

UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO

ESCOLA DE QUÍMICA

Análise Exergética em Colunas de Destilação

Cauê Torres de O. Guedes Costa

PROJETO FINAL DE CURSO

Orientadores:

Professor Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Professor Eduardo Mach de Queiroz, D. Sc.

Agosto de 2009

ANÁLISE EXERGÉTICA EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Cauê Torres de O. Guedes Costa

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

Carlos Augusto G. Perlingeiro – D.Sc.

Francis Fagundes de Oliveira, Engenheiro.

Shayane Pereira de Magalhães, Engenheira.

Orientado por:

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa – D.Sc.

Prof. Eduardo Mach Queiroz, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Agosto / 2009

Costa, Cauê Torres de O. Guedes Costa

"Análise Exergética em Colunas de destilação" / Cauê Torres de O. Guedes Costa.
Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2009.

(Monografia) – Universidade Federal do Rio Janeiro, Escola de Química, 2009.

Orientadores: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Eduardo Mach Queiroz

1. Análise Exergética. 2. Exergia. 3. Colunas de destilação. 4. Monografia.
(Graduação – UFRJ/EQ). 5. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Eduardo Mach Queiroz.

I. Título.

Dedicatória:

“Dedico este trabalho a todos os meus familiares e amigos.”

Citações:

“Todo homem, por natureza, quer saber”

Aristóteles

“Nos campos da observação, o acaso favorece apenas as mentes preparadas.”

Louis Pasteur

“Está provado, quem espera nunca alcança”

Chico Buarque – Bom conselho

Agradecimentos

Agradeço inicialmente aos meus pais, Celia e Marcos, que me criaram com todo o amor e carinho, sempre confiando em meu potencial e no meu futuro. Em nome disto, sacrificaram-se para que eu pudesse desfrutar de uma excelente educação.

Agradeço também meu irmão Luan pela compreensão e apoio em momentos difíceis e também aos meus avôs, especialmente os que já não estão entre nós, pelos ensinamentos passados pela experiência de vida de vocês.

A todos meus familiares, fica meu agradecimento pela paciência e minhas desculpas pela distância. Amo todos vocês.

Agradeço a minha namorada Daniela, pelo amor, apoio, dedicação, carinho e principalmente compreensão, sobretudo nos momentos onde foi crucial a minha dedicação total ao estudo.

Agradeço também ao Paulo, Rose, Paula e Débora por me receberem em sua casa de maneira tão acolhedora e sincera.

Agradeço as professoras Ofélia, Maria Alice e Verônica, que me orientaram no início da faculdade, por tudo que aprendi com vocês e por me atraírem para a área de pesquisa.

Agradeço também a todos os meus professores, por tudo que me ensinaram ao ponto de me fazerem perceber que quero, no futuro, fazer o mesmo.

Agradeço especialmente aos meus orientadores Pellegrini e Mach, por toda a ajuda nos momentos difíceis, os conselhos e orientações. Vocês me ajudaram a crescer muito, obrigado por acreditarem em mim.

Agradeço a meus amigos do laboratório GIPQ, em especial ao Pedro, por todo o conhecimento transmitido por mais “black” que a situação esteja, ao Reinaldo, por toda a paciência e dedicação que possui, ao Tini pela ajuda e amizade, a Shayane, Sara, Alcides, Ana Mehl, Tainá, Hugo, Leonardo, enfim, todos vocês.

Agradeço aos meus companheiros de jornada da graduação. Ao André Allan, meu antigo “co-co-orientado” com quem trabalhei por muito tempo e ganhei muita experiência de vida. Ao André França, com quem aprendi muito, agradeço pela amizade e proximidade que tivemos durante estes cinco anos. À Ju Braga, agradeço pela alegria e amizade gigante que temos, e espero sempre te ver Feliz! Agradeço também a Keila, pelo apoio e amizade. Ao Maurílio, meu “bio-amigo”, com quem sei que posso contar em todos os momentos. Ao Diogo, Rodrigo ‘Mega’ e ‘tio’ Pedro pelas conversas e risadas em momentos de procrastinação. Ao pessoal do 103, e do H2CIN. Ao Vinicius, Natalia, Thiago, Eduardo, Marcus, Gomes, Eric, Thalyta... Todos que estudaram comigo e me ajudaram a vencer esta etapa. Seria complicado listá-los todos.

Agradeço meus amigos de Petrópolis, Pedro, Emanuel, Jéssica, Enrico, David, Priscila, Raoni, Alexandre, Breno, Custódio, Thomas...

Não poderia deixar de agradecer a Ele, a quem sempre procurei apoio em momentos difíceis e raramente O agradei por isso. Muito obrigado.

Sei que esqueci de alguns, não por não terem importância, e sim pois tenho que ser sucinto, a todos vocês muito obrigado por tudo. Sem vocês não chegaria aqui.

Resumo do Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Engenheiro Químico.

ANÁLISE EXERGÉTICA EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Cauê Torres de O. Guedes Costa

Agosto, 2009

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D. Sc.

Prof. Eduardo Mach Queiroz, D. Sc.

Processos químicos, em geral, consomem uma grande quantidade de energia e, frequentemente, operam de maneira ineficiente. Isto implica em elevados custos, que podem ser reduzidos através de melhorias na utilização da energia.

A destilação, uma importante operação unitária que é amplamente utilizada na indústria, exige uma excessiva demanda energética.

A análise exergética, que se baseia na segunda lei da termodinâmica, é uma alternativa para minimizar esta demanda. Exergia ou disponibilidade é a quantidade máxima de trabalho que se pode extrair de um sistema, levando-o ao equilíbrio termodinâmico com suas vizinhanças. Esta propriedade pode ser utilizada para medir a qualidade da energia empregada em um processo. Portanto, o objetivo do presente estudo é utilizar a análise exergética como uma ferramenta para determinar um cenário ótimo em um sistema de destilação.

Para isso, foram revisados os principais conceitos termodinâmicos referentes ao assunto para o posterior desenvolvimento de um modelo para o cálculo das eficiências exergéticas em colunas de destilação.

A conclusão é que análise exergética é muito útil para identificar ineficiências em processos industriais e, assim, pode-se utilizá-la como uma ferramenta não só para a síntese do processo, mas também para a otimização de processos de separação via destilação.

Sumário

<i>Capítulo 1 - Introdução</i>	<i>1</i>
<i>Capítulo 2 - Exergia e as leis Termodinâmicas</i>	<i>3</i>
2.1 - A primeira lei da Termodinâmica	3
2.2 - Segunda lei da Termodinâmica	4
2.3 - Ciclo de Carnot	5
2.4 - Entropia (S)	6
2.5 - O conceito de reversibilidade	7
2.6 - Trabalho Máximo extraído de um sistema	7
2.7 - Exergia (disponibilidade)	7
2.8 - Exergia e irreversibilidades	9
2.9 - Revisão bibliográfica:	10
<i>Capítulo 3 - Balanço de exergia aplicado a colunas de destilação</i>	<i>12</i>
3.1 - Eficiência exérgica de processos de separação	12
3.2 - Irreversibilidades em colunas de destilação	13
3.3 - Coluna operando reversivelmente	14
<i>Capítulo 4 - Estudo de caso</i>	<i>18</i>
4.1 – Avaliação do sistema quanto à escolha do prato de alimentação	19
4.2 – Avaliação do sistema perante à variação com o número de pratos da coluna	22
4.3 - Avaliação do sistema perante mudanças na eficiência de separação do prato	26
4.4 – Avaliação do sistema quanto à fração vaporizada na alimentação da coluna	30
<i>Capítulo 5 - Conclusões</i>	<i>35</i>
<i>Referências bibliográficas</i>	<i>36</i>
<i>Anexos</i>	<i>38</i>

Capítulo 1 - Introdução

Com a crise econômica mundial, busca-se cada vez mais reduzir os custos para manter uma planta química operando com as mesmas margens de lucro de alguns anos atrás. Cabe então ao engenheiro de processos procurar o melhor cenário para atuação, utilizando de técnicas de minimização de custos. Entretanto, isto não é simples, visto que há uma infinidade de possíveis fluxogramas para um processo. Logo, é importante conhecer a hierarquia que governa os processos químicos, a qual pode ser representada por um diagrama de cebola (Smith & Linnhoff, 1988 *apud* Maia, 2001). A figura 1.1 mostra este diagrama.

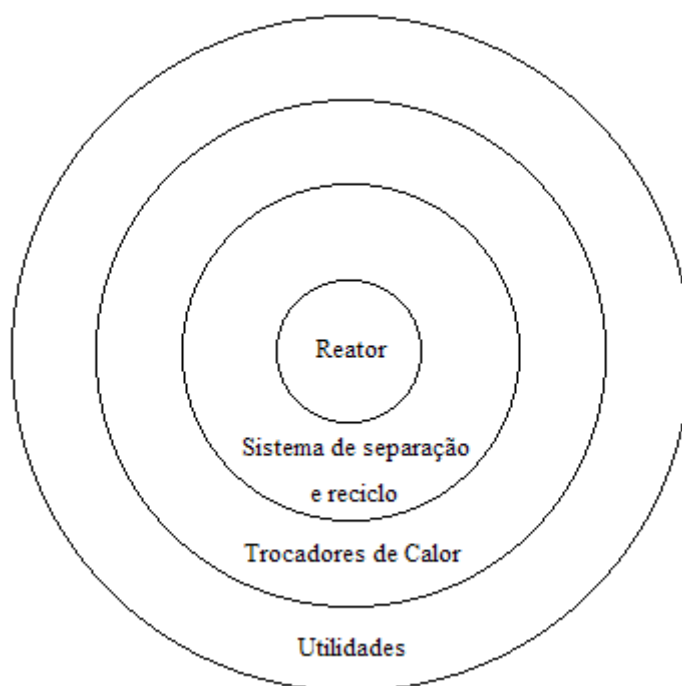


Figura 1.1 – Diagrama de Cebola para a síntese de processos.

Na figura 1.1 é possível notar como as partes interagem. Por exemplo, não se pode definir a temperatura das utilidades sem saber quais as temperaturas das correntes dos trocadores de calor, e assim por diante.

Na busca da redução dos custos, os esforços tem se concentrado em minimização do uso de utilidades, devido à crescente preocupação ambiental e pelo aumento no custo da energia. Para uma utilidade conseguir trocar o calor necessário, é preciso que se utilize energia para que ela chegue à temperatura de interesse.

Para realizar esta minimização utiliza-se regras heurísticas ou técnicas baseadas em otimização matemática, ou ainda técnicas baseadas em conceitos termodinâmicos. A

análise exergética, técnica que é baseada em conceitos termodinâmicos, vem sendo utilizada recentemente tendo-se obtido resultados muito bons.

De fato, por se tratar de uma técnica embasada na termodinâmica, apresenta-se como uma excelente ferramenta para obtenção de um melhor aproveitamento energético em plantas industriais.

A destilação, uma importante operação de separação baseada na diferença de volatilidade dos compostos, é muito utilizada em plantas químicas. Entretanto esta operação unitária necessita de uma excessiva demanda de energia para operar, a qual normalmente apresenta grande ineficiência. Por este motivo, a destilação oferece um grande potencial para estudos de minimização do consumo energético, podendo-se aplicar a análise exergética a fim de obter perspectivas sobre a melhor tomada de decisão para um engenheiro de processos.

O consumo de energia dos EUA em 1976 para destilação foi conservativamente estimado em aproximadamente 3% de todo consumo de energia nacional. Se 10% de energia usada em destilação pudessem ser salvos, haveria uma economia de U\$ 500 milhões em relação ao consumo de energia. Uma economia em combustível seria o equivalente a aproximadamente 100.000 barris de óleo por dia (Pessoa, 2005).

Sendo assim, o objetivo deste trabalho é construir um modelo para avaliação exergética de uma coluna de destilação e, através de exemplos, mostrar como mudanças nas configurações da coluna afetam a qualidade do emprego da energia e aumentam os custos com utilidades. A avaliação dos custos será dada pelas cargas térmicas dos equipamentos da coluna (refervedor e condensador). Sendo assim, o capítulo 2 apresentará uma revisão bibliográfica dos conceitos termodinâmicos necessários para o estudo. Já no capítulo 3 a modelagem do sistema objetivo será apresentada, discutindo-se também as principais fontes de ineficiência. No capítulo 4 mostrar-se-á o estudo de caso, discutindo-se os resultados obtidos. Por fim, no capítulo 5 serão expostas as conclusões obtidas.

Capítulo 2 - Exergia e as Leis Termodinâmicas

Este capítulo apresenta uma noção dos conceitos das primeira e segunda leis da termodinâmica, e introduz o conceito de irreversibilidades e o de exergia, que é uma das principais ferramentas para se avaliar a eficiência de um processo, além de uma breve revisão bibliográfica sobre a temática deste trabalho.

2.1 - A primeira lei da Termodinâmica

A primeira lei da termodinâmica trata da energia e da sua propriedade conservativa. Existem diversas formas de energia no universo, dentre elas pode-se destacar a energia térmica, química, elétrica, potencial e cinética (Szargut et al., 1988). Intuitivamente, sabe-se que a energia em um sistema isolado é constante e que em nenhum momento é possível destruir ou criar energia, somente transformar. Ao converter-se ou transferir uma determinada quantidade de energia, temos que usar energias transitórias (calor e trabalho), que posteriormente serão transformadas em outros tipos de energia. A primeira lei pode ser enunciada da seguinte forma (Smith et al., 2000):

Embora a energia assuma várias formas, a quantidade total de energia é constante e, quando a energia de uma forma desaparece, ela reaparece simultaneamente em outras formas.

