



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

RODRIGO ORGEDA DA SILVA

ESTUDO COMPARATIVO ENTRE O USO DE REFERVEDORES E
INJEÇÃO DIRETA DE VAPOR EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Maringá – PR – Brasil

Maio de 2013



UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

**ESTUDO COMPARATIVO ENTRE O USO DE REFERVEDORES E
INJEÇÃO DIRETA DE VAPOR EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO**

RODRIGO ORGEDA DA SILVA

Engenheiro de Alimentos, UEM, 2010.

Orientador: Prof. Dr. Oswaldo Curty da Motta Lima.

Dissertação de Mestrado submetida à
Universidade Estadual de Maringá,
como parte dos requisitos necessários à
obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Química, na área de
Desenvolvimento de Processos.

Maringá – PR – Brasil

Maio de 2013

Dados Internacionais de Catalogação-na-Publicação (CIP)
(Biblioteca Central – UEM, Maringá – PR., Brasil)

S586e	<p>Silva, Rodrigo Orgeda da</p> <p>Estudo comparativo entre o uso de refervedores e injeção direta de vapor em colunas de destilação / Rodrigo Orgeda da Silva. -- Maringá, 2013.</p> <p>75 f. : il.</p> <p>Orientador: Prof. Dr. Oswaldo Curty da Motta Lima.</p> <p>Dissertação (mestrado) - Universidade Estadual de Maringá, Centro de Tecnologia, Departamento de Engenharia Química, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, 2013.</p> <p>1. Etanol - Coluna de destilação. 2. Injeção direta de vapor. 3. Refervedores. I. Lima, Oswaldo Curty da Motta, orient. II. Universidade Estadual de Maringá. Centro de Tecnologia. Departamento de Engenharia Química. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química. III. Título.</p> <p>CDD 22.ed. 662.6692</p>
-------	---

UNIVERSIDADE ESTADUAL DE MARINGÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Esta é a versão final da Dissertação de Mestrado apresentada por Rodrigo Orgeda da Silva perante a Comissão Julgadora do Curso de Mestrado em Engenharia Química em 24 de maio de 2013.

COMISSÃO JULGADORA



Prof. Dr. Oswaldo Curty da Motta Lima
Orientador / Presidente



Profª Drª Rita de Cássia Bergamasco
Membro



Prof. Dr. Luiz Mario de Matos Jorge
Membro

AGRADECIMENTOS

- à minha família, que sempre apoiou minhas decisões e que me fortalece a cada dia para continuar meus estudos com toda a garra e determinação.

- ao professor Oswaldo Curty Motta Lima, por toda a paciência, sabedoria, compreensão e amizade dedicados a mim e a este trabalho.

- ao gerente industrial José Aparecido Sanches, por elucidar-me sobre todas as vantagens e desvantagens apresentadas neste trabalho.

- a professora Miriam Carla B. Ambrosio Ugri, pelo espaço cedido em suas aulas para que eu pudesse ter a experiência e oportunidade de desenvolver meu estágio em docência.

- aos amigos André, Gabriela, Rafael e Taynnara, com quem pude contar em todos os momentos em que precisei, dando o suporte necessário para que eu pudesse concluir este trabalho.

- aos demais colegas com quem partilhei as dúvidas, ideias e dificuldades nesses dois anos de pesquisa.

- a secretária Marilza, pelos auxílios que tanto contribuíram nessa caminhada.

- a CAPES, Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, pela bolsa e suporte financeiro concedido durante o desenvolvimento do trabalho.

“A tarefa não é tanto ver aquilo que ninguém viu, mas pensar o que ninguém ainda pensou sobre aquilo que todo mundo vê.” (Arthur Schopenhauer)

ESTUDO COMPARATIVO ENTRE O USO DE REFERVEDORES E INJEÇÃO DIRETA DE VAPOR EM COLUNAS DE DESTILAÇÃO

AUTOR: RODRIGO ORGEDA DA SILVA

ORIENTADOR: PROF. DR. OSWALDO CURTY DA MOTTA LIMA.

Dissertação de Mestrado; Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química; Universidade Estadual de Maringá; Av. Colombo, 5790, BL E46 – sala 11; CEP: 87020-900 - Maringá – PR, Brasil, defendida em 24 de Maio de 2013.

RESUMO

A destilação é uma ferramenta de separação de componentes que consiste na vaporização de um líquido, ou de uma mistura de líquidos, seguida de imediata condensação dos vapores produzidos, podendo ser executada por dois principais métodos. O primeiro método é baseado na produção de um vapor por ebulição da mistura líquida a ser separada e condensação sem permitir que qualquer líquido volte à coluna de destilação. Então, não há refluxo. O segundo método é baseado no retorno de parte do condensado para a coluna de destilação em condições tais que este líquido retornando é colocado em contato direto com os vapores que estão se direcionando para o condensador. Qualquer um destes métodos pode ser conduzido como um processo contínuo ou em batelada. O aquecimento da coluna de destilação pode ser feito por duas maneiras: injeção direta de vapor e uso de refervedores. Refervedores são trocadores de calor normalmente utilizados para fornecer calor para a parte inferior de colunas de destilação industrial. Eles fervem o líquido da parte inferior de uma coluna de destilação para produzir os vapores que são retornados para a coluna de destilação. O objetivo deste trabalho foi comparar três projetos de colunas de destilação de álcool, usando, para o aquecimento da coluna, injeção direta de vapor, refervedor parcial ou refervedor total. Primeiramente, desenvolveram-se balanços de massa e energia para os casos de aquecimento direto e indireto para uma coluna de esgotamento. Depois, calculou-se a variação do número de pratos em ambos os tipos de aquecimento. Com os valores obtidos por meio do sistema de equações, dimensionou-se a área dos refervedores parcial e total. Além disso, fez-se uma análise de viabilidade financeira do projeto. Uma pesquisa de campo em uma usina em operação foi realizada a fim de fornecer informações que ajudaram no dimensionamento dos refervedores e sustentaram, de forma mais realista, a discussão final das vantagens e desvantagens deste projeto. Resultados sobre o estudo de caso mostraram que é possível haver uma redução de quase 17% da quantidade de vinhaça e 1,8% da quantidade de

vapor. Por ter havido diminuição na quantidade de vapor, pode-se estimar o tempo de retorno do investimento de aproximadamente dois anos. Neste cenário, o refulvedor parcial se mostrou mais viável que o refulvedor total, já que promove mais um estágio de separação, podendo aumentar a eficiência da coluna, e possui custo de aquisição menor que o refulvedor total. Assim, pode-se afirmar, tanto no aspecto ambiental como financeiro, que é vantajoso realizar a substituição proposta neste projeto.

PALAVRAS-CHAVES: destilação, injeção direta de vapor, refulvedores.

A COMPARATIVE STUDY BETWEEN THE USE OF REBOILERS AND DIRECT STEAM INJECTION IN DISTILLATION COLUMNS

AUTHOR: RODRIGO ORGEDA DA SILVA

SUPERVISOR: PROF. DR. OSWALDO CURTY DA MOTTA LIMA.

Master Thesis; Chemical Engineering Graduate Program; State University of Maringa; Av. Colombo, 5790, Bl. E46 – classroom number 11; CEP: 87020-900 – Maringa – PR, Brazil, presented on May 24th, 2013.

ABSTRACT

Distillation is a tool for the separation of components that consists in vaporization of a liquid, or a mixture of liquids, followed by immediate condensation of the vapors produced; it may be performed by two main methods. The first method is based on the production of a vapor by boiling the liquid mixture to be separated and condensing the vapors without allowing any liquid to return to the still. There is then no reflux. The second method is based on the return of part the condensate to the still under such conditions that this returning liquid is brought into intimate contact with the vapors on their way to the condenser. Either of these methods may be conducted as a continuous process or as a batch process. The heating of the still can be done in two ways: direct steam injection and use of reboilers. Reboilers are heat exchangers commonly used to provide heat to the bottom of distillation columns industry. They boil the liquid of the bottom of a distillation column to produce vapors which are returned to the still. The aim of this work was to compare three alcohol distillation columns projects, using for the column heater, direct steam injection, partial or total reboiler. First, it was developed mass and energy balances for the cases of direct and indirect heating for the distillation column in a stripping section. Then, it was calculated the variation of the number of plates in both types of heating. With the values obtained by the system of equations, the area of partial and total reboilers was dimensioned. Besides, an analysis of the financial project viability was made. A field research on a plant in operation was undertaken to provide information that helped in the design of reboilers and sustained, more realistically, the final discussion of the advantages and disadvantages of this project. Results about the study of case showed that it is possible to have a reduction of almost 17% of the amount of stillage and 1,8% of the amount of steam. Because there was a decrease in the amount of steam, it was possible estimate the payback time of approximately two years. In this scenario, the partial reboiler proved to be more viable than the total one, since promotes a

separation stage, which can increase the efficiency of the column, and has lower cost than the total reboiler. Thus, it can be stated, in both financial and environmental aspects, it is advantageous to carry out the change proposed in this project.

KEYWORDS: distillation, direct steam injection, reboilers.

Sumário

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO, OBJETIVOS E JUSTIFICATIVAS	16
1.1 INTRODUÇÃO	16
1.2 OBJETIVOS	17
1.2.1 Objetivo Geral	17
1.2.2 Objetivos Específicos	17
1.3 JUSTIFICATIVAS	17
CAPITULO II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	19
2.1 ASPECTOS DO PROCESSAMENTO DE CANA-DE-AÇÚCAR NO BRASIL	19
2.1.1 Políticas de Incentivo ao Setor Canavieiro	22
2.1.2 Processo Industrial do Álcool Hidratado	23
2.1.3 Tratamento da Vinhaça	25
2.2 DESTILAÇÃO	28
2.2.1 Destilação Flash	28
2.2.2. Destilação Contínua com Retificação	29
2.2.3 Cálculo de Colunas de Destilação Binária.....	31
2.3 CALOR FORNECIDO A COLUNA DE DESTILAÇÃO	32
2.3.1 Trocadores de Calor.....	33
2.3.1.1 Refervedores	34
2.3.2 Injeção Direta de Vapor.....	36
CAPITULO III – METODOLOGIA	37
3.1 PRIMEIRA ETAPA: BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA.....	37
3.1.1 Colunas de Destilação com Injeção Direta de Vapor	38
3.1.2 Colunas de Destilação com Uso de Refervedores	39
3.2 SEGUNDA ETAPA: CÁLCULO DO NÚMERO DE PRATOS.....	42
3.3 TERCEIRA ETAPA: DIMENSIONAMENTO DO REFERVEDOR.....	42
3.4 QUARTA ETAPA: ANÁLISE DE CUSTO	44
3.5 QUINTA ETAPA: PESQUISA DE CAMPO	44
CAPITULO IV – ESTUDO DE CASO	45

