eng. Prog. 75(3), p. 68-71, 1979.
14. MILENA ROSA: Simulação operacional de uma torre de destilação de butiraldeído no aspen plus / Bahia 2020

15. GEORGE DE S. MUSTAFA, 2015: Avaliação Econômica de Projetos Industriais
16. MUHRER, C. A; COLLURA, M. A. & LUYBEN, W. L. Control of Vapor Recompression Distillation Columns. Ind. Eng. Chem. Res. 29, p.59-71, 1990.
17. FERRÉ, J.A.; CASTELLS, F. & FLORES, J; Optimization of a Distillation Column with a Direct Vapor Recompression Heat Pump. Ind. Eng. Chem. Process Dev., 24, p.128-132, 1985.
18. Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus e Ronald E. West: PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS - FIFTH EDITION; 2003
19. Chemical Engineering; <<https://www.chemengonline.com/pci-home>> Acesso em 07 de Novembro de 2021
20. Gavin Towler, Ray Sinnott: PRINCIPLES, PRACTICE AND ECONOMICS OF PLANT AND PROCESS DESIGN
21. NEUMAN & ESSER <<https://www.neuman-esser.de/en/company/>> Acesso em 09 de novembro de 2021
22. MARIA, ANA; Estudo da Viabilidade de Investimentos em uma Franquia de Ensino Profissionalizante; UFSJ, 2012
23. WARLEY & LINDOMAR; Método manual para cálculo da taxa interna de retorno
24. MONÂCO; DANIEL S; MARCOS; Butyraldehyde tower capacity limitation, 2013