Um sistema que “absorve” uma quantidade de calor e/ou trabalho deve responder de alguma forma a essa transformação, aumentando a sua energia, ou seja, ele acumula esta energia transitória em seu interior. Para mensurar esta variação de energia, utiliza-se a propriedade chamada de energia interna, que trata da energia acumulada microscopicamente em um sistema, independente da velocidade ou posição do sistema macroscópico. Não há uma definição concisa desta propriedade. Não há um medidor de energia interna, sendo somente possível medir variações desta propriedade em um sistema (Smith et al., 2000), com isso torna-se necessário um ponto de referência para uma “medida absoluta”. Em um sistema fechado a variação da energia interna (U) é dada pela soma do calor e trabalhos recebidos pelo sistema, considerando constantes as energias cinética e potencial:

$$\Delta U = Q + W \tag{eq.2.1}$$

onde Q é o calor, W é o trabalho. Ou ainda, na sua forma diferencial:

$$dU = \delta Q + \delta W \quad (\text{eq.2.2})$$

Vale a pena ressaltar que esta propriedade do sistema é uma função de estado, ou seja, ela só depende das condições finais e iniciais; diferentemente do calor e trabalho, que dependem do caminho do processo. Sabe-se, entretanto, que para uma dada transição entre dois estados, embora Q e W variem conforme o caminho do processo, a soma $Q+W$ se mantém constante.

Para sistemas abertos, como colunas de destilação, tomando-se o volume de controle na coluna a equação torna-se:

$$\frac{d(mU)_{vc}}{dt} = -\Delta[(U + E_c + E_p)\dot{m}]_{cor} + \dot{Q} + \dot{W}_{total} \quad (\text{eq.2.3})$$

onde \dot{m} é a vazão, U é a energia interna, E_c é a energia cinética e E_p é a energia potencial, \dot{Q} é a taxa de calor cedido ao sistema, \dot{W}_{total} é a taxa de trabalho total adicionada ao sistema, o subscrito vc é para volume de controle e cor é para corrente. Entende-se por trabalho total o trabalho de eixo acrescido do trabalho de fluxo.

Portanto, a primeira lei traz os conceitos da energia interna e da conservação de energia.

2.2 - Segunda lei da Termodinâmica

A primeira lei não informa a respeito da direção de processos, entretanto sabe-se de limitações de certos sistemas. Por exemplo, dois corpos de temperaturas diferentes irão tender ao equilíbrio térmico espontaneamente, sendo possível, por processos naturais transferir calor do corpo de maior temperatura para o de menor temperatura. Porém, a recíproca não é verdadeira, já que não é possível haver fluxo de calor do corpo frio para o corpo quente. Isto faz surgir a idéia de que nem toda a energia disponível é útil. No exemplo citado acima, tem-se energia interna do corpo frio para gerar calor para o corpo quente, entretanto, não é possível realizar esta transição.

Pode-se enunciar a segunda lei como (Smith et al., 2000):

Nenhum processo que consiste unicamente na transferência de calor de um nível de temperatura para um nível de temperatura superior é possível.

Outra visão da segunda lei surge da tentativa de se construir um moto contínuo, isto é, uma máquina de calor que gerasse a energia necessária para manter-se em funcionamento. Para isso seria necessário que todo o calor adicionado fosse convertido em trabalho sem que houvesse rejeição de calor. Entretanto, tal equipamento é impossível de se realizar. A partir desta visão pode-se enunciar a segunda lei também como (Smith et al., 2000):

Nenhum equipamento pode operar de tal forma que o seu único efeito (sobre o sistema e a vizinhança) seja a conversão completa do calor absorvido por um sistema em trabalho realizado pelo sistema.

Ou seja, é impossível através de um processo cíclico, converter todo o calor adicionado em trabalho. Sempre há uma rejeição de calor. Com o enunciado acima, questionou-se qual seria o máximo de conversão de energia em trabalho nas máquinas térmicas.

2.3 - Ciclo de Carnot

Uma máquina de Carnot é um sistema que opera entre dois reservatórios de calor através de processos reversíveis, ou seja, processos que podem ter o sentido revertido em qualquer ponto por uma variação infinitesimal (Smith et al., 2000). A reversibilidade será tratada mais adiante. Um esquema de máquina de Carnot pode ser observado na figura 2.1:

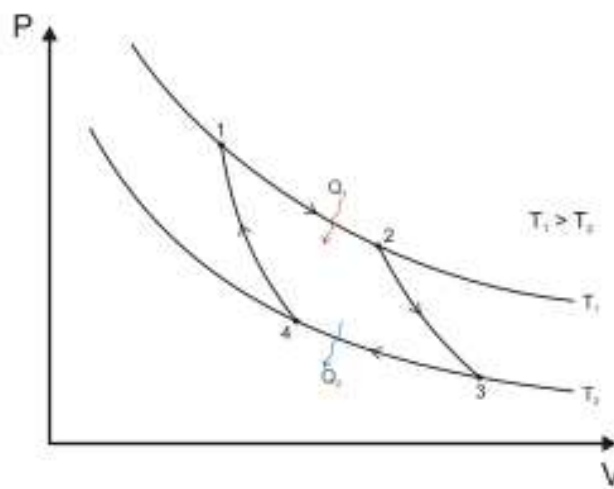


Figura 2.1 – Esquematização do ciclo de Carnot.

A eficiência da máquina de Carnot depende apenas dos níveis de temperatura dos reservatórios e é dada por:

$$\eta = 1 - \frac{|Q_f|}{|Q_q|} = 1 - \frac{T_f}{T_q} \quad (\text{eq.2.4})$$

onde, Q são os calores trocados, T as temperaturas dos reservatórios e os subscritos q e f representam o reservatório de menor temperatura e de maior temperatura, respectivamente.

Uma prova pode ser encontrada no capítulo 5 do Smith et al (2000).

Segundo o Teorema de Carnot, nenhuma máquina térmica pode ter eficiência maior que a de uma máquina de Carnot. Sendo assim, para que a eficiência desta máquina se aproxime da unidade, ou a temperatura da fonte fria (T_f) será nula ou da fonte quente (T_q) será infinita. Portanto converter todo calor em trabalho é impossível, como diz a segunda lei.

Em uma análise mais detalhada de uma máquina de Carnot, pode-se provar que existe uma relação que se mantém constante, sugerindo que existe alguma propriedade termodinâmica. A esta propriedade deu-se o nome de Entropia.

2.4 - Entropia (S)

Observou-se que a razão entre calor transferido e temperatura de um reservatório de calor é constante em uma máquina de Carnot. Esta razão é descrita pela equação 2.5, generalizada para qualquer processo.

$$dS = \frac{dQ_{rev}}{T} \quad (\text{eq.2.5})$$

onde, S é a entropia, Q_{rev} o calor reversível e T a temperatura do sistema.

Em máquinas reais, ou seja, que não operam reversivelmente; observa-se um aumento de entropia global (soma do sistema e da vizinhança), gerado pelas irreversibilidades do sistema. Portanto, efetuando-se um balanço entrópico é possível quantificar a entropia gerada pelas irreversibilidades.

2.5 - O conceito de reversibilidade

Diferentemente de energia, a entropia de um sistema não se conserva. Uma idealização muito utilizada é a de processos reversíveis, que são processos que podem ter o sentido revertido por perturbações infinitesimais. Em tais processos não há produção líquida de entropia, ou seja, esta propriedade total (sistema + vizinhança) se conserva. Em processos espontâneos, existe sempre um acréscimo na entropia global. Sendo assim, para reduzir a entropia de um sistema, é necessário que a vizinhança sofra um aumento de entropia igual (no caso reversível) ou maior (no caso irreversível) do que a redução do sistema. Irreversibilidades são inerentes aos processos reais. Elas surgem da impossibilidade de mover infinitesimalmente um sistema, devido ao atrito, por exemplo.

Quando um processo ocorre de maneira reversível, temos a melhor condição para o mesmo. Por exemplo, uma bomba operando reversivelmente transforma toda a energia inserida nela em trabalho útil, não tendo dissipações. Neste caso o trabalho reversível é o trabalho mínimo e ao operar irreversivelmente o trabalho requerido é maior que o utilizado. Já em sistemas como turbinas, a melhor condição de operação é onde se extrai o máximo trabalho possível do sistema, ou seja, o trabalho reversível é máximo.

2.6 - Trabalho Máximo extraído de um sistema

Em sistemas abertos, onde podemos desprezar as energias cinéticas e potenciais, o trabalho máximo é calculado por:

$$W_{ideal} = \Delta H - T\Delta S \quad (\text{eq.2.6})$$

onde W_{ideal} é o trabalho reversível, ΔH é a variação da entalpia do processo, ΔS é a variação da entropia das correntes do processo e T é a temperatura do sistema.

2.7 - Exergia (disponibilidade)

Entropia pode qualificar a perda de energia útil em processos devido a irreversibilidades. Porém entropia não tem unidade de energia, e com isso faz-se uso de uma outra propriedade termodinâmica chamada exergia. Exergia é a parte útil da energia, ou seja, a parte da energia que pode ser convertida em trabalho. Ela é definida por Szargut et al.(1988) como:

Exergia é o trabalho máximo que pode ser obtido de um sistema quando ele é levado ao equilíbrio termodinâmico com os componentes comuns das vizinhanças naturais através de processos reversíveis, envolvendo apenas interações entre os componentes supracitados.

Entende-se por vizinhanças naturais grandes reservatórios de calor naturais, como por exemplo, a água de um rio, ou do mar. Neste trabalho nossa vizinhança de referência é o ar atmosférico a uma temperatura de 25°C e uma pressão de 1 atm.

Para que exista alguma transformação de energia é preciso que se observe um gradiente de alguma propriedade. Por exemplo: Se um corpo está a uma temperatura T_1 e a vizinhança a uma temperatura $T_2 < T_1$, há transferência de calor do corpo para a vizinhança. Quando o sistema está em equilíbrio termodinâmico com a vizinhança torna-se impossível extrair trabalho ou transformar a energia.

A exergia possui a unidades de energia e pode ser separada em vários tipos. Existe a exergia cinética, potencial, elétrica, nuclear, etc. O presente trabalho tratará apenas da exergia física (produzida por diferenças de temperatura e pressão do sistema com a vizinhança). Neste trabalho, serão analisadas colunas de destilação sem reações químicas, e por este motivo, a exergia química, não será considerada.

Existem 3 fontes exergéticas em um sistema: fontes mássicas (correntes escoando), caloríficas (troca térmica) e de trabalho (equipamentos)(Rivero, 2001).

Como descrito anteriormente, a exergia é o trabalho máximo que pode ser obtido de um sistema, portanto para calcular a disponibilidade energética de uma corrente utiliza-se a equação 2.7:

$$B_{cor} = W_{ideal}|_{T_0, P_0}^{T, P} = \Delta H|_{T_0, P_0}^{T, P} - T_0 \Delta S|_{T_0, P_0}^{T, P} \quad (\text{eq.2.7})$$

onde B_{cor} é a exergia da corrente, T é a temperatura da corrente, P é a pressão da corrente, T_0 e P_0 são, respectivamente a temperatura e a pressão do seu reservatório de referência.

Para mensurar o aproveitamento máximo de uma entrada de calor de um sistema, é necessário multiplicar a quantidade de calor que entra no processo pela eficiência da máquina de Carnot (eficiência máxima). Portanto:

$$B_{calor} = Q \left(1 - \frac{T_0}{T_{sist}} \right) \quad (\text{eq.2.8})$$

onde B_{calor} é a variação da exergia em processos diabáticos, Q é o calor, T_{sist} é a temperatura do sistema e T_0 é a temperatura do reservatório de referência.

Quando a entrada de energia em um sistema se dá por trabalho, a exergia computada será igual ao trabalho. Isto vem da própria definição desta propriedade termodinâmica, já que trabalho máximo obtido reversivelmente é o próprio trabalho adicionado.

2.8 - Exergia e irreversibilidades

Pela primeira lei da termodinâmica, a energia do universo é constante, porém, pela segunda lei, provou-se que nem toda energia pode ser convertida. Sempre que um processo real acontece, há o aumento da entropia total do universo e com isso uma diminuição da energia útil. Para mensurar a quantidade de energia que, após um processo irreversível, se torna indisponível para realizar trabalho é necessário calcular a variação da exergia do processo.

Suponha um sistema que recebe calor, com uma corrente de entrada no estado A e uma de saída, no estado B e estado estacionário como na figura 2.2:

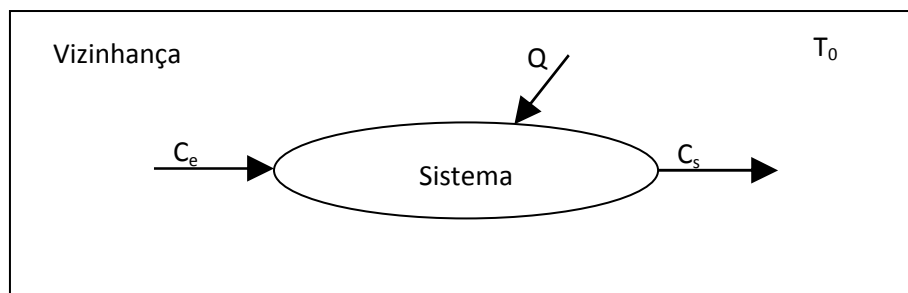


Figura 2.2 – Esquematização de um sistema para análise exérgica.

A taxa de destruição de exergia (δB) para este processo hipotético é calculada por:

$$\delta B = -\Delta(B_{cor}) + Q \left(1 - \frac{T_0}{T_{sist}} \right) \quad (\text{eq.2.9})$$

Esta taxa mede a quantidade de energia que se torna indisponível para realizar trabalho. Ela é, portanto, um parâmetro importante de estudo neste trabalho. A modelagem para o cálculo de δB será discutida no capítulo 3.

Existe uma relação matemática entre a entropia gerada e a exergia destruída por irreversibilidades do processo. Esta relação é a lei de Gouy-Stodola, sua demonstração matemática pode ser encontrada em Szargut et al 1988.

2.9 - Revisão bibliográfica

A análise exergética tem sido largamente utilizada em processos de geração de potência, entretanto, não é ainda muito aplicada à processos de destilação (Maia, 2001). Este conceito foi introduzido por Rant em 1956 (Szargut et al., 1988) e está, como já foi citado, diretamente relacionado com a segunda lei da termodinâmica.