4.1 RESULTADOS A PARTIR DOS BALANÇOS.....	47
4.2 NÚMERO DE PRATOS	48
4.3 DIMENSIONAMENTO DO REFERVEDOR.....	48
4.3 ANÁLISE DE CUSTO	50
CAPITULO V	54
5.1 CONCLUSÕES.....	54
5.1.1 Vantagens da Substituição da Injeção Direta de Vapor Pelo Uso de Refervedores	54
5.1.2 Desvantagens da Substituição da Injeção Direta de Vapor Pelo Uso de Refervedores	55
5.1.3 Discussão final.....	56
CAPITULO VI.....	57
CAPITULO VII.....	58
ANEXO I.....	61
A.1 BALANÇO MATERIAL NA COLUNA	61
A.2 LINHAS DE OPERAÇÃO.....	62
A.2.1 Razão de refluxo	63
A.3 BALANÇO TÉRMICO EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	64
A.3.1 Balanço Material e Térmico no Condensador	64
A.3.2 Balanço Térmico na Seção de Retificação	65
A.3.3 Balanço Térmico na Seção de Esgotamento.....	66
A.3.4 Balanço Térmico Global.....	67
A.4 MÉTODO GRÁFICO DE MCCABE-THIELE	68
A.4.1 Determinação Gráfica do Número de Pratos Teóricos	70
A.4.2 Colunas de Esgotamento Com Uso de Refervedor e Injeção Direta de Vapor	73
A.5 FIGURA DO DIAGRAMA DE EQUILÍBRIO ETANOL-ÁGUA	75

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1 Projeções para 2008/2012 baseadas nas capacidades de produção e metas divulgadas nos principais países produtores (UNICA, 2008).	20
Figura 2.2 Produção brasileira de cana-de-açúcar, açúcar e etanol (UNICA, 2008).	20
Figura 2.3 Evolução do mercado brasileiro de etanol (UNICA, 2008).	21
Figura 2.4 Quantidade de vinhaça por quantidade de álcool produzido (NETO, 2009).	26
Figura 2.5 Planta para a destilação Flash (McCABE, 2000).	29
Figura 2.6 Coluna de destilação fracionada contínua com seção de retificação e esgotamento (McCABE, 2000).	31
Figura 2.7 Exemplo de um trocador de calor casco e tubo (SILVA, 2009).	33
Figura 2.8 Refervedor parcial tipo Kettle (TERRON, 2012).	35
Figura 2.9 Refervedor total tipo Termosifão (TERRON, 2012).	36
Figura 3.1 Esquema de uma coluna de esgotamento com injeção direta de vapor.	38
Figura 3.2 Coluna de esgotamento operando com refervedor parcial.	40
Figura 3.3 Coluna de esgotamento operando com refervedor total.	40
Figura 4.1 Caso de coluna de destilação com injeção direta de vapor usada como base para comparação com o uso de refervedores (MARQUINI, 2007).	45
Figura 4.2 Comparação dos dados da relação da área de troca térmica pelo preço dos refervedores, com linearização do refervedor total.	51
Figura 4.3 Comparação dos dados da relação da área de troca térmica pelo preço dos refervedores, com ajuste da curva do refervedor parcial.	51
Figura A.1 Diagrama de um balanço material para uma coluna contínua fracionada usando refervedor parcial (McCABE adaptado, 2000).	61
Figura A.2 Diagrama do balanço material para o prato de topo e condensador total: (a) prato de topo; (b) condensador total (McCABE adaptado, 2000).	64
Figura A.3 Retas de operação de retificação e esgotamento (MOTTA LIMA, 2012).	71
Figura A.4 Curva de equilíbrio com as linhas de operação (MOTTA LIMA, 2012).	72
Figura A.5 Comparação da diferença do número de pratos entre o uso de refervedores e injeção direta de vapor pelo método gráfico de McCabe-Thiele.	74
Figura A.6 Diagrama de equilíbrio etanol-água.	75

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1 Valores representativos do coeficiente global de troca de calor (COPPETI, 2013).	43
Tabela 4.1 Comparação entre os valores reais do estudo de caso e o sistema de equações proposto.	47
Tabela 4.2 Comparação entre injeção direta de vapor e uso de refulvedores.....	48
Tabela 4.3 Valores da área de troca térmica em relação ao intervalo dos valores do coeficiente global de transferência de calor.	49
Tabela 4.4 Preços dos refulvedores parcial e total em relação à área de troca térmica.....	50
Tabela 4.5 Custo mensal da economia de vapor.....	52

NOMENCLATURA

A_r	Área de troca térmica do refeedor
B	Vazão do produto de fundo
D	Vazão do destilado
F	Vazão de alimentação
h_B	Entalpia do produto de fundo
h_C	Entalpia do refluxo
h_{cd}	Entalpia do condensado
h_D	Entalpia do destilado
h_F	Entalpia da alimentação
h_f	Entalpia de água fria que entra no condensador
h_{m-1}	Entalpia do líquido recebida pelo prato de ordem m do prato de ordem $m - 1$ na seção de esgotamento
h_n	Entalpia que desce do prato n para o prato $n + 1$ na seção de retificação
h_q	Entalpia da água quente que sai do condensador
H_m	Entalpia do vapor que sai do prato m para o prato de ordem $m - 1$
H_{n+1}	Entalpia do vapor que sai do prato $n + 1$ para o prato n na seção de retificação
H_W	Entalpia do vapor injetado
H_{Vp}	Entalpia do vapor de água de aquecimento para o refeedor
H_1	Entalpia do produto de topo
L	Vazão molar do líquido na seção de retificação
L_C	Refluxo externo da torre
L_m	Vazão de líquido que desce do prato m para o prato $m + 1$ na seção de esgotamento
L_{m-1}	Vazão de líquido recebida pelo prato de ordem m do prato de ordem $m - 1$ na seção de esgotamento
L_n	Vazão de líquido que desce do prato n para o prato $n + 1$ na seção de retificação
L'	Vazão molar do líquido na seção de esgotamento
$MLDT$	Média logarítmica de diferença de temperatura
P_a	Vazão que entra e sai do condensador
P_{Vp}	Vazão de vapor de aquecimento para o refeedor
q	Perda de calor da coluna para o exterior

q_C	Quantidade de calor perdida pelo fluxo V_1 no condensador
q_F	Reta da alimentação
q_r	Calor trocado no refeedor
q_1	Calor perdido pelo condensador devido a isolamentos imperfeitos
q_2	Calor perdido pelas paredes da coluna e do condensador
q_3	Calor perdido pelas paredes da coluna e do refeedor
R_D	Razão de refluxo do destilado
R_V	Razão de refluxo do vapor para um prato n
ROE	Reta de operação da seção de esgotamento
ROR	Reta de operação da seção de retificação
U	Coefficiente global de transferência de calor
V_m	Vazão de vapor que sai do prato m para o prato de ordem $m - 1$
V_{m+1}	Vazão de vapor que sai do prato $m + 1$ para o prato m na seção de esgotamento
V_{n+1}	Vazão de vapor que sai do prato $n + 1$ para o prato n na seção de retificação
V_1	Vazão do produto de topo
V'	Vazão molar do vapor na seção de esgotamento
w	Vazão de vapor usado no refeedor
W	Vazão de vapor
x_B	Concentração molar do produto de fundo
x_C	Composição do refluxo no componente mais volátil
x_D	Concentração molar do destilado
x_F	Concentração molar da alimentação
x_m	Concentração molar de líquido que desce do prato m para o prato $m + 1$ na seção de esgotamento
x_n	Concentração molar de líquido que desce do prato n para o prato $n + 1$ na seção de retificação
x_1	Composição do líquido do primeiro prato da torre
x_2	Composição do líquido do segundo prato da torre
y_{m+1}	Concentração molar de vapor que sai do prato $m + 1$ para o prato m na seção de esgotamento
y_{n+1}	Concentração molar de vapor que sai do prato $n + 1$ para o prato n na seção de retificação

y_w	Concentração molar do vapor
y_1	Concentração molar do vapor de produto de topo
y_2	Concentração molar do vapor do segundo prato da torre
λ	Entalpia específica de vaporização
λ_n	Entalpia específica de vaporização no prato de ordem n

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO, OBJETIVOS E JUSTIFICATIVAS

1.1 INTRODUÇÃO

A operação de separação de componentes de uma mistura por destilação tem uma longa história. A descoberta deste processo é creditada aos chineses durante a dinastia de Chou (221 a 1122 D.C.). Desde então, a produção de bebidas destiladas evoluíram juntamente com o progresso da civilização (LOCKET, 1986).

Embora a produção de bebidas alcoólicas tenha uma grande importância no descobrimento e desenvolvimento da operação de destilação, hodiernamente, a sua utilização é bastante difundida, também, em indústrias químicas e de petróleo, mesmo havendo um grande consumo de energia requerido (LOCKET, 1986).

Para Ramchandran (1995), destilação é a mais importante técnica de separação da indústria de processos em todo o mundo. Nos Estados Unidos, por exemplo, contam-se mais de 40.000 colunas de destilação que consomem 3% de toda a energia utilizada naquele país.

O Brasil é o maior produtor de cana-de-açúcar do mundo, seguido pela Índia, China e Tailândia, respondendo por aproximadamente 45,0% da produção mundial de etanol. A cultura da cana-de-açúcar produziu 21,2 bilhões de litros de etanol em 2007 e 2008, dos quais mais de 2 bilhões foram destinados à exportação (IBGE, 2007).

Segundo Gonçalves (2005), o setor privado gerencia a produção e o processamento de cana-de-açúcar no Brasil. Este setor obtém os menores custos de produção de todo o mundo, tanto de açúcar, como de álcool, despontando como um segmento altamente competitivo no mercado internacional.

A produção de álcool no Brasil representa um terço de todo álcool consumido no mundo. São produzidos dois tipos de álcoois para uso como combustível: o anidro, misturado à gasolina, e o hidratado, usado como combustível puro (AZEVEDO, 2012).

Por outro lado, com o aumento da produção de etanol, gera-se, conseqüentemente, uma maior produção de vinhaça. Com esse aumento da produção de vinhaça, faz-se necessário pensar em alternativas de utilização da mesma ou buscar processos que diminuam sua quantidade produzida e, portanto, minimize possíveis impactos ambientais.

Assim, analisar o processo de destilação pode ter um impacto significativo na redução de consumo de energia, na melhora da qualidade do produto e na proteção dos recursos ambientais.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo Geral

- Comparar, técnica e economicamente, três projetos de colunas de destilação, usando, para o aquecimento da coluna, injeção direta de vapor, refeedor parcial e refeedor total.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Desenvolver, por meio de balanço de massa e de energia, um sistema de equações que permita determinar o valor dos parâmetros encontrados na coluna de destilação usando injeção direta de vapor ou refeedor.
- Encontrar o número de pratos de ambas as configurações de colunas de destilação, utilizando do método gráfico de McCabe-Thiele.
- Dimensionar a área de troca térmica dos refeedores parcial e total de forma que estes realizem o mesmo processo quando substituïrem o aquecimento direto.
- Orçar o custo de compra dos refeedores, além da variação do custo mensal de vapor a fim de analisar a viabilidade financeira do projeto.
- Realizar uma pesquisa de campo para levantar dados que auxiliem no orçamento dos refeedores e que sustentem, de forma prática, a discussão das vantagens e desvantagens deste trabalho.