Szargut et al. (1988), definem o conceito de exergia e deduzem a lei de Gouy-Stodola. Os autores mostram várias formas para calcular exergia de diferentes sistemas térmicos, químicos e metalúrgicos; além de explicitar o cálculo de sistemas físicos, soluções e a disponibilidade de energia em ondas radioativas. Também mostra uma base de dados para o cálculo da exergia padrão de diferentes compostos do ar atmosférico e da água do mar, e as reações de referência para o cálculo de componentes que não são comuns nos reservatórios de referência

Maia (2001), explicou o conceito de coluna reversível e quase-reversível proposto por Zemp (1994), e também propôs um método para síntese de rede de colunas de destilação baseado no consumo exergético, minimizando perdas e assim, operando de maneira mais eficiente.

Rivero (2001), simulou e calculou as perdas exergéticas em um sistema ternário de produção de amil-metil-éster comparando o caso adiabático e diabático.

Koeijer & Rivero (2003), mensuraram a produção de entropia e as perdas exergéticas em colunas experimentais identificando que há menor perda exergética quando há calor trocado nos estágios. Também observaram que a transferência de massa é o maior contribuinte para a geração de entropia, e conseqüentemente a degradação da energia útil.

Røsjorde et al. (2005), estudaram a produção de entropia de processos de separação de propileno/propano diabáticos e adiabáticos minimizando a produção de entropia e avaliando os efeitos de mudanças nas condições operacionais e na geometria

da coluna. A principal conclusão foi que para menor geração de entropia é necessário aumentar as áreas de troca térmica do refeedor, do condensador e dos estágios.

Araujo et al. (2007), estudaram o caso da purificação de EDC (1,2-dicloroetano). Em seu trabalho, mostraram como calcular a eficiência exergética por diferentes abordagens e identificaram que as maiores perdas exergéticas ocorrem no condensador.

Como foi visto, a análise exergética tem sido utilizada para estudar diversos sistemas de separação por destilação, sendo então uma boa ferramenta para a avaliação do desempenho destes processos, pois é baseada em conceitos termodinâmicos e pode identificar as principais fontes de irreversibilidades destes processos e com isso conduzir a um melhor aproveitamento da energia empregada em plantas industriais.

Capítulo 3 - Balanço de exergia aplicado a colunas de destilação

Para a realização do balanço exergético deve-se ter em conta quais são as entradas e saídas exergéticas. No caso de colunas de destilação, temos 2 formas de entrada/saída de energia disponível (calor e massa).

Correntes mássicas são aquelas que transportam matéria e acumulam energia interna e entalpia (utilizaremos a entalpia visto que o sistema de estudo é aberto). O cálculo da exergia em correntes mássicas foi demonstrado no Capítulo 2.

A variação da exergia das correntes é independente do processo, sendo função apenas da composição, temperatura e pressão. Sendo assim esta grandeza pode ser estendida para outros tipos de separação. Ela representa a quantidade mínima necessária de trabalho para efetuar a separação e é chamada de trabalho mínimo de separação ou exergia mínima de separação sendo importante mensurá-la para avaliar a eficiência do processo.

As correntes de calor são “correntes de energia”. Calor, assim como trabalho, é uma forma transitória de energia, que só existe na fronteira de sistemas, e assim, o termo “corrente de energia” refere-se à quantidade de energia (calor ou trabalho) que entra no sistema em determinado ponto, como por exemplo, no refeedor. O cálculo da exergia de correntes de calor foi descrito no capítulo 2.

Assim, para o cálculo da exergia destruída pelo processo de destilação:

$$\delta\dot{B} = -\Delta\dot{B}_{cor} + \dot{Q}_{ref} \left(1 - \frac{T_0}{T_{ref}}\right) - \dot{Q}_{cond} \left(1 - \frac{T_0}{T_{cond}}\right) - \dot{Q}_0 \left(1 - \frac{T_0}{T_{col}}\right) \quad (\text{eq. 3.1})$$

onde $\delta\dot{B}$ é a taxa de degradação da exergia do sistema, $\Delta\dot{B}_{cor}$ é a variação da exergia das correntes de entrada e de saída do sistema, \dot{Q} é o calor T é temperatura, e os subscritos ref, 0, cond e col são, respectivamente, refeedor, ambiente (do reservatório de referência), condensador e média da coluna.

3.1 - Eficiência exergética de processos de separação

Para se mensurar a eficiência de um processo dissipativo, como por exemplo, uma bomba, deve-se calcular a razão entre o trabalho inserido se o processo fosse ideal pelo trabalho inserido em um processo real:

$$\eta = \frac{\dot{W}_{ideal}}{\dot{W}_{real}} \quad (\text{eq.3.2})$$

Pode-se utilizar o mesmo raciocínio para sistemas de separação. Para isso a fração calculada seria da exergia mínima necessária pela exergia real empregada no processo. O trabalho mínimo de separação, que mensura a quantidade mínima de exergia que deve ser adicionada ao processo para que ocorra a separação, é uma importante ferramenta para o cálculo da eficiência exergética em sistemas de destilação, servindo como referência para a máxima eficiência do processo, isto é, mensura a exergia ideal a ser empregada.

Sendo assim, quando a eficiência é máxima, não há destruição da exergia no processo e toda a exergia fornecida pelas utilidades foi aproveitada para separar os compostos, não havendo dissipação ou perda por irreversibilidades. Então o trabalho perdido mensura o desvio entre o trabalho mínimo de separação e a quantidade de energia útil empregada.

Com isso, a eficiência pode ser calculada como:

$$\eta = \frac{\dot{W}_{min}}{\dot{W}_{min} + \dot{\mathcal{D}}B} \quad (\text{eq.3.3})$$

Então, ao minimizar a exergia destruída, aumenta-se a eficiência, ou seja, ao operar-se reduzindo as irreversibilidades, tem-se um melhor desempenho. Assim, a próxima etapa será avaliar as fontes das irreversibilidades e questionar se é possível operar em máxima eficiência, mesmo que teoricamente.

3.2 - Irreversibilidades em colunas de destilação

Colunas de destilação apresentam um grande consumo energético sendo geralmente operado ineficientemente. Seu funcionamento é baseado na diferença de volatilidade entre compostos. Para que ocorra a separação faz-se necessário a adição de calor pelo refeedor que posteriormente é parcialmente recuperado no condensador.

Este calor chega à coluna através do vapor que sai do refeedor e é distribuído nos estágios. Internamente na coluna, há um fluxo ascendente de vapor e descendente de líquido. Em cada prato, o vapor que chega adiciona calor reduzindo sua temperatura. Ao chegar ao condensador, há uma grande retirada de calor. Conclui-se então que todo o

calor necessário à coluna é adicionado em uma parte da mesma, isto acarreta em menor eficiência exergética deste equipamento. Para um maior aproveitamento, seria ideal que o calor fosse adicionado diretamente ao estágio, porém, normalmente, isso não é viável. Essa é uma das fontes da ineficiência em processos de destilação.

Outra característica destes equipamentos que acarretam em irreversibilidades é a purificação dos compostos. Sabe-se da termodinâmica, que processos de mistura podem acontecer naturalmente. Portanto a purificação é um processo não espontâneo o que contribui para uma maior destruição de exergia neste processo. Koeijer & Rivero (2003) concluíram que processos de transferência de massa são os maiores contribuintes para a geração de entropia. Conclui-se então, que a grande ineficiência de processos de destilação são geradas pelos gradientes de potencial químico e a má distribuição do calor.

3.3 - Coluna operando reversivelmente

Processos reversíveis são os processos mais eficientes, pois não há irreversibilidades e, assim, não há destruição de exergia. Logo surge a idéia de se estudar como minimizar as irreversibilidades e questionar-se se é possível, mesmo que teoricamente, operar sem destruição de energia útil. Para verificar isto, tem-se que avaliar o balanço exergético detalhadamente, levando-se em consideração as principais fontes de irreversibilidade.

Forças motrizes, provocadas por gradientes, podem gerar fenômenos de transferência que são a origem da maioria dos processos industriais. Esses gradientes são os geradores de irreversibilidades e, portanto, conclui-se que uma redução destas diferenças aumenta a eficiência da coluna. Contudo existem limites físicos, e limites econômicos para realização do projeto de colunas. Entretanto, ao se reduzir o gradiente, aumenta-se os tamanhos dos equipamentos. Cabe ao engenheiro de processos dimensionar o equipamento e faixa de operação, tendo-se em conta que ao se aumentar o custo de investimento desenvolvendo colunas maiores, menor será o consumo de utilidades.

Como descrito anteriormente, ao reduzir os gradientes, aumenta-se a eficiência. A partir disto, surge um questionamento da eficiência máxima que se pode obter em colunas de destilação, ou seja a possibilidade de operar reversivelmente uma coluna. Ao

se operar sob eficiência máxima, todo o calor adicionado à coluna é utilizado para separar os compostos. A esta quantidade de energia dá-se o nome de exergia mínima de separação. Ela é calculada pela diferença entre as exergias das saídas pelas entradas.

Quando não há transferência de calor nem de trabalho em partes da coluna, diz-se que o sistema apresenta pontos *pinch*. Estes pontos surgem quando se opera sobre refluxo mínimo e sua localização depende do número de componentes e da distribuição dos mesmos e acarretam em número infinito de estágios para a operação e neles não há irreversibilidades.

Em sistemas binários operando sobre o refluxo mínimo o *pinch* localiza-se na alimentação. Fora do *pinch*, haverá ainda estágios com gradientes e, portanto ainda não se estará operando reversivelmente. Estas irreversibilidades são ocasionadas pela má distribuição do calor na coluna que podem ser reduzidas ao distribuir melhor o calor da coluna. Uma solução seria o uso de trocadores de calor laterais na coluna, como descrito por Maia (2001):

Além do refeedor e do condensador da coluna, trocadores intermediários também podem ser utilizados para transferência de energia. Um refeedor intermediário, por exemplo, retira uma corrente líquida da coluna, a vaporiza e a retorna para a coluna, fornecendo uma parcela do vapor necessário para a separação.

Ao se adicionar um trocador lateral pode-se fazer com que ele opere de maneira a criar mais um ponto *pinch* em torno deste estágio. Logo a adição de infinitos trocadores de calor laterais pode fazer com que toda a coluna opere sob *pinch* e a coluna opera reversivelmente. Este comportamento é ilustrado pela figura 3.1.

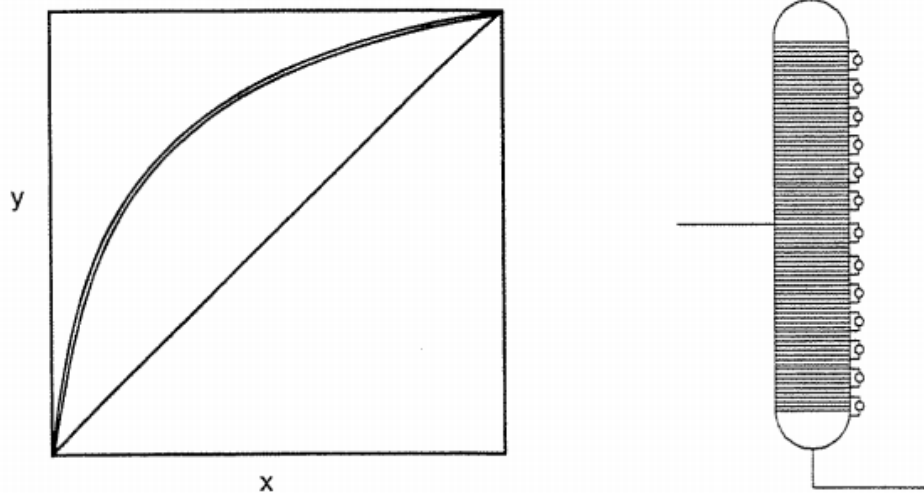


Figura 3.1 – Diagrama de McCabe-Thiele para a coluna operando reversivelmente.

A figura 3.1 mostra o diagrama de McCabe-Thiele de uma coluna operando reversivelmente. Nota-se a que a curva de operação é coincidente com a curva de equilíbrio (Fonyo, 1974 *apud* Maia, 2001).

Vale ressaltar que esta análise só é válida para colunas binárias. Para colunas multicomponentes, este conceito só se aplica caso todos os componentes presentes estejam distribuídos em todas as correntes de produtos (Maia, 2001).

Em colunas multicomponentes, os pontos *pinch* não se localizam na seção de alimentação da coluna, portanto, há uma região intermediária onde ainda ocorreram irreversibilidades por transferência de massa. Zemp (1994) *apud* Maia (2001) demonstrou que a adição de trocadores laterais na seção intermediária em colunas multicomponentes leva a um aumento da carga térmica e consequente desvio da operação sob condições termodinâmica mínimas, como mostra a figura 3.2.

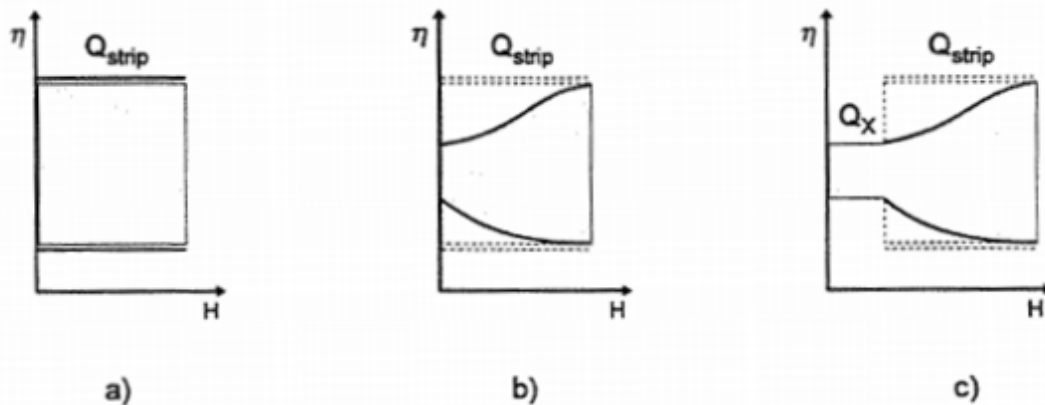


Figura 3.2 – O efeito da distribuição da transferência de calor em uma coluna multicomponente (Zemp apud Maya 2001):

- a) Condições de refluxo mínimo
- b) Seções reversíveis de topo e fundo
- c) Transferência adicional de calor na seção intermediária

Na figura 3.2 tem-se o gráfico que esboça o comportamento de um sistema multicomponente ao se modificar a coluna de destilação. A figura 3.2a mostra o consumo energético com a coluna operando sobre refluxo mínimo. Na figura 3.2b as seções de topo e fundo operam reversivelmente com a adição de trocadores laterais, mas ao tentar usar a mesma metodologia na seção intermediária aumenta-se a irreversibilidade da coluna, como mostra a figura 3.2c, onde nota-se um aumento no consumo de utilidades e, com isso, não há como operar sem uma destruição exergética.

Com isso se conclui que, nestes sistemas, à seção intermediária não pode ser operada reversivelmente. Portanto, em colunas multicomponentes a separação completa de uma mistura não pode ser realizada de forma reversível.

Tendo a modelagem do problema sido desenvolvida, é possível notar que é necessário o uso de ferramentas computacionais (neste caso, simuladores de processos) para que todas as variáveis de entradas deste sistema sejam calculadas. Com as equações apresentadas calcular-se-á a eficiência de um sistema de estudo, para diferentes cenários. O estudo de caso, além dos resultados e discussão, são apresentados no capítulo 4.

Capítulo 4 - Estudo de caso

Após a avaliação qualitativa realizada no capítulo anterior, cabe agora um estudo de caso para verificar quantitativamente as vantagens da abordagem citada. Para tanto, foi analisado um sistema quaternário de hidrocarbonetos. Partir-se-á de uma mistura com 30% de propano, 30% de butano, 20% de pentano, 20% de hexano (percentagem em mol), e objetiva-se a produção de 30kmoles/h de propano líquido com 95% de pureza a partir de uma alimentação de líquido saturado a uma vazão de 100 kmoles/h e a uma pressão de 12 bar.

O sistema foi simulado no UniSim[®] Design (Honeywell) utilizando a equação de estado cúbica de Peng-Robinson para obtenção das propriedades termodinâmicas. Os parâmetros de interação dos compostos são próprios do programa, não havendo necessidade para realização de pesquisa para obtenção destes dados. A escolha de uma equação de estado cúbica para modelagem se deve ao fato do sistema ser formado apenas por hidrocarbonetos simples, sendo a equação muito bem ajustável para a mistura.

Após as simulações, os dados foram enviados como entradas de programas desenvolvidos para a avaliação exérgica. Estas rotinas foram desenvolvidos em ambiente MATLAB[®] (The MathWorks), e tem como entradas as propriedades das correntes do sistema, e as cargas térmicas do refeedor e do condensador.

Abaixo transcreve-se o algoritmo do programa desenvolvido:

- 1 – Entrar com os dados de temperatura, vazão, entalpia e entropia de todas as correntes,
- 2 – Entrar com os dados do calor do refeedor e do condensador, bem como suas temperaturas médias,
- 3 – Cálculo do balanço de energia (eq. 2.3) para quantificar o calor perdido pela coluna,
- 4 – Cálculo do trabalho mínimo de separação, e o balanço entrópico,
- 5 – Cálculo do balanço exérgico (eq 3.1),
- 6 – Cálculo da eficiência exérgica do sistema (eq 3.3).

Então, para verificar a eficácia do método proposto, foram realizadas simulações avaliando a variação da eficiência exergética da coluna com o prato de alimentação, com o número de pratos, com a eficiência de separação do prato e a fração vaporizada na alimentação da coluna. Vale destacar aqui que não foi avaliada a influência das temperaturas e capacidades caloríficas das utilidades, sendo mensurado apenas a quantidade de calor fornecido ou retirado pelo refulvedor e pelo condensador respectivamente e que a contagem dos pratos foi realizada do topo para o fundo. Os resultados são apresentados a seguir:

4.1 – Avaliação do sistema quanto à escolha do prato de alimentação

Inicialmente, buscou-se avaliar como a escolha do prato de alimentação pode impactar na eficiência da coluna de destilação. Para isso, simulou-se sete colunas de destilação com 14 pratos cada e com eficiência do prato igual a 1. Os resultados são mostrados abaixo.

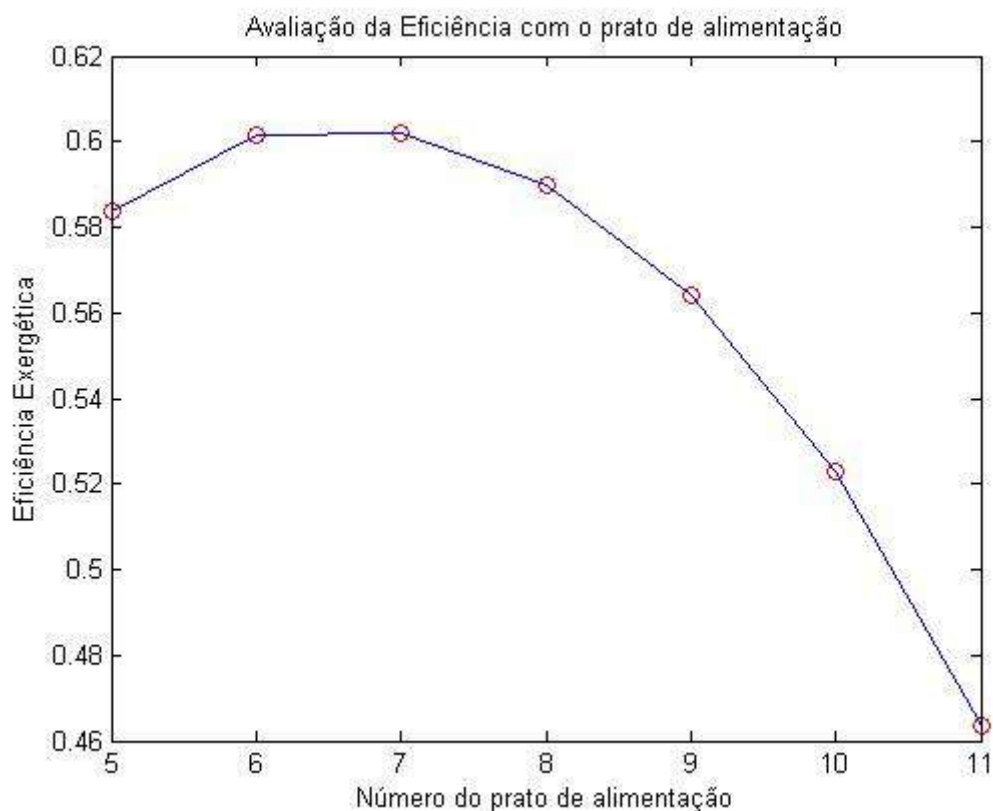


Figura 4.1 – Avaliação da eficiência com a escolha do prato de alimentação.

Na figura 4.1, nota-se que há um máximo de eficiência no prato de alimentação número 7, o que mostra que este é o prato ótimo de alimentação da coluna. Nota-se que

o prato de alimentação número 6 apresenta uma eficiência aproximadamente igual ao sistema com alimentação no estágio 7, entretanto, esta simulação gerou uma parcela significativa de energia a ser recebida pela coluna do ambiente, o que significaria uma violação a segunda lei da termodinâmica. O ponto não foi descartado apenas para efeito de comparação.

Posteriormente avaliou-se o razão de refluxo com o número do prato da alimentação. O resultado é mostrado na figura 4.2.

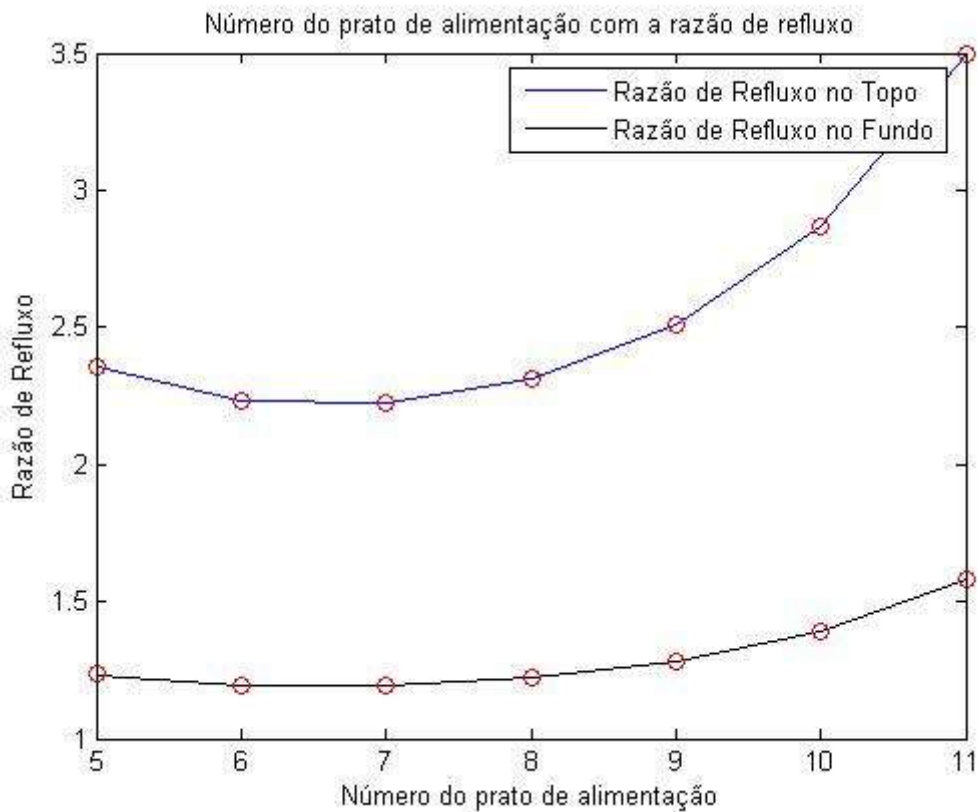


Figura 4.2 – Variação da razão de refluxo com o prato de alimentação.

A figura 4.2 mostra que o mínimo é ocorre quando o prato de alimentação encontra-se no estágio 7. Nota-se, também, que há um maior aumento na razão do topo do que da razão de refluxo do fundo quando se afasto do prato ótimo de alimentação. Na figura 4.3, mostra-se o efeito da escolha do prato de alimentação na carga térmica do retervedor e do condensador, o que está diretamente ligado ao consumo de utilidades.

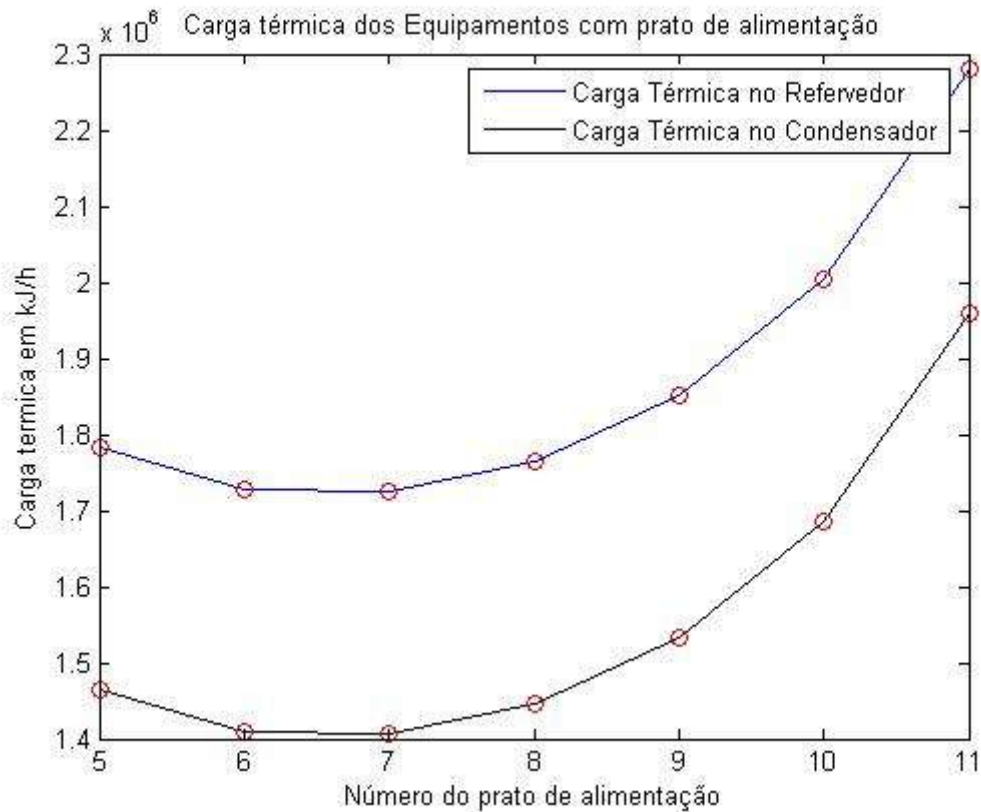


Figura 4.3 – Efeito da escolha do prato de alimentação na carga térmica dos equipamentos.

Na figura 4.3, é possível observar um comportamento similar ao da razão de refluxo, visto que a carga térmica no refeedor é maior do que no condensador, assim como observado na figura 4.2. Entretanto, nota-se que, a taxa de aumento da carga térmica do refeedor e do condensador é praticamente a mesma quando se afasta do prato ótimo de alimentação. Este comportamento é ligeiramente diferente do comportamento da razão de refluxo. Logo, faz-se importante avaliar a carga térmica ao invés da razão do refluxo, mesmo sendo necessária uma maior demanda computacional, pois a última pode fornecer um comportamento que não seja compatível diretamente com o consumo de utilidades. Após esta análise, foi construído o gráfico da degradação da energia útil com a escolha do prato de alimentação, que está apresentado na figura 4.4.