1.3 JUSTIFICATIVAS

A destilação é um dos métodos industriais mais importantes dentre os utilizados atualmente para separar os diversos componentes de uma mistura.

Atualmente nas usinas, a tecnologia tradicional apresenta altos níveis de desenvolvimento prático em diversas etapas de produção, entretanto, ainda há um vasto campo a ser explorado, principalmente relacionado à melhoria de processos, integração energética e cogeração de energia.

Devido a essa necessidade de aprimorar as condições operacionais e os equipamentos de plantas químicas visando à redução dos custos tanto da energia necessária para o funcionamento, quanto do custo de capital de implantação, o estudo comparativo de processos e projetos tornou-se uma ferramenta de fundamental importância nos dias de hoje.

No caso do desenvolvimento de novos processos, a análise de uma planta, comparando projetos, pode muitas vezes indicar de antemão se a mesma é ou não técnica e economicamente viável. Já para plantas em operação, pode auxiliar na otimização das condições operacionais com vistas à obtenção de produtos de melhor qualidade e à redução do consumo de energia e de outras perdas de processo.

CAPITULO II - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 ASPECTOS DO PROCESSAMENTO DE CANA-DE-AÇÚCAR NO BRASIL

A cana-de-açúcar chegou ao Brasil, trazida da África, por intermédio de Martin Afonso de Souza em 1532. A planta se espalhou rapidamente devido ao solo fértil e ao clima tropical, ideal para o cultivo. Como o Brasil ainda era colônia de Portugal e o açúcar tinha alto preço na Europa, Portugal lucrava com o repasse do produto cultivado aqui. A principal região produtora de cana-de-açúcar e etanol, na época, era a Capitania Hereditária de Pernambuco (AZEVEDO, 2012).

No período que vai do início das civilizações até meados do século XIX, a principal fonte de energia utilizada foi a Biomassa. Em 1850, aproximadamente 85% da energia utilizada tinham como fonte a madeira, o carvão e outros produtos de origem vegetal. Atualmente, com a predominância do petróleo e o aumento no consumo de outras fontes de energia, a biomassa fica responsável por cerca de 10% do consumo mundial (SOUZA, 2010).

Devido à preocupação em reduzir a emissão dos gases do efeito estufa, responsáveis pelo aquecimento global, tem-se buscado a substituição dos combustíveis fósseis por novas fontes de energia mais limpa e que permitam um desenvolvimento sustentável (AZEVEDO, 2012).

Neste contexto, o Brasil vem se destacando com a produção de etanol a partir da cana-de-açúcar. O etanol é uma fonte de energia natural, limpa, renovável e sustentável, podendo ser produzido a partir de várias matérias-primas, como milho, trigo, beterraba e cana-de-açúcar (AZEVEDO, 2012).

No Brasil, o etanol substitui pouco mais de metade da gasolina que seria usada se não houvesse o uso em larga escala do etanol. É interessante também destacar o uso do bagaço da cana para gerar eletricidade e que pode alcançar, até 2020, um nível de produção comparável à produção da usina de Itaipu (SOUZA, 2010).

O Brasil é o maior produtor mundial de cana-de-açúcar. Em 2007/2008, a produção atingiu um volume recorde de cerca de 496 milhões de toneladas de cana-de-açúcar, processados em cerca de 350 usinas sediadas em todo o país. Destas, cerca de 230 são usinas e destilarias que produzem tanto açúcar como etanol, enquanto por volta de 100 produzem apenas etanol (UNICA, 2008). A Figura 2.1 mostra a comparação do Brasil com outros países em relação à produção de etanol.

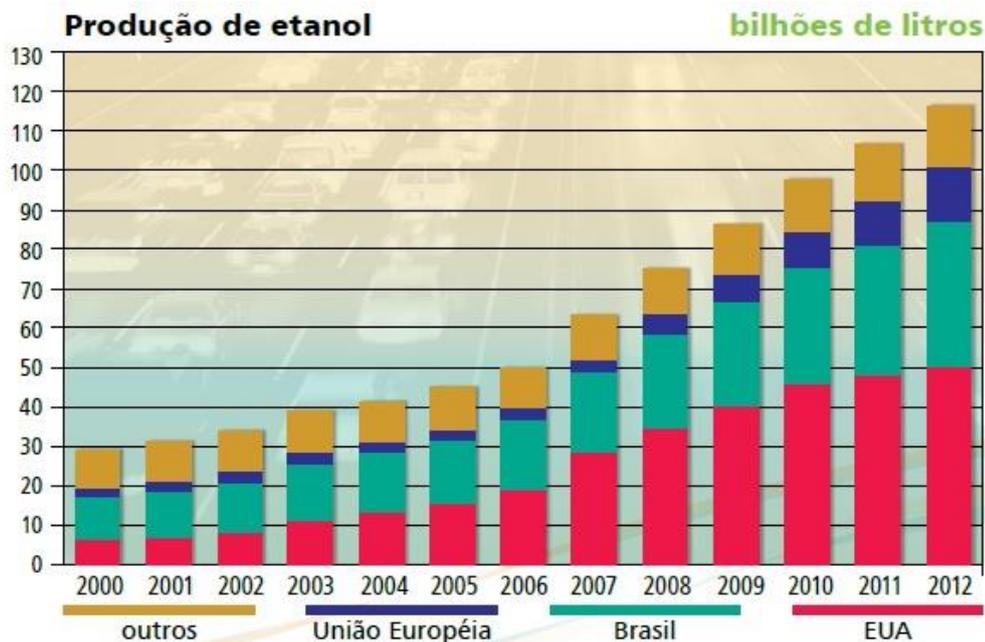


Figura 2.1 Projeções para 2008/2012 baseadas nas capacidades de produção e metas divulgadas nos principais países produtores (UNICA, 2008).

Ao final da safra 2007/08, a cana-de-açúcar ocupava 7,8 milhões de hectares, isso significa 2,2% do total de terras cultiváveis do Brasil. É cultivada principalmente no Sudeste e Nordeste brasileiros, com dois períodos diferentes de colheita: de abril a dezembro, na região Nordeste. Um pouco mais de 85% da produção total é feita no Centro-Sul. O estado de São Paulo produz aproximadamente 60% da cana-de-açúcar brasileira (UNICA, 2008). A produção de todas as regiões é mostrada na Figura 2.2.

REGIÃO/ESTADO	PRODUÇÃO DE CANA (milhões de toneladas)	% DO TOTAL	PRODUÇÃO DE AÇÚCAR (milhões de toneladas)	PRODUÇÃO DE ETANOL (bilhões de litros)
Sudeste	339,8	68,54%	21,56	15,49
São Paulo	296,3	59,76%	19,11	13,35
Minas Gerais	35,7	7,20%	2,12	1,78
Centro-Oeste	50,9	10,27%	2,10	2,98
Goiás	21,1	4,26%	0,95	1,21
Mato Grosso	14,9	3,01%	0,54	0,89
Mato Grosso do Sul	14,9	3,01%	0,62	0,88
Nordeste	63,7	12,85%	4,79	2,15
Alagoas	29,4	5,93%	2,52	0,85
Pernambuco	19,8	3,99%	1,68	0,51
Sul	40,5	8,17%	2,51	1,87
Paraná	40,4	8,15%	2,51	1,86
Norte	0,9	0,18%	0,04	0,04
TOTAL	495,8	100%	31,00	22,53

Figura 2.2 Produção brasileira de cana-de-açúcar, açúcar e etanol (UNICA, 2008).

A receita bruta anual dos setores de açúcar e etanol gira em torno de US\$ 20 bilhões. Em 2007/08, cerca de 54% deste valor foi gerado pelas vendas de etanol, 44% pela venda de açúcar, e os 2% restantes pela bioeletricidade vendida no mercado interno. Das vendas de açúcar, 35% foram dirigidas ao mercado interno e 65% à exportação, enquanto nas vendas de etanol predominou fortemente o mercado interno, que gerou 85% das receitas contra 15% para as exportações (UNICA, 2008). A Figura 2.3 apresenta a evolução do mercado de etanol brasileiro, abrangendo os aspectos de produção, mercado interno e exportações.

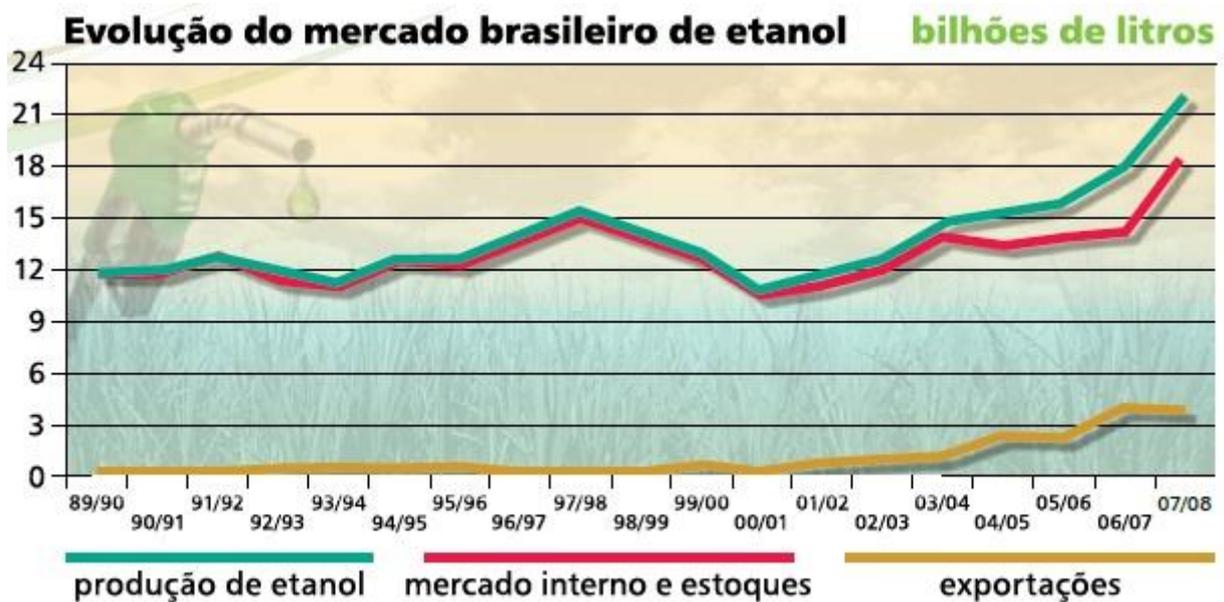


Figura 2.3 Evolução do mercado brasileiro de etanol (UNICA, 2008).