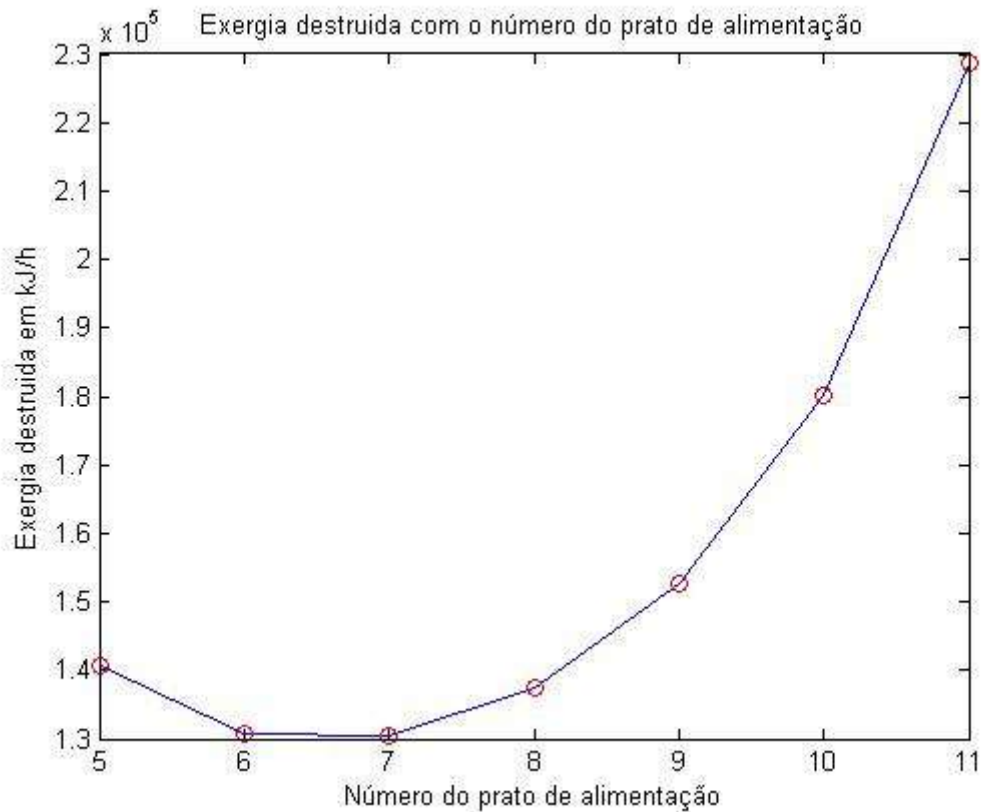


Figura 4.4 – Gráfico da quantidade de exergia destruída pelo processo pela escolha do prato de alimentação.

Pode-se notar na figura 4.4, que uma variação na escolha do prato de alimentação fora do ótimo pode gerar uma grande destruição de exergia. No período de um ano de operação, a escolha, por exemplo, do prato 8 para alimentação pode gerar uma destruição exérgica de aproximadamente 60700 MJ. Isto demonstra o quão importante é a escolha da condição de operação, visto que esta diferença energética acaba gerando um maior consumo de utilidades e é econômica e ambientalmente desfavorável.

Com isto, destaca-se que o prato ótimo de alimentação é o prato 7, que apresenta menor razão de refluxo, com isto, é razoável pensar que escolher um prato de alimentação pela menor razão de refluxo é razoável para se considerar o melhor cenário em colunas de diferentes tamanhos.

4.2 – Avaliação do sistema perante à variação com o número de pratos da coluna:

Para avaliar como a quantidade de pratos afeta o desempenho do sistema, simulou-se colunas com 14, 18, 20, 25, 30, 40, 50, 100 e 300 pratos. A escolha do prato de alimentação foi realizada buscando-se minimizar a razão de refluxo do topo,

entretanto, vale ressaltar que para a coluna com 300 pratos, a alimentação foi escolhida em 160 pratos, pois foi o único cenário onde a coluna convergiu. Isto ocorre devido à dificuldade de resolução do sistema com 300 pratos onde se faz necessário resolver várias equações. Para cada sistema estudado, o estágio de alimentação foi, respectivamente; 7, 7, 9, 11, 13, 17, 23, 51 e 160. Observa-se que há um aumento da eficiência exergética com o tamanho da coluna, até um limite, no qual se atinge um patamar como ilustra a figura 4.5. Vale ressaltar que estas simulações foram realizadas considerando separação máxima nos pratos.

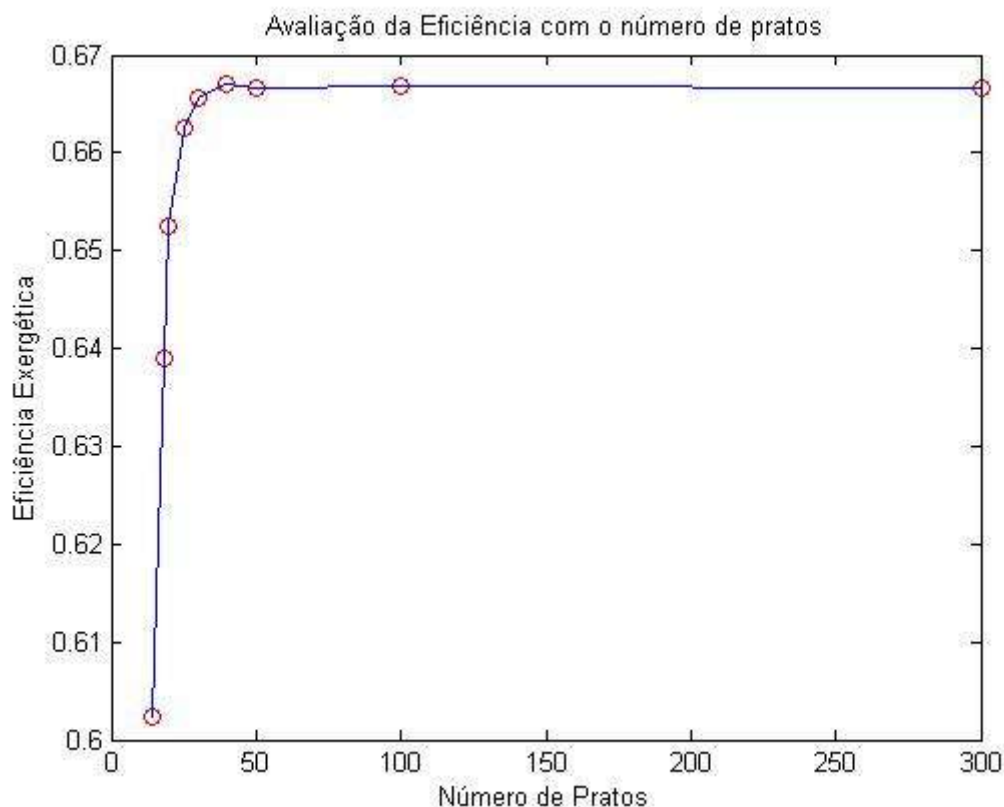


Figura 4.5 – Avaliação da eficiência exergética com o número de pratos.

Pode-se, na figura 4.5, notar que o máximo é atingido próximo a 35 pratos. Convém ressaltar que as pequenas diferenças entre as eficiências são resultantes da dificuldade de convergência do modelo do simulador. Em algumas simulações, que foram descartadas, a coluna acaba recebendo calor do ambiente, o que viola a segunda lei já que a menor temperatura da coluna foi 38°C, e o ambiente está a 25°C. Isto demonstra a importância em se analisar os dados após uma simulação. Os círculos vermelhos indicam os pontos onde realizaram-se simulações para coletar os dados.

A figura 4.6 mostra a variação das razões de refluxo do topo e fundo com o número de pratos.

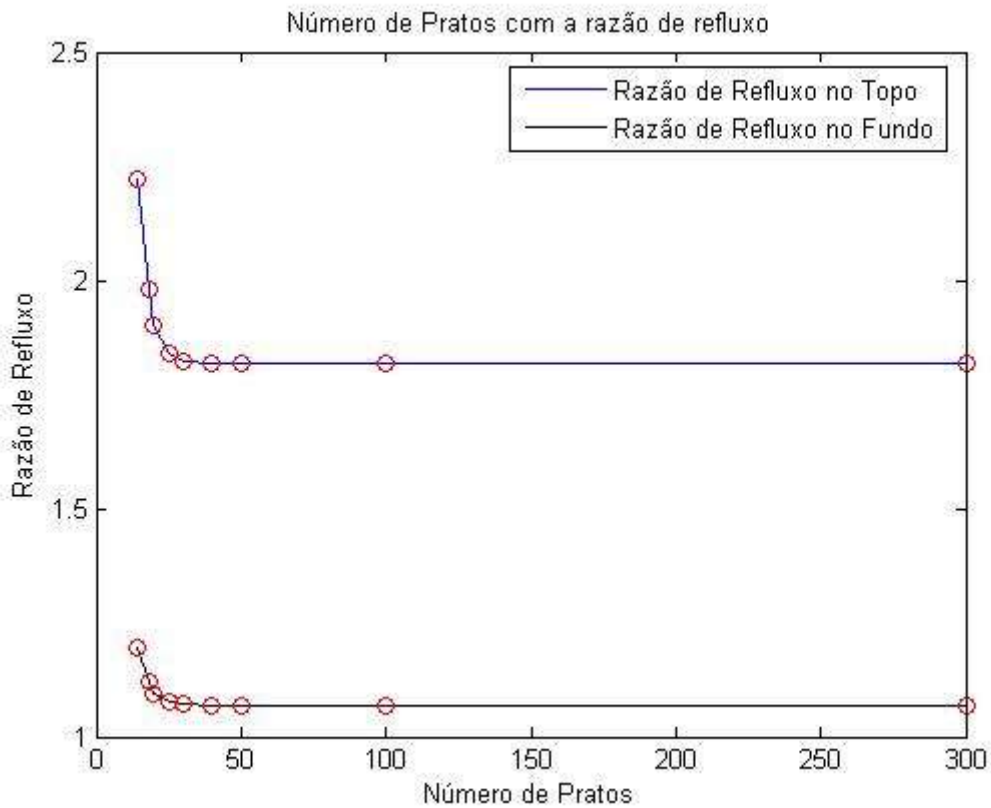


Figura 4.6 – Gráfico da influência do número de pratos com a razão de refluxo

Pode-se verificar que as razões de refluxo atingem um mínimo rapidamente com o aumento da coluna. Isto quer dizer que a partir de 30 a 35 pratos, não faz sentido aumentar o tamanho da coluna, sendo necessário, para reduzir as irreversibilidades, a adição de trocadores laterais que operem de maneira a minimizar a retirada/adição de calor total da coluna, como justificado no capítulo 3.

Quanto ao consumo de utilidades, a carga térmica da coluna está diretamente ligada à razão de refluxo. Na figura 4.7 ilustra este comportamento.

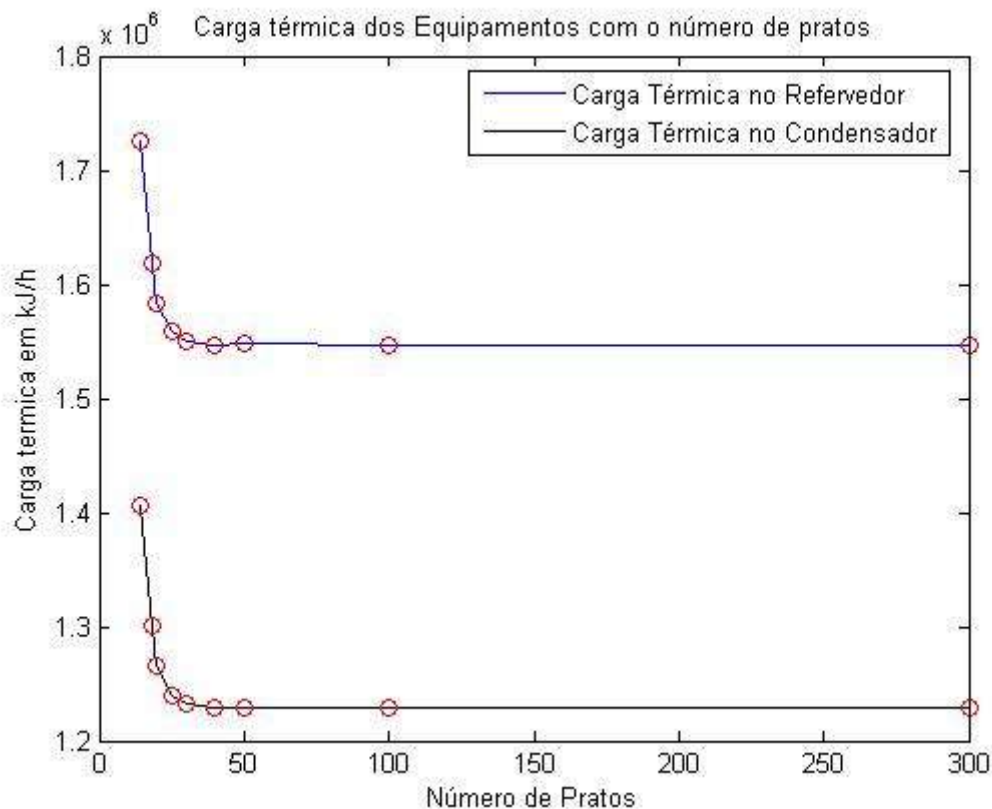


Figura 4.7 – Gráficos da carga térmica do condensador e do refervedor com o número de pratos

Na figura 4.7, nota-se que ao aumentar o número de pratos de 14 para 18, há uma redução significativa no consumo de utilidades. Isto demonstra que ao se realizar um projeto de um sistema de destilação, um aumento nos custos de investimento pode gerar um retorno muito grande devido à redução nos gastos com utilidades (quentes ou frias). Como a ordem de grandeza do consumo de utilidade está em 10^6 kJ/h, no período de um ano, uma pequena variação neste custo pode gerar grandes diferenças orçamentárias. Um aumento de 1% na carga térmica do refervedor de uma destas colunas pode levar a um aumento de algumas toneladas de vapor por ano.

Para demonstrar o impacto ambiental, estudou-se a variação da destruição exérgica com o aumento do número de pratos, que está representado na figura 4.8. O comportamento esperado é similar ao das razões de refluxo, visto que a redução no consumo de utilidade pode gerar menores irreversibilidades, sendo assim, o gráfico deve apresentar um patamar inferior.

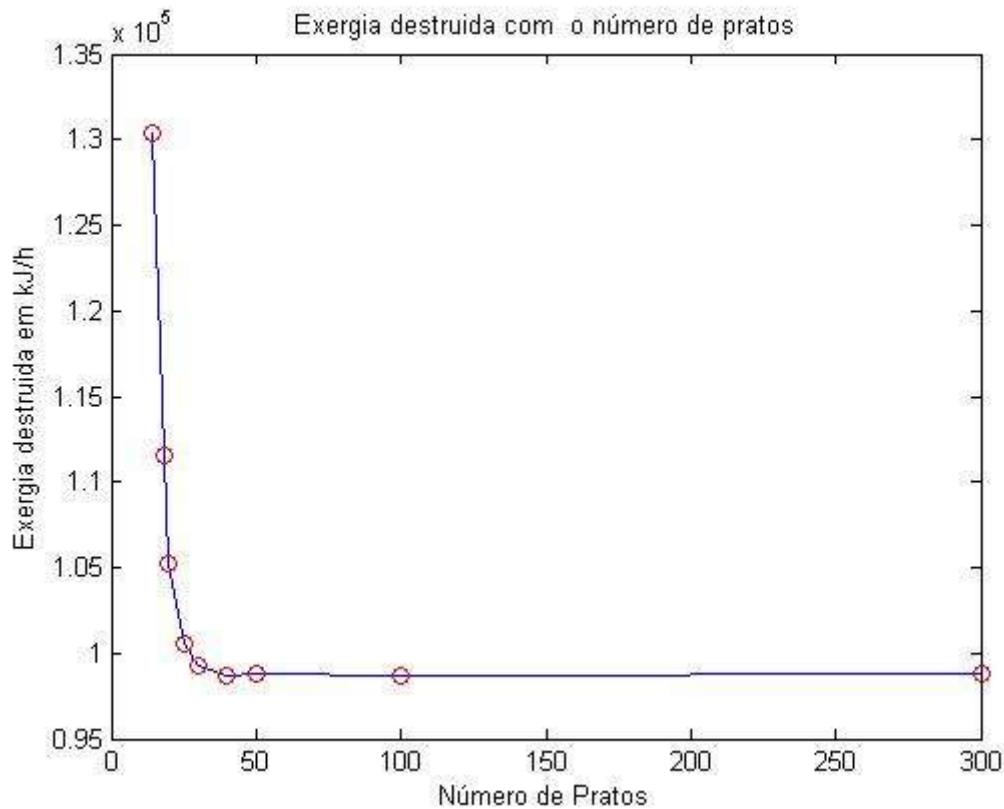


Figura 4.8 – Gráfico da variação da exergia destruída com o número de pratos.

Na figura 4.8, verifica-se a queda acentuada como na figura 4.7. Isto prova que a destruição exérgica em processos de destilação está intimamente ligada com o consumo de utilidades, tornando-a um bom indicativo de tomada de decisão para engenheiro de processos.

Com isso, nota-se que o melhor cenário exérgico neste estudo é o sistema com 30 pratos, visto que com 40 pratos a solução já se encontra perto da razão de refluxo mínima podendo significar que o sistema só é possível de operar teoricamente. Cabe aqui ressaltar que, embora a análise da eficiência exérgica seja uma boa ferramenta para a tomada de decisão, cabe ao engenheiro de processo optar assegurando-se de que a meta de separação será atingida.

4.3 - Avaliação do sistema perante mudanças na eficiência de separação do prato

Como descrito anteriormente, todas as simulações até agora avaliadas foram realizadas considerando que ao se misturarem em um prato, as correntes de vapor e líquido entram em equilíbrio termodinâmico e atinge-se a máxima separação. Contudo, na prática não é possível operar desta maneira, visto que o tempo para o contato das

fases é pequeno. Sendo assim, é interessante avaliar o quanto a eficiência de separação dos pratos altera a eficiência exergética do sistema. Para isso construiu-se o gráfico apresentado na figura 4.9, onde foram avaliados os sistemas com 100%, 90%, 80%, 70%, 60%, 50% de eficiência no prato, em uma coluna com 14 pratos alimentada no prato ótimo.

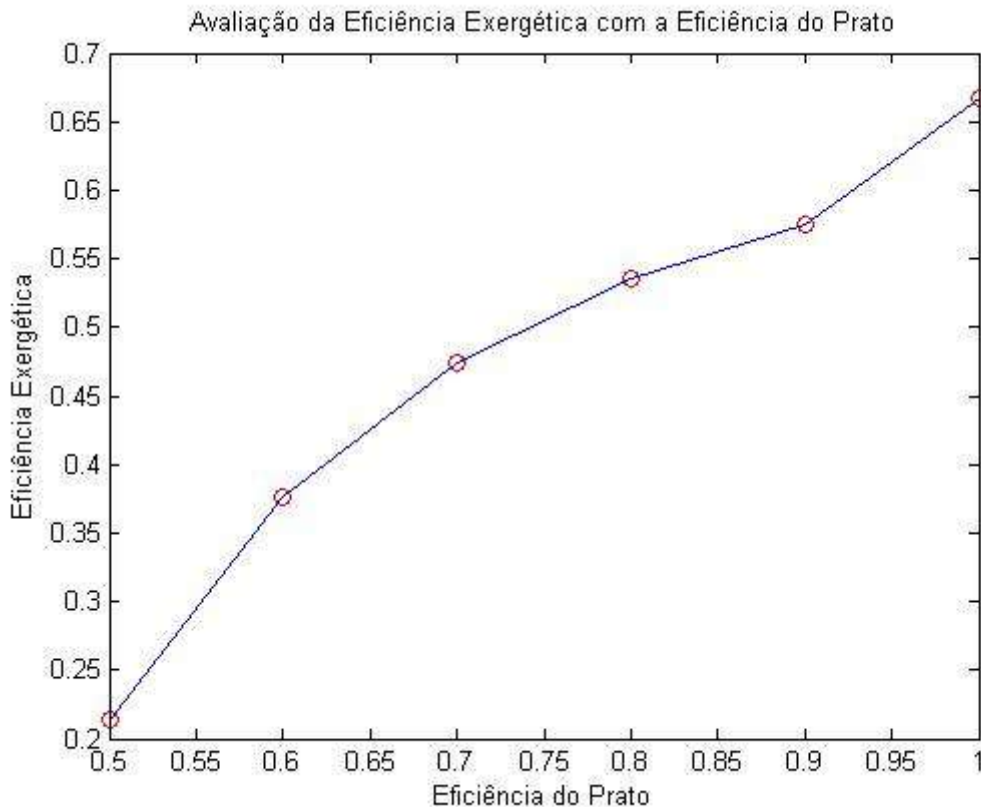


Figura 4.9 – Gráfico da Eficiência exergética pela eficiência de separação do prato.

Na figura 4.9 observa-se que a maior eficiência exergética ocorre em 100% de separação, o que é intuitivamente esperado. Nota-se também que, quanto o mais distante da máxima eficiência de separação, maior é a redução da eficiência exergética. Sendo assim o ideal é que se construa a coluna com estágios de separação com materiais que favoreçam o maior contato entre as fases para que se aproxime do equilíbrio termodinâmico. A figura 4.10 demonstra o efeito do dispositivo de separação na razão de refluxo.

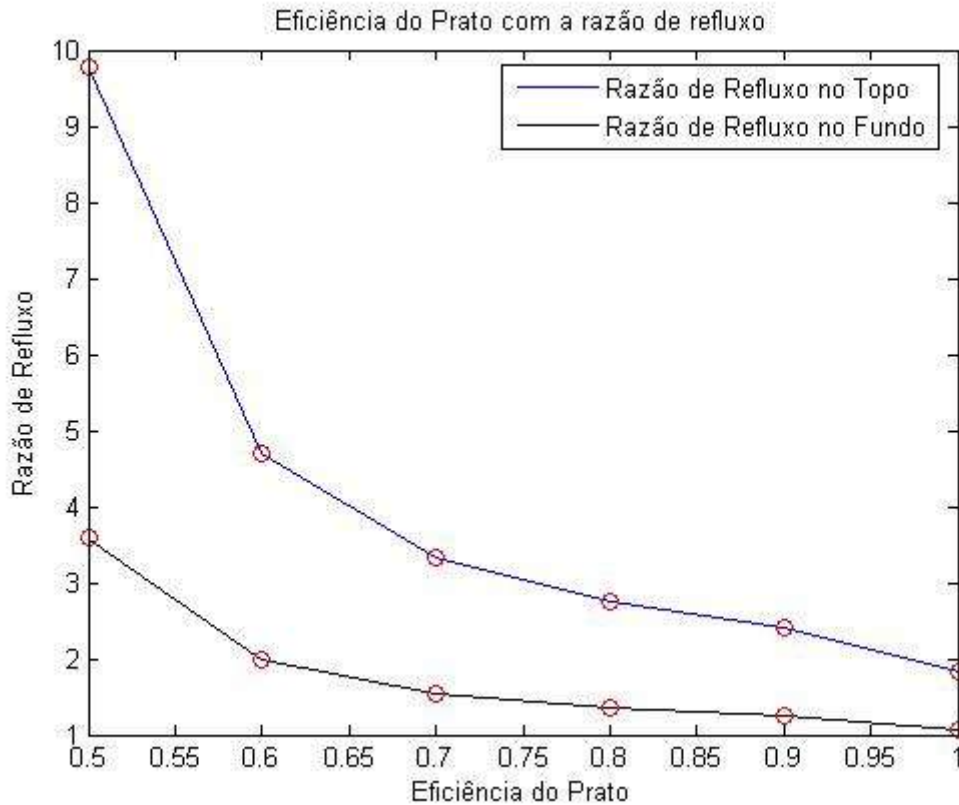


Figura 4.10 – Gráfico da razão de refluxo com a eficiência de separação dos pratos.

Tem-se, na figura 4.10, que a razão de refluxo diminui com o aumento da eficiência de separação. É observado também que esta queda é exponencial, sendo importante fugir de faixa com alta inclinação para que o material esteja mais próximo da máxima eficiência. Após definidos os impactos na razão de refluxo, é interessante computar a influência no consumo de utilidades através das cargas térmicas dos equipamentos. Os resultados são mostrados na figura 4.11.

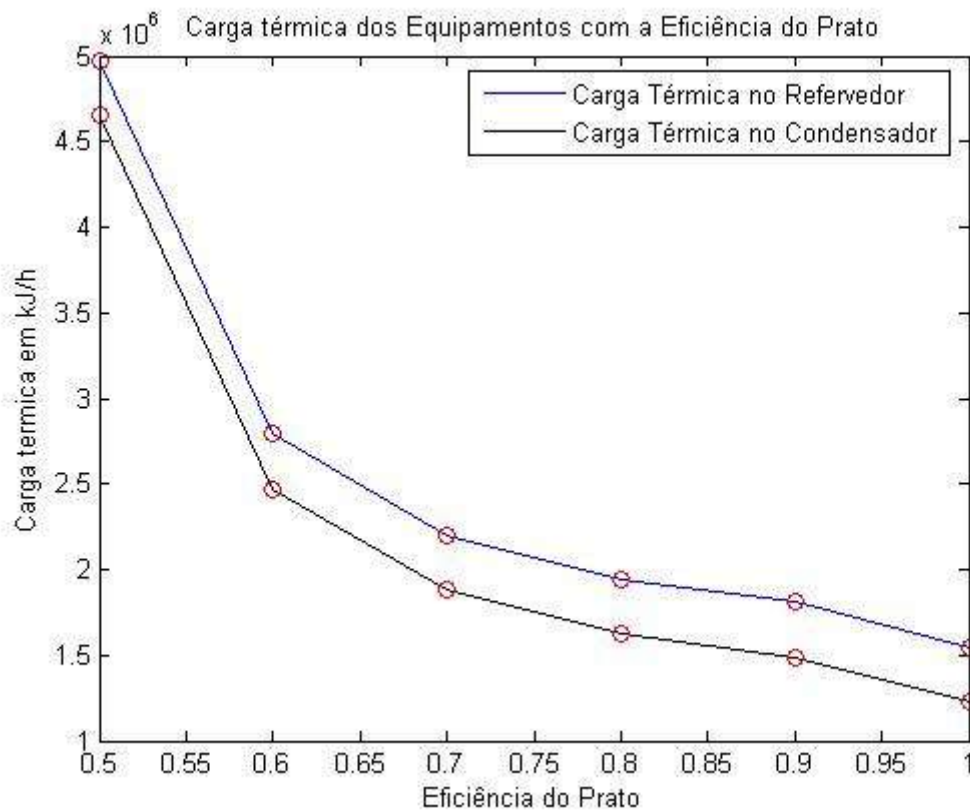


Figura 4.11 – Gráfico das cargas térmicas do refeedor e do condensador com a eficiência de separação dos pratos.

O consumo de utilidades diminui com o aumento da eficiência no número de pratos, como mostrado na figura 4.11. Isto pode ser justificado pela maior razão de refluxo a ser empregada na coluna, o que resulta em maior vazão de líquidos e vapores no interior da coluna devido à ineficiência dos pratos em separar os compostos.