Alguns estados brasileiros diminuem ou eliminam a vantagem econômica que o etanol tem em relação à gasolina. Mesmo assim, o uso do etanol é mais viável em termos ambientais por poluir menos, pois é um combustível limpo. Para Souza (2010), a cana-de-açúcar apresenta as seguintes vantagens:

- A cana-de-açúcar é uma matéria-prima renovável, de crescimento rápido e corte anual, possui elevado poder de absorção e fixação do principal responsável pelo aquecimento global, que é o gás carbônico (CO₂) presente na atmosfera. Por ser uma planta com ciclo de produção de cinco anos, a cana requer quantidade reduzida de fertilizantes e defensivos agrícolas, produtos que consomem combustíveis fósseis na sua produção.

- A arquitetura e as características de suas raízes possibilitam uma captura eficiente de nutrientes e uma absorção eficaz de carbono do solo, fatores que também minimizam a geração de gases causadores do efeito estufa. Nas condições existentes no Brasil, a produção do etanol de cana apresenta elevada eficiência energética, pois requer consumo muito baixo de energia fóssil, o que também contribui para a redução da emissão de gases de efeito estufa. Pode-se dizer que cada unidade de energia fóssil consumida no ciclo de produção do etanol gera mais de 8 unidades de energia renovável, valor que no futuro pode chegar a 11 unidades. Segundo o Departamento de Energia dos EUA, a produção de gasolina e de diesel, além de não produzir energia renovável, apresenta eficiência energética negativa, ou seja, cada unidade de energia fóssil consumida no ciclo de produção gera em torno de 0,8 unidades de energia fóssil. De acordo com a Agência Internacional de Energia, a produção e o uso do etanol no Brasil permite reduzir em mais de 80% a emissão de gases de efeito estufa em relação à gasolina.

2.1.1 Políticas de Incentivo ao Setor Canavieiro

Para Azevedo (2012), o Brasil vem se destacado mundialmente em relação à produção e ao consumo de etanol. Isto se deve, principalmente, a criação do Proálcool (Programa Nacional do Álcool) em 14 de novembro de 1975. Este programa divide-se nas seguintes cinco fases:

- A fase inicial (1975 a 1979) visou o aumento da produção de álcool anidro para ser adicionado à gasolina.
- O período de 1980 a 1986 foi denominado “Fase de Afirmação”. Esta fase foi responsável pela fixação do programa, e para isso, foram criados o CNAL (Conselho Nacional do Álcool) e a CENAL (Comissão Executiva Nacional do Álcool). Ao término desse período, as metas do governo, em relação ao aumento da produção de carros a álcool no Brasil, também aumentaram.

- De 1986 a 1995 o programa passou por uma fase de estagnação ocasionada pela queda nos preços do petróleo. Com isso a produção interna de etanol não teve crescimento, mas os consumidores continuaram optando por ele devido ao preço atrativo e à redução de impostos para veículos movidos a esse tipo de combustível. Para solucionar os problemas de abastecimento de álcool foi criada a MEG (uma mistura composta por 60% de etanol hidratado, 34% de metanol e 6% de gasolina).
- Na “Fase de Redefinição” (1995 a 2000), o álcool, anidro e hidratado, tinha seus preços adaptados à oferta e à procura. Em 21 de agosto de 1997, foi criado o CIMA (Conselho Interministerial do Açúcar e do Álcool). Com os incentivos e a determinação para o uso do álcool hidratado em alguns veículos leves, surgiu a “frota verde”, o que causou debates econômicos e ambientais.
- Na fase atual, o Brasil tem expandido as áreas de plantio de cana para aumentar a oferta de álcool combustível. Esta expansão se deve, principalmente, à criação do motor “flex fuel”, que faz com que o automóvel possa ser movido a álcool, gasolina ou a mistura dos dois. Neste caso, muitos consumidores optam pelo álcool devido ao preço.

2.1.2 Processo Industrial do Álcool Hidratado

Comumente, a produção de álcool etílico hidratado opera da seguinte maneira. A cana ao chegar à indústria é pesada em balança própria. Essa medida é importante para os futuros balanços materiais e financeiros a serem realizados. A seguir, é descarregada por guinchos, sendo uma parte armazenada para ser moída a noite, quando não há transporte e a outra é descarrega diretamente na mesa alimentadora onde é lavada para ser industrializada. A lavagem é importante, pois a cana vem da lavoura trazendo consigo muitas sujidades, que iriam prejudicar o restante do processo (UDOP, 2012).

Lavada a cana, a esteira vai transportá-la até o picador, que corta a cana em pedaços e a seguir ao desfibrador, que irá abrir as células da cana para facilitar a próxima etapa, a extração do caldo. Essa extração é feita nas moendas, no total, a cana passa por quatro ternos de moenda para que todo o caldo seja aproveitado. Para que isso ocorra é feita, também, uma embebição d’água após a passagem do primeiro terno. Dessa moagem vai

resultar o caldo de cana e o bagaço. Parte do bagaço será queimada na caldeira, que é a unidade produtora de vapor, gerando toda energia necessária ao complexo industrial, e uma porcentagem é hidrolisada servindo para ração animal (UDOP, 2012).

O caldo passa por uma peneira que separa o caldo e o bagacilho. Quase todos os açúcares existentes na cana estarão neste caldo, que é misto e bombeado para os aquecedores que estão entre 90° e 105°C, seguindo para o decantador, onde ocorre a decantação das impurezas nele contidas, resultando em um caldo clarificado com o gás proveniente da queima do enxofre e o lodo para a recuperação do caldo nele existente, por meio de filtros rotativos a vácuo, retirando-se, assim, o caldo limpo e a torta, a qual é enviada para lavoura como adubo, pois é rica em sais minerais. O caldo clarificado é bombeado para um tanque de armazenamento, passando a seguir por um trocador de calor, onde é resfriado para então seguir para o processo de fermentação (UDOP, 2012).

A fermentação é o processo que transforma os açúcares em álcool, pela ação das leveduras. As leveduras estão contidas no fermento, que é misturado no caldo, para que todos os açúcares sejam transformados em álcool. A mistura vai ficar nas dornas por volta de 6 a 8 horas. Uma vez fermentado o caldo, obtém-se o vinho, com componentes de natureza líquida, sólida e gasosa (MARQUINI, 2007). Os vinhos industriais possuem, dependendo da natureza e composição do mosto, de 5 a 10% de álcool etílico em volume, tornando-o, do ponto de vista qualitativo, o principal representante entre as substâncias presentes (PAYNE, 1906).

No vinho, a água é a substância que surge em maior proporção, variando de 89 a 94% em volume. Além desses dois componentes, outras substâncias líquidas se fazem presentes em menor proporção, como consequência direta da própria fermentação alcoólica e das condições em que esta se processou. Dentre elas, pode-se destacar os ácidos succínico e acético, a glicerina, o furfural, os álcoois homólogos superiores (amílico, isoamílico, propílico, isopropílico, butílico, isobutílico), o aldeído acético, etc. As substâncias sólidas presentes no vinho se encontram em suspensão e em solução. As primeiras são representadas pelas células de leveduras e bactérias, além de substâncias não solúveis que acompanham o mosto, tal como o bagacilho, dependendo da natureza da matéria-prima utilizada. Os sólidos em solução são representados por açúcares não fermentescíveis, matérias albuminoides, sais minerais e outros. O gás carbônico é o principal componente de natureza gasosa desprendido durante a fermentação, aparecendo em pequena proporção no vinho, embora tenha sido formado em grande quantidade durante o processo fermentativo, desprendendo-se para a atmosfera no decorrer do mesmo (MARQUINI, 2007).

O vinho é centrifugado, separando-se em duas partes: na primeira parte, vamos obter o leite de levedura, que foi o responsável pela transformação. Essa parte será usada em novas fermentações, logo após sofrer um tratamento químico adequado. Além do processo de transformação, uma porcentagem é desidratada servindo para ração animal. Na segunda parte, o vinho delevedurado, que contém de 6% a 8% de álcool, e o restante, impurezas líquidas (UDOP, 2012).

Como o álcool tem um ponto de ebulição menor que o da água, é possível separar os dois por um processo de destilação. Quando o vinho é submetido ao processo de destilação resultam duas frações: a flegma e a vinhaça. O primeiro, produto principal da destilação do vinho, é constituído por uma mistura hidroalcoólica impura, cuja graduação depende do tipo de equipamento utilizado na destilação do vinho. Em função da sua graduação alcoólica varia entre 35 e 65 °GL e classificadas em flegma de baixo grau, quando o teor alcoólico varia entre 35 e 65 °GL e flegma de alto grau, quando o teor é de 90 a 95 °GL. No produto de fundo aparece a vinhaça, parte aquosa do vinho com concentração alcoólica em torno de 0,02 ° GL, que é resultante da fermentação do caldo da cana de açúcar ou melaço, sendo um subproduto para a lavoura, pois é rico em sais minerais, mas que também é um agente poluidor de meio ambiente. Se não for tratada e usada de forma racional, pode poluir os rios, ameaçando a fauna e as populações que se abastecem dessa água (MARQUINI, 2007).

Finalmente, após a destilação, obtém-se o álcool hidratado com grau alcoólico entre 92,6° e 93,8° INPM, para ser utilizado como combustível (UDOP, 2012).

2.1.3 Tratamento da Vinhaça

A produção de etanol é diretamente proporcional à produção de vinhaça. Dependendo da configuração dos equipamentos da destilaria, pode-se produzir de dez a quinze litros de vinhaça por litro de etanol. Sendo que a composição da vinhaça varia de acordo de como o mosto é composto, da mistura de caldo, mel e água (ALBERS, 2007). A Figura 2.4 mostra a taxa de produção de vinhaça por produção de álcool compreendendo os anos de 1997 até 2008.

Com o aumento da produção de vinhaça, precisou-se pensar em alternativas de utilização da mesma, para não mais jogar nos rios como era feito antigamente, o que provocava a morte dos peixes. Começou-se, então, a utilizar a fertirrigação, o que se mostrou uma ótima alternativa, uma vez que esta é utilizada para irrigar a cana, adubando e ao mesmo

tempo aumentando a produtividade. A fertirrigação foi considerada economicamente viável, e por isso, foi a alternativa mais utilizada para o destino da vinhaça, sendo adotada pela maioria das usinas. Várias técnicas de distribuição da vinhaça foram desenvolvidas, como, por exemplo, o canhão hidráulico, o carretel enrolador, a aspersão e a distribuição por caminhão em áreas mais distantes (ALBERS, 2007).