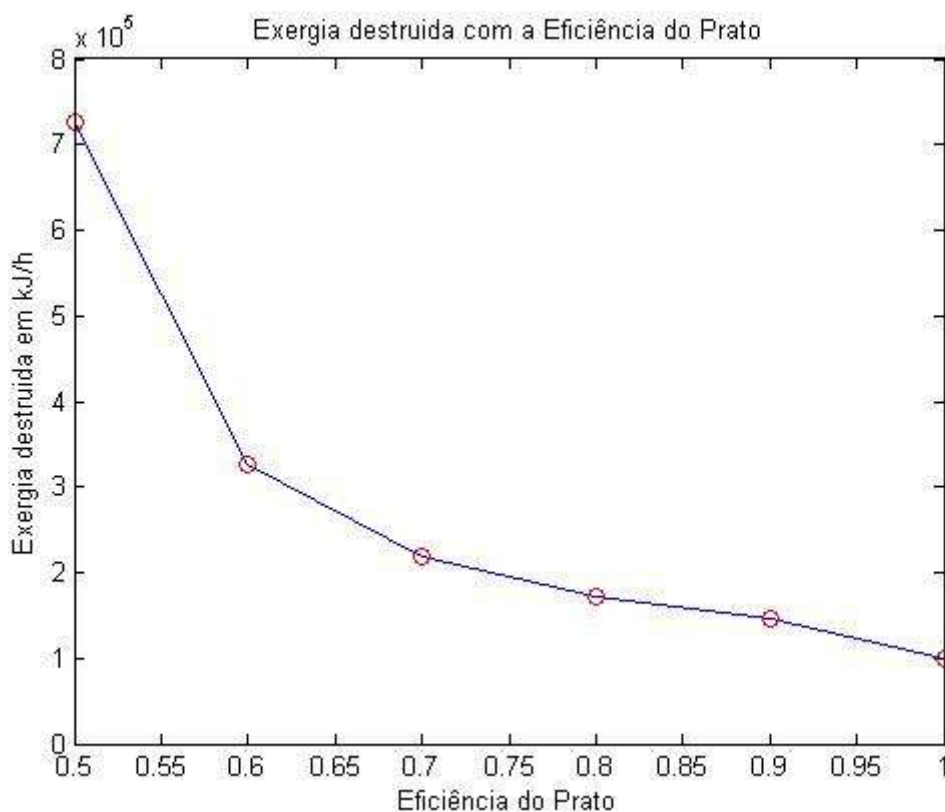


Figura 4.12 – Gráfico da exergia destruída com a eficiência de separação do prato.

A figura 4.12 mostra os resultados para a destruição exérgica. Nela nota-se que quando a eficiência de separação em um prato cai para 50% a destruição exérgica sofre um aumento de mais de 600 MJ/h, ou seja, um aumento superior a 600%. Já em comparação com um prato de 80% de eficiência, há um aumento de aproximadamente 70 MJ/h que significa um aumento percentual de 73,7%. Portanto, investir em um material que promova uma boa separação pode indicar uma grande redução na quantidade de exergia destruída.

4.4 – Avaliação do sistema quanto à fração vaporizada na alimentação da coluna

Ao término destas análises foi investigada como uma mudança na condição de alimentação afeta o consumo de utilidades, a eficiência, etc. Para isso, simulou-se sistemas com alimentação na coluna de líquido saturado, 20% de vapor, 40% de vapor, 60%, 80% e vapor saturado. Cabe aqui ressaltar que para realizar a análise partiu-se de líquido saturado, que é aquecido em um trocador de calor. Nesta abordagem é necessária cautela para não comparar 2 resultados que não se relacionam. Por este motivo, parte-se de uma mesma condição de alimentação e meta de produção. A partir

disso, no cálculo do balanço exergético, computou-se a exergia destruída pela troca de calor no trocador. Assim sendo, a eficiência deve diminuir com o acréscimo do trocador de calor, além do custo de investimentos aumentar com o acréscimo de mais um equipamento ao sistema. Os resultados da variação da eficiência com a variação da fração vaporizada na alimentação são mostrados na figura 4.13.

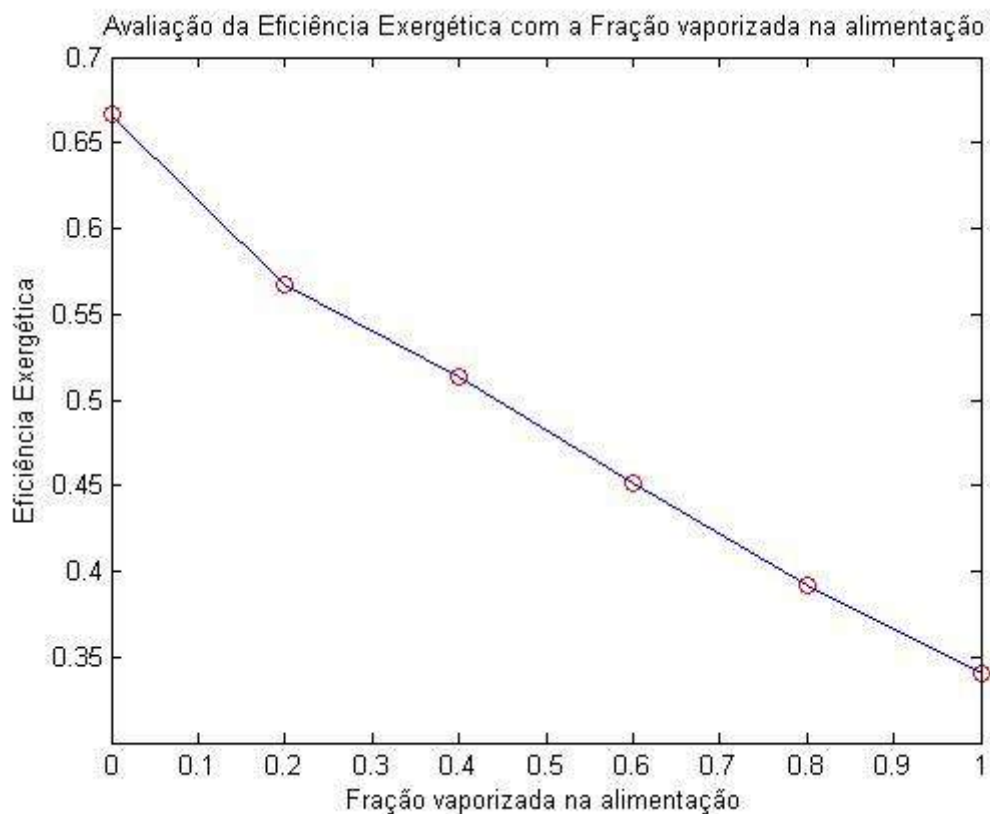


Figura 4.13 – Gráfico da eficiência exergética pelo aumento da fração vaporizada na alimentação da coluna de destilação.

Na figura 4.13, é fácil notar que a eficiência cai com a vaporização, isso se deve ao fato da adição do trocador de calor gerar uma contribuição maior à exergia destruída. O calor adicionado ao sistema através deste novo equipamento é capaz de fazer com que a eficiência exergética caia drasticamente com o aumento da fração vaporizada na alimentação e conseqüentemente um maior consumo de utilidades no sistema.

Entretanto, como já mencionado, é necessário cuidado ao avaliar estes dados. Caso fossem mensuradas as eficiências exergéticas apenas na coluna, surgiriam 2 problemas. O primeiro problema é a inconsistência na comparação, visto que a coluna não partiu de um mesmo estado. O segundo problema encontra-se no fato de que para uma determinada faixa de vaporização na coluna, o trabalho mínimo de separação torna-se negativo gerando um erro grave na avaliação da eficiência. Esta negatividade

surge pela maior carga exérgica do vapor, em comparação com os produtos que, neste caso, são líquidos. Com isso é possível, segundo a termodinâmica, separar esta corrente e produzir trabalho.

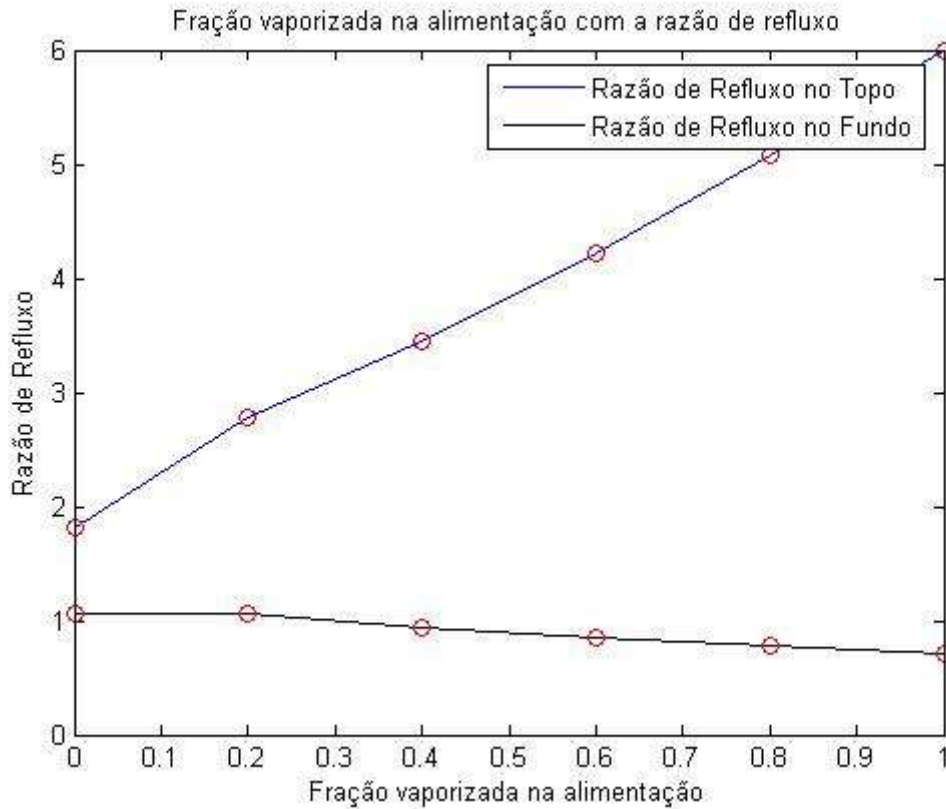


Figura 4.14 – Gráfico da Razão de refluxo pelo aumento da fração vaporizada na alimentação da coluna de destilação.

Na figura 4.14, pode-se observar que, para o sistema estudado, há um comportamento diferente entre as razões de refluxo do topo e do fundo. Como a carga está entrando cada vez mais vaporizada, é necessária maior recirculação de líquidos na coluna, o que aumenta a razão de refluxo do fundo. Logo, se questionou qual seria o comportamento das cargas térmicas dos refeedor e condensador nestas colunas. Os resultados são obtidos na figura 4.15.

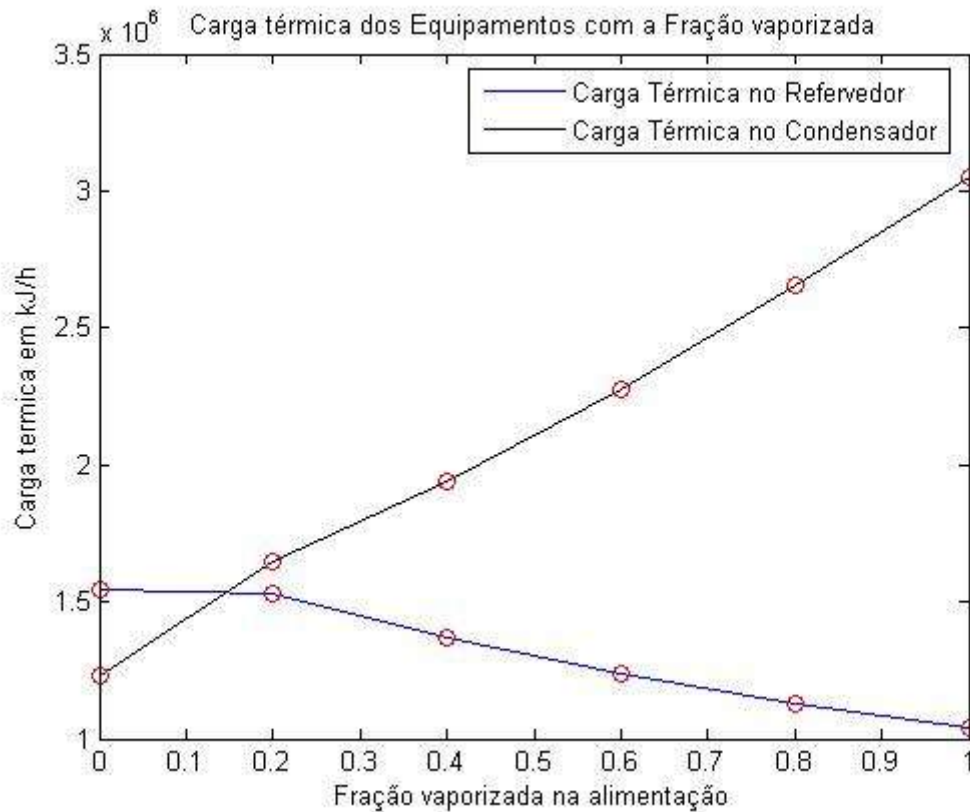


Figura 4.15 – Gráfico da carga térmica dos equipamentos com a variação na fração vaporizada da alimentação.

É possível notar na figura 4.15 que, como a razão de refluxo do topo, a carga térmica do condensador também aumenta, no sistema de estudo, com a vaporização da carga de alimentação. Nota-se também que, para este sistema, a taxa de redução de consumo de utilidades quentes é menor do que a taxa de aumento no consumo de utilidades frias, comportamento similar ao observado com a razão de refluxo. Cabe aqui questionar se em outros sistemas a derivada das cargas térmicas com a fração vaporizada não apresenta inclinação diferente, ao ponto de se obter um ótimo fora do ponto de líquido saturado. De fato isto ocorre, como observado por Maia (2001). Em alguns sistemas, mesmo a adição de um trocador de calor para mudar a condição de alimentação pode gerar um cenário onde o ótimo esteja longe da corrente líquida saturada.

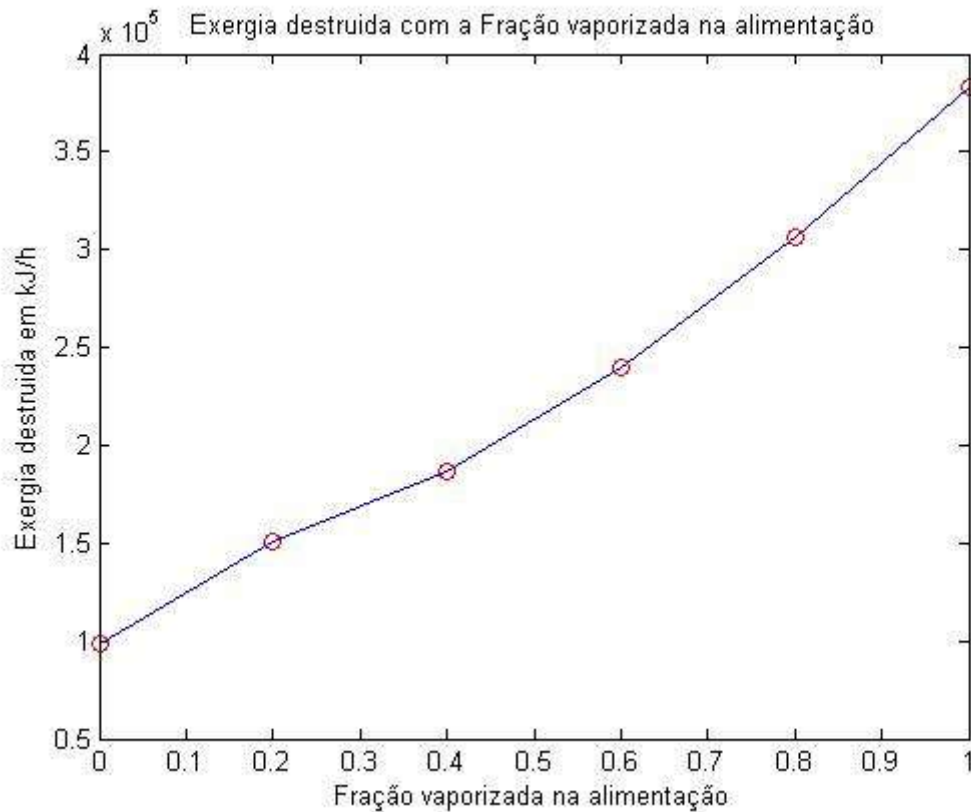


Figura 4.16 – Gráfico da exergia destruída pelo sistema com a variação na fração vaporizada da alimentação.

A figura 4.16 mostra que a perda da exergia sobe em aproximadamente 300MJ/h passando-se de líquido saturado para vapor saturado. Este consumo surge com o acréscimo de energia pelo trocador de calor.

Com isso, conclui-se que o melhor cenário para o sistema é uma coluna de destilação com 30 pratos, alimentado no estágio 13, com a maior eficiência de separação nos pratos e com a alimentação líquida saturada. Cabe aqui ressaltar que com a redução da eficiência do prato, aumentar o número de pratos teóricos pode se tornar vantajoso. Logo, é importante inicialmente definir qual é será a eficiência de separação dos pratos, para depois avaliar o número de pratos ótimos do sistema.

Capítulo 5 - Conclusões

Após o estudo realizado, conclui-se que a modelagem apresentada é bastante simples sendo necessário apenas o uso de simuladores para a coleta de dados termodinâmicos do sistema. Contudo, sempre é necessário analisar os resultados sabendo-se avaliar cenários absurdos visto que neste trabalho, algumas simulações que foram excluídas da análise, apresentaram resultados que violam as leis físicas, e outras onde o resultado obtido só é possível na teoria.

Também conclui-se que embora esta avaliação seja útil para estudar os sistemas, cada caso deve ser analisado separadamente, visto que as interações e os objetivos da simulação podem modificar e muito o cenário ótimo para operação.

Portanto, a abordagem apresentada pode ser útil ao engenheiro de processos de forma a gerar informações úteis para a tomada de decisão. Ressalta-se também que a análise exergética acaba sugerindo que se tenha um maior custo de investimento a fim de minimizar os custos com utilidades, cabendo ao engenheiro saber ponderar o quanto isto é vantajoso.

Referências bibliográficas

A. B. Araujo, R. P. Brito, L. S. Vasconcelos, 2007, Exergetic analysis of distillation processes—A case study, *Energy Journal*, 29, 1185-1193.

G. de Koeijer, R. Rivero, 2003, Entropy production and exergy loss in experimental distillation columns, *Chemical Engineering Science* 58,1587–1597

A. Hepbasli, 2008, A key review on exergetic analysis and assessment of renewable energy resources for a sustainable future, *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 12, 593-661

A. P. Hinderink, F. P. J. M. Kerkhof, A. B. K. Lie, J. De Swaan Arons, H. J. Van Der Kooi, 1996, Exergy analysis with a flowsheeting simulator—I. Theory: calculating exergies of material streams. *Chem Eng Sci*, 51, 4693–700.

M. L. O. Maia, 2001, Síntese e otimização de Sistemas de Destilação utilizando a Análise Exergética, UNICAMP, tese de doutorado.

L. S. Moussa, 2001, Análise Termodinâmica de Colunas de Destilação Visando à Otimização Exergética, UNICAMP, tese de mestrado.

F. L. P. Pessoa, 2005, O uso eficiente de energia em colunas de destilação, UFRJ

R. Rivero, 2001, Exergy Simulations and optimization of adiabatic and diabatic binary distillation, *Energy Journal*, 26, 561-593.

R. Rivero, M. Garcia, J. Urquiza, 2004, Simulation, exergy analysis and application of diabatic distillation to a tertiary amyl methyl ether production unit of a crude oil refinery, *Energy Journal*, 29, 467-489.

A. Røsjorde, S. Kjelstrup, 2005, The second law optimal state of a diabatic binary tray distillation column, *Chemical Engineering Science* 60, 1199 – 1210

J. M. Smith, H. C. Van Ness, M. M. Abbott, 2000, Introdução á Termodinâmica da Engenharia Química. Rio de Janeiro, LTV Editora.

R. Smith, B. Linnhoff, 1988, The Design of Separators in The Context of Overall Processes. *Chem Eng Res Des*, pp. 195-228.

H. Yeomans, I. E. Grossmann, 1999, Nonlinear disjunctive programming models for the synthesis of heat integrated distillation sequences, *Computers and Chemical Engineering* 23, 1135–1151

J. Szargut, D. R. Morris, F. R. Steward, 1988, Exergy analysis of Thermal, Chemical and metallurgic Process.

R. J. Zemp, 1994, Thermodynamic Analysis of Separation Systems. Inglaterra, UMIST, tese de doutorado.

Anexos

ANEXO1 - Tabela dos resultados após a análise exergetica:

a) Avaliação do prato de alimentação:

Prato de Alimentação	5	6	7	8	9	10	11
Exergia Destruída (MJ/h)	140.7	130.8	130.43	137.36	152.63	180.06	228.64
Eficiência (%)	58.37	60.15	60.22	58.97	56.40	52.31	46.34
Wmin de separação (MJ/h)	197.31	197.39	197.42	197.45	197.46	197.47	197.47
Razão de Refluxo do Topo	2.3557	2.23	2.224	2.3135	2.5105	2.8648	3.4936
Razão de Refluxo do Fundo	1.2341	1.1943	1.1935	1.2208	1.2808	1.389	1.581
Calor Cedido (MJ/h)	1783.2	1726.4	1725.4	1764.4	1850.2	2004.8	2279.1
Calor Recuperado (MJ/h)	1465.1	1409.6	1406.7	1445.7	1531.6	1686.2	1960.5

b) Avaliação do número de pratos da coluna:

Pratos	14	18	20	25	30	40	50	100	300
Prato de Alimentação	7	7	9	11	13	17	23	51	160
Exergia Destruída (MJ/h)	130.43	111.49	105.19	100.59	99.232	98.701	98.76	98.736	98.744
Eficiência (%)	60.22	63.91	65.25	66.25	66.56	66.70	66.66	66.68	66.67
Wmin de separação (MJ/h)	197.42	197.43	197.47	197.42	197.47	197.68	197.48	197.56	197.5
Razão de Refluxo do Topo	2.224	1.9802	1.8993	1.84	1.823	1.8168	1.8167	1.8169	1.8168
Razão de Refluxo do Fundo	1.1935	1.1192	1.0945	1.0765	1.0711	1.0691	1.0694	1.0692	1.0692
Calor Cedido (MJ/h)	1725.4	1618.9	1583.6	1558	1550.1	1546600	1547.6	1547.2	1547.4
Calor Recuperado (MJ/h)	1406.7	1300.4	1265	1238.9	1231.6	1229600	1228.9	1229.2	1229

c) Avaliação da eficiência de separação do prato:

Eficiência do Prato(%)	50	60	70	80	90	100
Exergia Destruída (MJ/h)	725.65	326.76	218.42	171.59	146.06	130.43
Eficiência (%)	21.34	37.61	47.44	53.48	57.47	60.22
Wmin de separação (MJ/h)	196.91	196.93	197.13	197.27	197.35	197.42
Razão de Refluxo do Topo	9.7711	4.7035	3.3308	2.74	2.4194	2.224
Razão de Refluxo do Fundo	3.5839	1.9756	1.5418	1.3554	1.2546	1.1935
Calor Cedido (MJ/h)	4975.9	2790	2198.6	1945	1808.1	1725.4
Calor Recuperado (MJ/h)	4657.5	2471.7	1880.2	1626.4	1489.4	1406.7

d) Avaliação da vaporização da alimentação da coluna:

Vapor na Alimentação(%)	0 (sat)	20	40	60	80	100 (sat)
Exergia Destruída (MJ/h)	98.76	150.32	186.85	239.41	305.87	382.84
Eficiência (%)	66.66	56.78	51.38	45.20	39.23	34.02
Wmin de separação (MJ/h)	197.48	197.44	197.45	197.45	197.47	197.43
Razão de Refluxo do Topo	1.8167	2.7737	3.4452	4.2227	5.0824	5.9948
Razão de Refluxo do Fundo	1.0694	1.0575	0.94355	0.85067	0.77578	0.71505
Calor Cedido (MJ/h)	1547.6	1530.7	1367.3	1234	1126.5	1039.2
Calor Recuperado (MJ/h)	1228.9	1646.6	1939.6	2278.8	2654.1	3051.9
Calor do Trocador (MJ/h)	0	434.61	890.93	1363.3	1846	2331.5

ANEXO 2 – Modelo base do programa desenvolvido:

```
function [DB, Wmin, eff, Pratos, RR, QC, QR] = yeo_14_(LB)
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
% 0 - Descrição:
```

```
% Coluna com 4 componentes: Propano/Butano, Pentano e Hexano
```

```
% Composição: [.3 .3 .2 .2]
```

```
% Vazão de alimentação 100 kmol/h
```

```
% Pressão: 12 bar
```

```
% Recuperação do chave leve de 95%
```

```
% Composição de saída do topo: [.95 .05 .0 .0]
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%%
```

```
% 1.0 - Coletando os dados
```

```
% 1.1 - Dados das correntes
```

```
dados = []; % Aqui entra-se com os dados das correntes da simulação
```

```
F = [dados(1,:)];
```

```
D = [dados(2,:)];
```

```
B = [dados(3,:)];
```

```
% 1.2 - Dados da coluna
```

```
% Aqui abaixo, entra-se com os dados dos equipamentos da simulação
```

```
QC = [];
```

```
tc = [];
```

```
TC = (tc(2) + tc(1))/2;
```

```
QR = [];
```

```
tr = [];
```

```
TR = (tr(2) + tr(1))/2;
```

```
% Aqui abaixo, entra-se com o número de pratos e a Razão de refluxo
```

```
Pratos = [];
```

```
RR = [];
```

```
T0 = 298;
```


% 1.3 - Coletando dados necessários

T = [F(2); D(2); B(2)];

P = [F(3); D(3); B(3)];

Vazao = [F(4); D(4); B(4)];

H = [F(7); D(7); B(7)];

S = [F(8); D(8); B(8)];

% 1.4 - Passando a temperatura para Kelvin

T = T + 273;

TC = TC + 273;

TR = TR + 273;

Tcol = (T(2) + T(3))/2;

% 2.0 - Calculando

% 2.1 - Balanço de energia

termo_entradaU = Vazao(1).*H(1) + QR;

termo_saidaU = Vazao(2).*H(2) + Vazao(3).*H(3) + QC;

Qext = termo_entradaU - termo_saidaU;

% 2.2 - Balanço de entropia

termo_entradaS = Vazao(1).*S(1) + QR./TR;

termo_saidaS = Vazao(2).*S(2) + Vazao(3).*S(3) + QC./TC ...

+ Qext./Tcol;

STOTAL = termo_saidaS - termo_entradaS;

LW = T0.*STOTAL;

% 2.3 - Balanço de exergia

deltaB_massa = Vazao(1).*(H(1) - T0*S(1)) - Vazao(2).*(H(2) - T0*S(2)) ...

- Vazao(3).*(H(3) - T0*S(3));

deltaB_calor = QR.*(1 - T0/TR) - QC.*(1 - T0/TC) - Qext*(1 - T0/Tcol);

$DB = \text{deltaB_massa} + \text{deltaB_calor};$

% 2.4 - Trabalho minimo de separação

$W_{\text{min}} = -\text{deltaB_massa};$

% 2.5 - Eficiência exergética

$\text{eff} = W_{\text{min}} / (W_{\text{min}} + DB);$