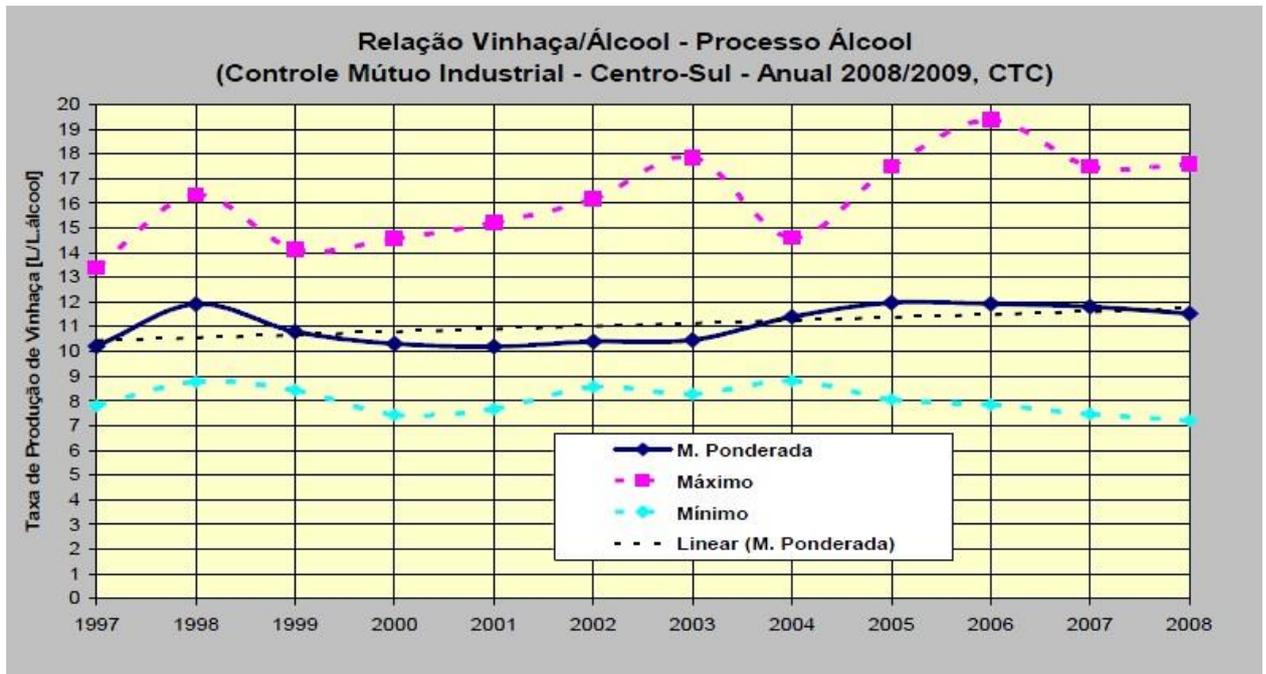


Figura 2.4 Quantidade de vinhaça por quantidade de álcool produzido (NETO, 2009).

Contudo, mesmo diante das vantagens proporcionadas pela adoção da fertirrigação, restam ainda dúvidas quanto à adequação da prática do ponto de vista da proteção dos recursos naturais, principalmente em relação a seus efeitos de longo prazo. O uso de volumes elevados de vinhaça pode aumentar o nível de potássio no caldo da cana. Além disso, há controvérsias sobre a salinização do solo e contaminação de aquíferos subterrâneos. Se os efeitos da descarga da vinhaça sobre os mananciais de superfície são bastante conhecidos a ponto de não mais suscitarem disputas, o mesmo não parece acontecer com os impactos ambientais de sua disposição no solo (CORAZZA, 2000).

Estudos recentes apontam que juntamente com o aumento da produção de vinhaça, teve-se que aumentar o uso desta no solo, gerando diversos problemas (ALBERS, 2007; NETO, 2008; VIANA, 2006). Alguns destes problemas são:

- O uso da vinhaça no solo, em regiões onde o lençol freático é próximo à superfície, acaba sendo contaminado.

- Ao aumentar a capacidade da usina, torna-se necessário uma maior quantidade de cana que nem sempre é da usina, e sim de fornecedores, diminuindo assim a área para aplicação da vinhaça.
- Se a usina comprar novas terras, ela pode ficar em regiões descontínuas e mais distantes, inviabilizando o transporte por tubos ou mesmo pelo caminhão, quando muito distantes.
- Pelas características da vinhaça, esta quando aplicada ao solo, altera a qualidade do mesmo, principalmente quando utilizada em excesso, o que pode causar saturação de alguns nutrientes, principalmente o potássio.

Para evitar a saturação do solo e garantir suas características naturais a Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (Cetesb), em 2005 no estado de São Paulo, criou uma norma, a P4.231, que regulamenta o uso da vinhaça no solo, como por exemplo a quantidade máxima de potássio e como deve ser feito o transporte da vinhaça pelos campos para não se ter problemas com vazamentos da tubulação.

A primeira alternativa para esses problemas é a diminuição da produção de vinhaça. Isso é conseguido dependendo de como é a configuração dos equipamentos da destilaria, com isso pode-se reduzir de 15 para até 10 litros de vinhaça por litro de etanol. Para se reduzir a quantidade de vinhaça, têm-se três possibilidades: o aquecimento indireto da coluna de esgotamento, que recebe o vinho da fermentação, o esgotamento da flegmaça e o aumento do teor alcoólico do vinho (ALBERS, 2007).

No aquecimento indireto o vapor utilizado para aquecer a coluna, é gerado pela sua própria base, com o calor da fonte de vapor externa, não sendo incorporado o condensado deste vapor na vinhaça. Hoje, o que é comumente usado é o refeedor para quando se tem o vapor adequado para isto, de onde se aproveita o condensado para retornar à caldeira da usina. (ALBERS, 2007).

Ainda segundo Albers (2007), o teor alcoólico do vinho influencia na quantidade de retirada da vinhaça da coluna, pois um vinho com teor alcoólico mais baixo significa uma quantidade maior de água e vice-versa. Para se obter um vinho com grau maior é necessário melhorar a fermentação. Outra alternativa para esses problemas da fertirrigação com vinhaça é a concentração por evaporação, que reduz seu volume consideravelmente, pode ser usada para ração animal, aumenta seu poder fertilizante, pode ser queimada em caldeiras especiais gerando energia, e diminui a captação de água da usina, se o condensado retirado da evaporação for tratado e reutilizado no processo.

2.2 DESTILAÇÃO

Destilação é uma operação unitária antiga que tem sido amplamente aplicada há milhares de anos. As primeiras aplicações usavam imperfeitos equipamentos de vaporização e condensação, frequentemente para concentração de conteúdo alcoólico de bebidas. A primeira coluna vertical de destilação contínua foi desenvolvida por Cellier-Blumenthal, em 1813, na França. Pierre introduziu uma versão de pratos com calotas na Inglaterra em 1822. O empacotamento foi usado já em 1820 por uma tecnologia denominada Clement, que usou bolas de vidro em uma destilaria. Coffey desenvolveu a primeira coluna com prato perfurado em 1830. O primeiro livro abordando os fundamentos de destilação foi *La Rectification de l'alcohol* escrito por Enerst Sorel em 1893 (KISTER, 1992).

Durante o primeiro quarto do século XX, a destilação, que era usada apenas para aumentar o teor alcoólico de bebidas, tornou-se a principal técnica de separação da indústria química. Essa expansão acelerada reconheceu a destilação como um efetivo meio de separação de óleo bruto em vários produtos. A partir daí, a aplicação da destilação se espalhou para a maioria dos processos químicos (KISTER, 1992).

A destilação é uma ferramenta de separação de componentes que consiste na vaporização de um líquido, ou de uma mistura de líquidos, seguida de imediata condensação dos vapores produzidos.

Na prática, a destilação pode ser executada por dois principais métodos. O primeiro método é baseado na produção de um vapor por ebulição da mistura líquida a ser separada e condensação sem permitir que qualquer líquido volte à coluna de destilação. Portanto, não há refluxo. O segundo método é baseado no retorno de parte do condensado para a coluna de destilação em condições tais que este líquido retornando é colocado em contato direto com os vapores que estão se direcionando para o condensador. Qualquer um destes métodos pode ser conduzido como um processo contínuo ou em batelada (McCABE, 2000).

2.2.1 Destilação Flash

Destilação Flash consiste na vaporização de uma fração definida do líquido de tal forma que o vapor envolvido está em equilíbrio com o líquido residual, separando o vapor do

líquido e condensando o vapor. A Figura 2.5 mostra os elementos de uma planta de destilação Flash.

A alimentação é bombeada por uma bomba a através do aquecedor b e a pressão é reduzida pela válvula c . A mistura de vapor e líquido entra no separador de vapor d , no qual um tempo suficiente é fornecido para que a fração de vapor e líquido se separe. Em função da intimidade do contato do líquido e do vapor antes da separação, o vapor separado estará em equilíbrio. Por fim, o vapor sai através da linha e e o líquido sai através da linha g (McCABE, 2000).

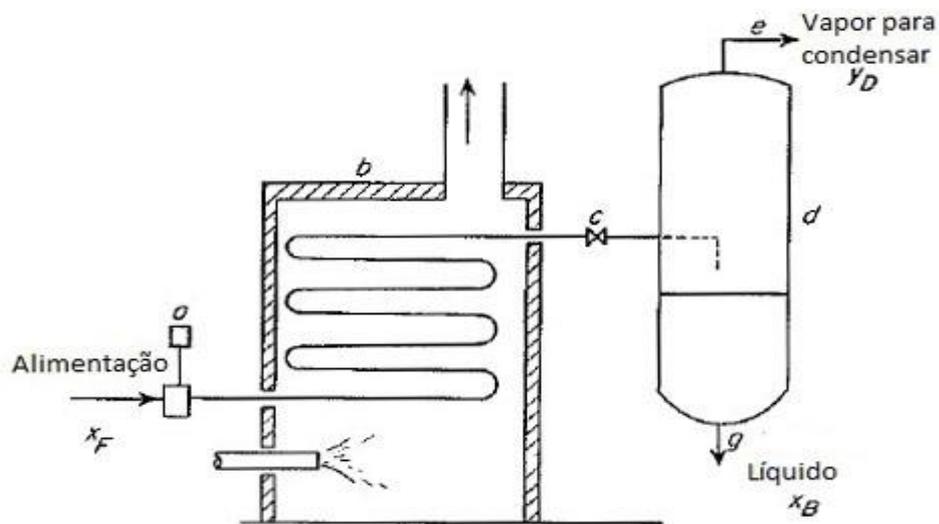


Figura 2.5 Planta para a destilação Flash (McCABE, 2000).

2.2.2. Destilação Contínua com Retificação

Destilação Flash é mais usada para separar componentes que evaporam a temperaturas bem diferentes, não sendo muito efetivo para separar componentes com volatilidade similar, o que requer o uso de destilação com refluxo. Para produção em larga escala, destilação contínua é muito mais usada que destilação em batelada (McCABE, 2000).

No processo de destilação, o vapor produzido é sempre mais rico no constituinte mais volátil. Condensando-se este vapor, é obtida uma mistura líquida de igual composição. Vaporizando-se esta nova mistura, os vapores tornam-se ainda mais concentrados no constituinte mais volátil, cujo condensado irá formar novamente uma mistura líquida de igual composição. Prosseguindo-se com este processo pode-se chegar, finalmente, ao constituinte mais volátil no estado puro (MOTTA LIMA, 2012).

Desta forma, o processo de destilação com retificação se baseia em uma sequência de vaporizações e condensações sucessivas, buscando a maior separação possível dos constituintes da mistura inicial (MOTTA LIMA, 2012).

Um esquema típico de coluna de destilação fracionada contínua com os auxiliares necessários e contendo as seções de retificação e esgotamento é mostrado na Figura 2.6. A coluna *A* é alimentada perto do seu centro com um fluxo contínuo de alimentação e concentração definida. Assume-se que a alimentação é líquida no seu ponto de ebulição. O prato no qual a alimentação é inserida é chamado de prato de alimentação. Todos os pratos acima do prato de alimentação constituem a seção de retificação e todos os pratos abaixo a alimentação, incluindo o próprio prato de alimentação, constituem a seção de esgotamento. A alimentação desce para a seção de esgotamento até o fundo da coluna, no qual um determinado nível de líquido é mantido. O líquido flui por gravidade até o refeedor *B*, que é um vaporizador que faz com que o fluxo retorne ao fundo da coluna. O produto de fundo é retirado de um tanque de líquido e passa pelo resfriador *G*. Este resfriador também pré-aquece a alimentação trocando calor com o produto de fundo quente (McCABE, 2000).

Os vapores subindo através da seção de retificação são completamente condensados no condensador *C*, e o condensado é coletado no acumulador *D*, no qual um determinado nível de líquido é mantido. A bomba de refluxo *F* transporta o líquido do acumulador até o prato do topo da coluna. Este fluxo líquido é chamado de refluxo. Isto proporciona um líquido descendente na seção de retificação que é necessário para interagir com o vapor ascendente. Sem o refluxo, nenhuma retificação ocorreria na seção de retificação, e a concentração do produto de topo não seria maior que a do vapor subindo do prato de alimentação. O condensado que não é transportado pela bomba de refluxo é resfriado no trocador de calor *E* e retirado como produto de topo. Se nenhum azeótropo for encontrado, tanto o produto de fundo quanto o de topo pode ser obtido em qualquer pureza desejada, caso pratos suficientes e adequado refluxo for fornecido (McCABE, 2000).

A planta mostrada na Figura 2.6 é frequentemente simplificada para instalações menores. No lugar do refeedor, uma bobina de aquecimento pode ser substituída no fundo da coluna para gerar vapor a partir do líquido presente naquele tanque ou pode haver injeção direta de vapor. O condensador é, às vezes, colocado sobre o topo da coluna, e a bomba de refluxo e o condensador são omitidos. O refluxo então retorna ao prato do topo por gravidade. Uma válvula especial pode ser usada para controlar a taxa de refluxo e o restante do condensado irá constituir o produto de topo (McCABE, 2000).

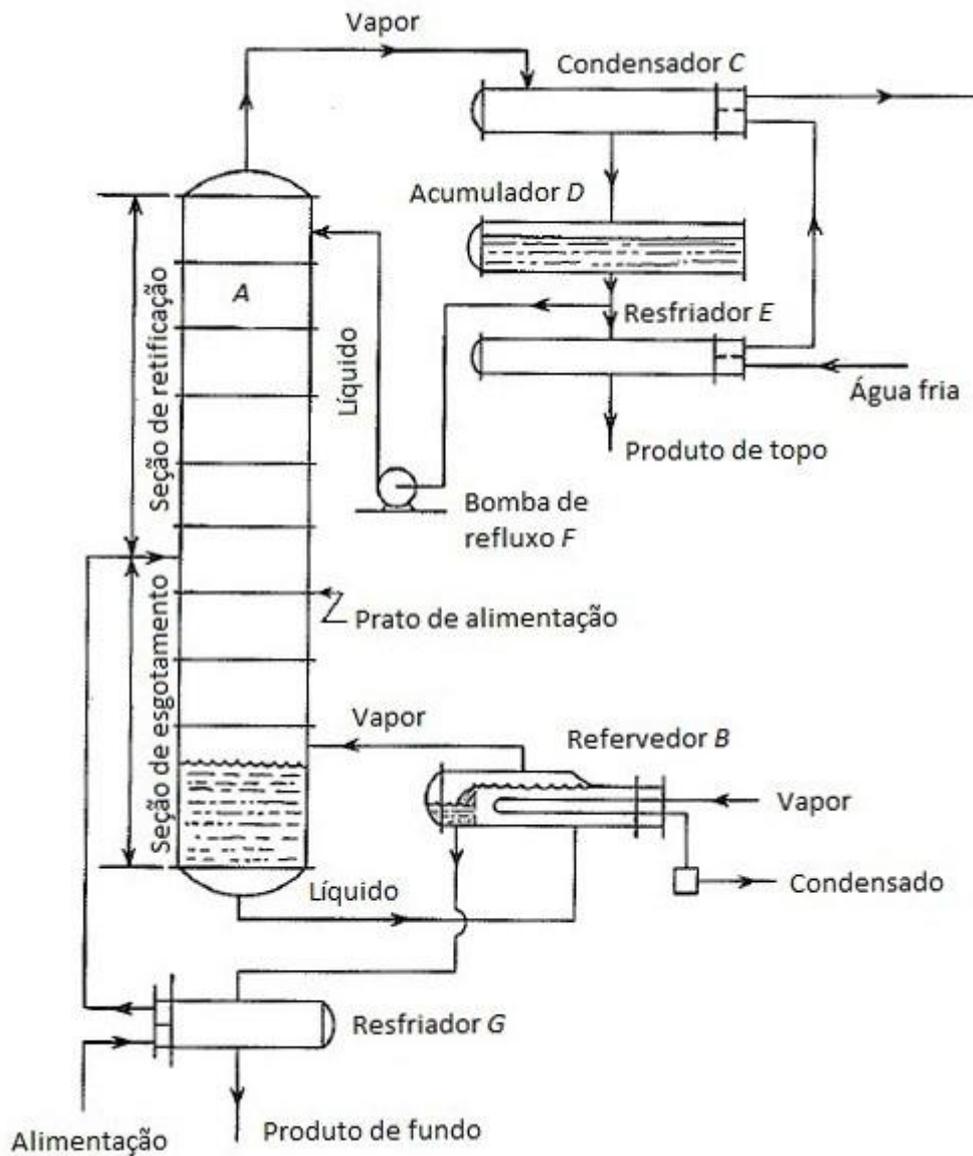


Figura 2.6 Coluna de destilação fracionada contínua com seção de retificação e esgotamento (McCABE, 2000).

2.2.3 Cálculo de Colunas de Destilação Binária

O cálculo de uma coluna de destilação consta essencialmente de:

- Determinar o número de pratos necessários para se efetuar uma determinada separação.
- Determinar as cargas térmicas do condensador e do refrator.
- Determinar a altura e o diâmetro da coluna.

O cálculo do número de pratos de uma coluna de destilação se baseia no conceito de pratos teóricos (ou estágios de equilíbrio). Um prato teórico é aquele em que as correntes que saem do prato (o líquido que desce ao prato inferior e o vapor que sobe para o prato superior) estão em equilíbrio, ou seja, houve tempo e contato suficientes para que as correntes que chegam ao prato interajam, e atinjam o equilíbrio, antes de deixarem o prato. Na realidade, os pratos reais se desviam deste comportamento de acordo com sua forma e tipo, sendo este desvio denominado rendimento ou eficiência do prato (MOTTA LIMA, 2012).

Desta forma, no cálculo do número de pratos de uma torre de destilação, é inicialmente determinado o número de pratos teóricos (estágios de equilíbrio) e, a partir de dados de rendimento, geralmente obtidos experimentalmente para o sistema estudado e diferentes tipos de pratos, calcula-se então o número de pratos reais necessários para a separação desejada (MOTTA LIMA, 2012).

No cálculo do número de pratos teóricos de uma coluna de destilação binária são analisadas, normalmente, duas situações:

- A diferença entre as temperaturas do fundo e do topo da coluna é pequena (de 10 a 50 °C).
- A diferença de temperatura entre o fundo e o topo da coluna é grande (maior que 50 °C).

2.3 CALOR FORNECIDO A COLUNA DE DESTILAÇÃO

É necessário que a alimentação da coluna contenha a quantidade suficiente de calor para promover o processo de destilação acima da bandeja de alimentação. Este calor é suficiente para a retificação somente, ou seja, a remoção dos componentes mais pesados dos vapores gerados acima da bandeja de alimentação para produzir um produto de topo de uma composição especificada (COPERSUCAR, 1987).

Entretanto, pela definição do equilíbrio, o líquido que desce desde a bandeja de alimentação sempre contém significativa quantidade de componentes leves. Para separar esses componentes leves dos componentes pesados que estejam presentes na alimentação, deve-se vaporizar este líquido. Este calor é suprido pelo refeedor ou pela injeção direta de vapor (COPERSUCAR, 1987).

2.3.1 Trocadores de Calor

Trocadores de calor são equipamentos que realizam a operação de troca térmica entre dois fluidos, possibilitando, por exemplo, o resfriamento e aquecimento de fluidos. Nesta abordagem os fluidos estão separados por uma parede, na maioria dos casos, metálica (ARAÚJO, 2010). A Figura 2.7 ilustra um exemplo de um trocador de calor do tipo casco e tubo.

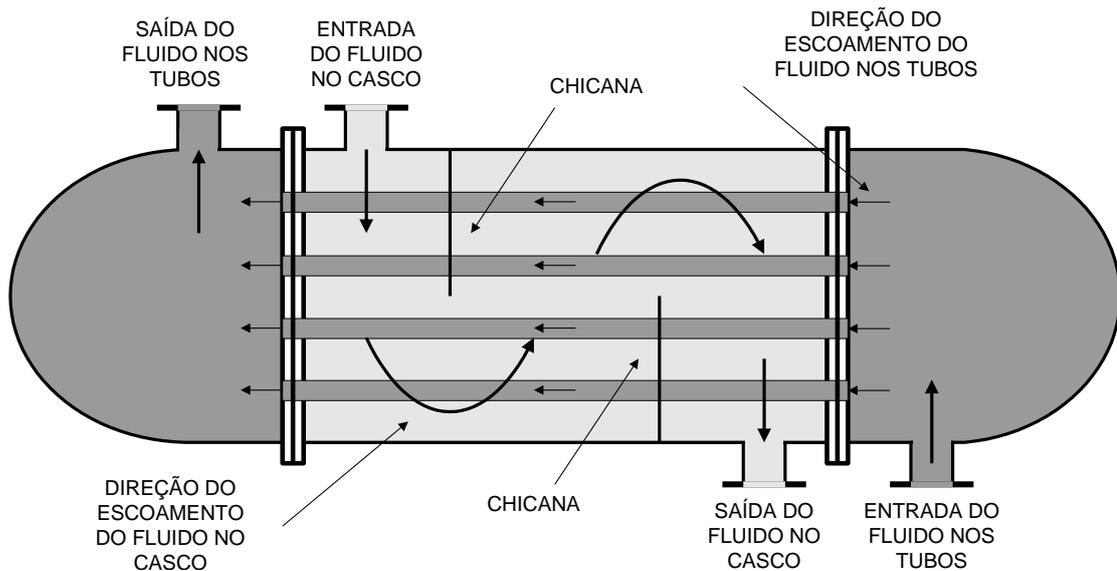


Figura 2.7 Exemplo de um trocador de calor casco e tubo (SILVA, 2009).

O estudo de trocadores de calor tem como objetivo selecionar um tipo adequado de trocador de calor e determinar sua área superficial de transferência de calor, necessária para obter uma taxa estipulada de troca térmica entre os fluidos ou atingir as temperaturas de saída desejada. Outra situação é quando o tipo de trocador de calor e o tamanho são conhecidos e o objetivo é então determinar a taxa de transferência de calor e as temperaturas de saída dos fluidos para uma determinada condição de escoamento. Nas duas situações, um parâmetro imprescindível na análise térmica de qualquer trocador de calor é o coeficiente global de transferência de calor. Ele é determinado em função da resistência térmica total à transferência de calor entre os dois fluidos, quente e frio, escoando no trocador. Engloba as resistências convectivas associadas ao escoamento de cada fluido e a resistência condutiva na placa de separação entre os fluidos. Assim, para determiná-lo é necessário conhecer, entre outros parâmetros, os coeficientes convectivos médios relacionados ao escoamento dos fluidos quente e frio além da geometria do trocador (TABOREK, 1983).

Os trocadores de calor podem ser classificados de várias maneiras, sendo uma delas pelo tipo de serviço que realizam dentro de um processo. A referência é o fluido principal. Para Araújo (2010), os trocadores de calor seguem a seguinte definição:

- Trocadores/recuperadores: recuperam calor entre duas correntes do processo.
- Condensadores: removem calor latente de um vapor.
- Resfriadores: resfriam uma corrente do processo.
- Aquecedores: aquecem uma corrente do processo.
- Evaporadores: evaporam água ou outro solvente para concentrar uma solução.
- Vaporizadores: vaporizam fluidos, exceto a água. Convertem o calor latente ou sensível de um fluido em calor de vaporização de outro.
- Refervedores: fornecem energia na forma de vapor (calor latente) para colunas de destilação.

Segundo Silva (2009), Kern (1982) publicou o primeiro e mais conhecido método de projeto termo hidráulico de trocadores de calor. O método de Kern permite projetar um trocador de calor ou simplesmente verificar um trocador existente com respeito à queda de pressão e fator de incrustação. Para o lado do casco, as correlações propostas são baseadas em diâmetro equivalente. Apesar de alguns parâmetros serem superestimados, até hoje este é um dos métodos mais usados para projeto de trocadores de calor do tipo casco-tubo.

Além das correlações desenvolvidas por Kern para o lado do casco, outras correlações disponíveis para o cálculo de coeficientes de transferência no lado do casco são aquelas apresentadas pelo método de Bell-Delaware. Esse método é baseado em detalhes mecânicos do lado do casco e apresenta resultados mais realistas para o coeficiente de transferência de calor e queda de pressão do lado do casco (SILVA, 2009).

2.3.1.1 Refervedores

Um refervedor é um trocador de calor normalmente utilizado para fornecer calor para a parte inferior de colunas de destilação industrial. Eles fervem o líquido da parte inferior de uma coluna de destilação para produzir os vapores que são retornados para a coluna para a unidade de separação por destilação (PERRY, 1984).

A operação adequada do refeedor é vital para uma destilação eficaz. Em uma coluna de destilação clássica típica, todo vapor que conduz a separação vem do refeedor. O refeedor recebe uma corrente de líquido do fundo da coluna e pode, parcial ou completamente, vaporizar essa corrente. O calor necessário para a vaporização é normalmente fornecido por vapor (PERRY, 1984).

Os refeedores são classificados conforme sua localização, geometria e tipo de circulação, natural ou forçada, do fluido que está sendo evaporado. A força impulsora de refeedores externos de circulação natural é a diferença das cargas líquida entre o reservatório do fluido e o refeedor (COPERSUCAR, 1987).

O desempenho térmico e tendências à incrustação, bem como características de construção e custo, variam amplamente para os diferentes tipos (COPERSUCAR, 1987).

O refeedor parcial opera como um tanque de ebulição, onde promove a separação entre o componente mais e menos volátil. Tal separação funciona como um estágio de prato teórico. A Figura 2.8 mostra um exemplo de refeedor parcial.

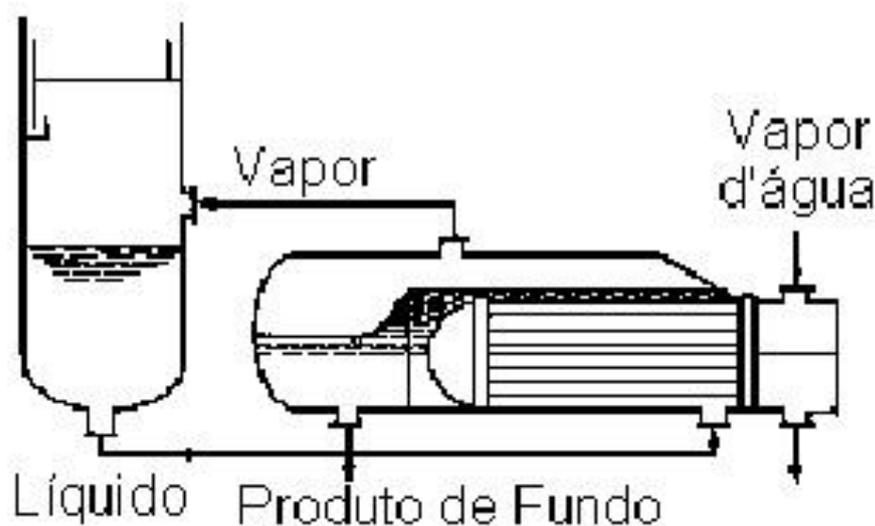


Figura 2.8 Refeedor parcial tipo Kettle (TERRON, 2012).

O refeedor total, mostrado na Figura 2.9, opera por circulação natural da mistura líquida que vem da coluna de destilação. Toda a mistura líquida que entra no refeedor total é devolvida para a coluna de destilação em forma de vapor. Não há separação dos componentes mais e menos voláteis como há no refeedor parcial.

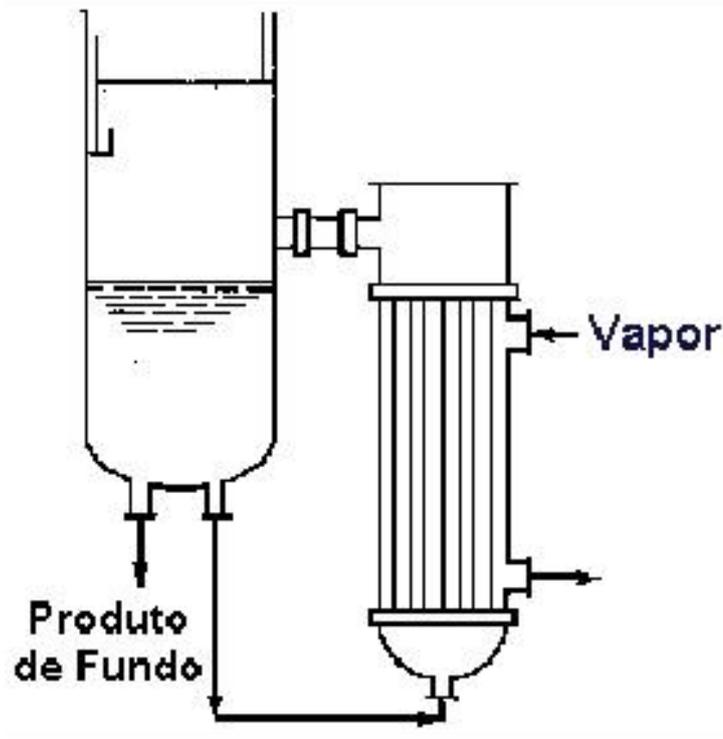


Figura 2.9 Refervedor total tipo Termosifão (TERRON, 2012).

2.3.2 Injeção Direta de Vapor

Colunas que operam com injeção direta de vapor podem ser utilizadas quando se deseja destilar soluções aquosas de um componente mais volátil ou na destilação de substâncias de elevado ponto de ebulição, especialmente nos casos onde possa ocorrer a decomposição deste material. Nestes casos, a carga térmica requerida pela torre passa a ser fornecida pela injeção direta de vapor, substituindo-se o refervedor. As condições de operação e as correntes envolvidas com o topo da coluna são as mesmas de uma torre tradicional (MOTTA LIMA, 2012).

Podem ocorrer duas situações. O vapor está superaquecido, fornecendo calor suficiente para a vaporização do material, sem que ele próprio condense ou parte do vapor pode condensar, produzindo uma fase aquosa. Neste segundo caso, a temperatura de destilação será sempre inferior à de ebulição da água à pressão de operação. Assim, uma substância orgânica de ponto de ebulição elevado pode ser destilada, por arraste com vapor d'água, a temperaturas abaixo de 100°C, à pressão atmosférica. Operando-se em vácuo pode-se reduzir ainda mais a temperatura da destilação, economizando vapor (MOTTA LIMA, 2012).

CAPITULO III – METODOLOGIA

O desenvolvimento desse trabalho foi realizado em cinco etapas:

Primeira etapa: Desenvolveram-se os balanços de massa e energia para os casos de aquecimento direto e indireto de uma coluna de esgotamento em um arranjo típico de uma destilaria de álcool.

Segunda etapa: Usando o método gráfico de McCabe-Thiele, determinou-se a diferença no número de pratos a serem adaptados quando ocorre a substituição da injeção direta de vapor pelo uso de refervedores.

Terceira etapa: Dimensionou-se o refervedor para que este executasse a operação de destilação da mesma forma que ocorria quando o vapor era injetado diretamente (borbotagem).

Quarta etapa: Estimou-se o custo fixo de compra do refervedor e novo custo variável de produção do vapor a fim de analisar a viabilidade financeira do projeto.

Quinta etapa: Realizou-se uma pesquisa de campo em uma usina onde houve a substituição do aquecimento direto pelo indireto a fim de obter dados mais realistas em relação ao dimensionamento do refervedor e das vantagens e desvantagens discutidas na conclusão deste trabalho.

3.1 PRIMEIRA ETAPA: BALANÇOS DE MASSA E ENERGIA

Algumas usinas estão estudando a substituição da injeção direta de vapor pelo uso de refervedores nas colunas de destilação, já que estes aparelhos diminuem a quantidade de vinhaça produzida e minimizam os problemas já citados no subitem 2.1.3 deste trabalho. Com o intuito de estar o mais próximo possível dos processos reais, os balanços materiais e térmicos deste trabalho partiram dos casos em que se usa injeção direta de vapor, fixaram-se alguns parâmetros e depois foram realizados balanços utilizando refervedores. Objetivou-se, assim, descrever a adaptação deste aparelho em colunas de destilação que já estão em operação.

O presente trabalho analisou a substituição do aquecimento direto por um aparelho de aquecimento indireto apenas na coluna de esgotamento. A coluna de retificação recebe, na maioria das configurações do setor de destilaria, o vapor alcóolico proveniente da

coluna de esgotamento. Tal fato inviabiliza o estudo comparativo da substituição da injeção direta de vapor pelo refeedor em tal coluna.

Fixando os dados de vazão de alimentação do vinho, fração mássica do vinho, do produto de topo e da vinhaça, tornou-se possível conferir o quão próximo os valores obtidos por meio do sistema de equação estavam quando comparado aos valores reais fornecidos pelo caso estudado.

O sistema de equações foi baseado nos balanços materiais e energéticos descritos por Motta Lima (2012) e presentes neste trabalho no Anexo I.

3.1.1 Colunas de Destilação com Injeção Direta de Vapor

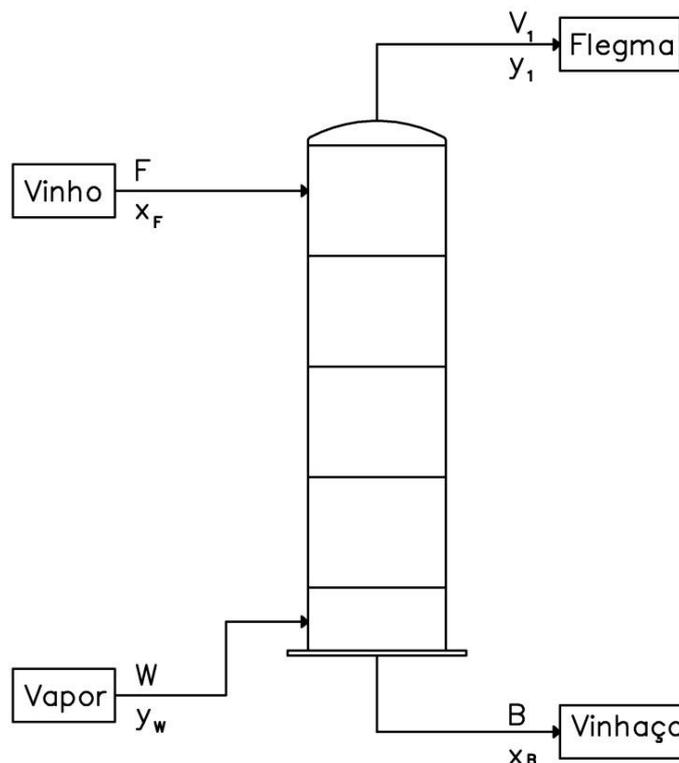


Figura 3.1 Esquema de uma coluna de esgotamento com injeção direta de vapor.

No caso da injeção direta de vapor, há duas correntes de entrada: a vazão de alimentação F Kg/h de concentração x_F e a vazão de vapor W Kg/h de concentração y_W , com $y_W = 0$, já que o vapor que entra no sistema está isento de etanol. Ao mesmo tempo, duas correntes deixam o sistema: as vazões do produto de fundo B Kg/h com concentração x_B e do produto de topo V_1 com concentração y_1 .

Balço global:

$$F + W = V_1 + B \quad (3.1)$$

Balço material:

$$F \cdot x_F + W \cdot y_W = V_1 \cdot y_1 + B \cdot x_B \quad (3.2)$$

O balço térmico dessa coluna de esgotamento consistiu na igualdade entre a soma das energias que entram, $F \cdot h_F$ e $W \cdot H_W$, e a soma das energias das correntes que saem, $V_1 \cdot H_1$ e $B \cdot h_B$, mais as perdas para o exterior, q .

$$F \cdot h_F + W \cdot H_W = V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B + q \quad (3.3)$$

Considerou-se uma coluna adiabática, $q = 0$, então:

$$F \cdot h_F + W \cdot H_W = V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B \quad (3.4)$$

Os balanços acima foram reorganizados chegando ao seguinte sistema de equações lineares:

$$V_1 + B - W = F \quad (3.5)$$

$$V_1 \cdot y_1 + B \cdot x_B - W \cdot y_W = F \cdot x_F \quad (3.6)$$

$$V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B - W \cdot H_W = F \cdot h_F \quad (3.7)$$

Resolvendo o sistema de equações acima, com três equações e três incógnitas, encontraram-se os valores de V_1 , B e W .

Para comparar os valores reais obtidos pelo estudo de caso (valor teórico) e os valores experimentais obtidos pelo sistema de equações apresentados acima (valor experimental), calculou-se o erro percentual pela seguinte relação:

$$\text{Erro percentual (\%)} = \frac{|\text{Valor teórico} - \text{Valor experimental}|}{\text{Valor teórico}} \cdot 100 \quad (3.8)$$

3.1.2 Colunas de Destilação com Uso de Refervedores

Quando uma coluna de destilação opera com o uso de refervedores, tem-se apenas a corrente de entrada da vazão de alimentação F Kg/h de concentração x_F , já que o vapor utilizado agora entra no refervedor, não tendo mais contato direto com a coluna. As correntes

de saída são as mesmas da injeção direta de vapor: as vazões do produto de fundo B Kg/h com concentração x_B e do produto de topo V_1 com concentração y_1 .

As Figuras 3.2 e 3.3 ilustram uma coluna de esgotamento operando com refeedor parcial e outra com refeedor total, respectivamente. Ainda que os refeedores operem de forma diferente, o balanço global da coluna é o mesmo.

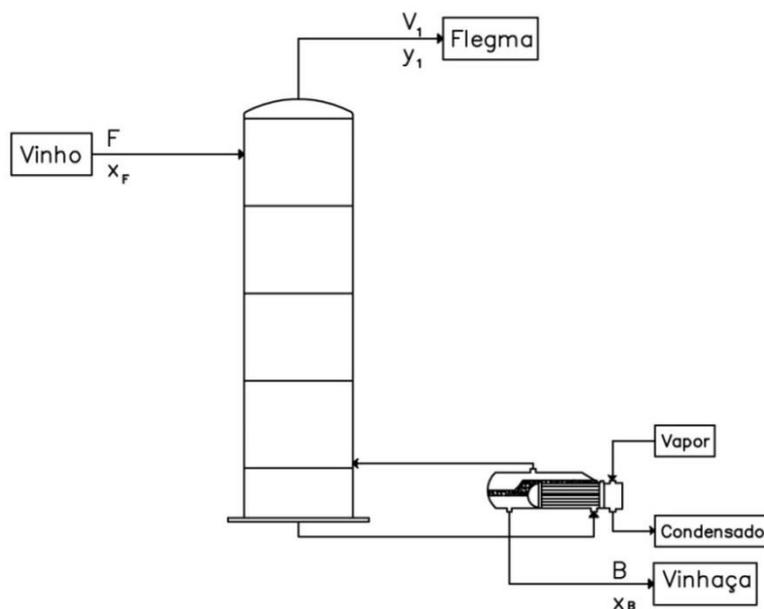


Figura 3.2 Coluna de esgotamento operando com refeedor parcial.

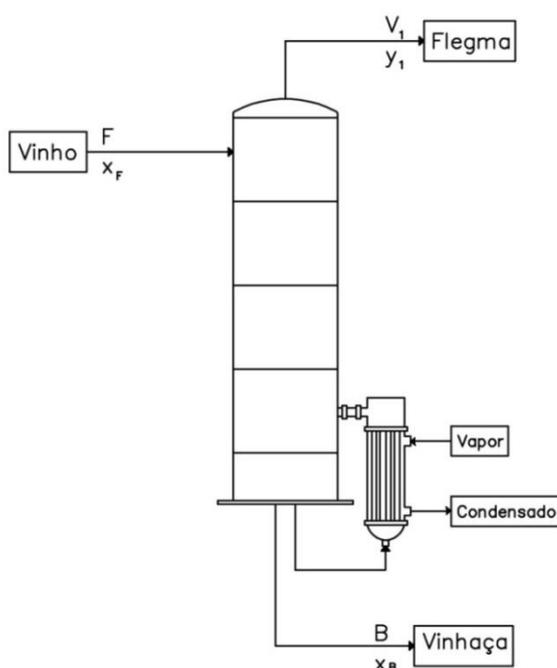


Figura 3.3 Coluna de esgotamento operando com refeedor total.

Balço global:

$$F = V_1 + B \quad (3.9)$$

Balço de massa:

$$F \cdot x_F = V_1 \cdot y_1 + B \cdot x_B \quad (3.10)$$

Os balanços acima foram reorganizados para chegar no seguinte sistema de equações lineares:

$$V_1 + B = F \quad (3.11)$$

$$V_1 \cdot y_1 + B \cdot x_B = F \cdot x_F \quad (3.12)$$

No caso do uso de refeedores, apenas essas duas equações são suficientes para se determinar os valores de vazão do produto de topo e de fundo, tendo fixos os valores de vazão e fração molar do sistema.

Faz-se necessário, ainda, que seja realizado o balanço de energia no refeedor a fim de encontrar a quantidade de calor que este aparelho irá precisar para realizar o processo da mesma forma que estava sendo realizado com a injeção direta de vapor. Temos que o balanço térmico dessa coluna de esgotamento consistirá na igualdade entre a soma da energia que entra mais a quantidade de calor trocado no refeedor, $F \cdot h_F$ e q_r , e a soma das energias das correntes que saem, $V_1 \cdot H_1$ e $B \cdot h_B$, mais as perdas para o exterior, q .

$$F \cdot h_F + q_r = V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B + q \quad (3.13)$$

Para uma coluna adiabática, $q = 0$, resulta:

$$F \cdot h_F + q_r = V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B \quad (3.14)$$

Reorganizando:

$$q_r = V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B - F \cdot h_F \quad (3.15)$$

Sabe-se, também, que a quantidade de calor trocado pelo refeedor pode ser encontrada pela seguinte relação:

$$q_r = \lambda \cdot w \quad (3.16)$$

Onde λ é a entalpia específica de vaporização à temperatura do vapor necessário para trocar vaporizar a vinhaça e w a vazão de vapor necessária para trocar calor no refervedor.

Reorganizando, pode-se encontrar o novo valor da vazão de vapor utilizada pelo refervedor para realizar o mesmo processo de quando se usava injeção direta de vapor.

$$w = \frac{q_r}{\lambda} \quad (3.17)$$

3.2 SEGUNDA ETAPA: CÁLCULO DO NÚMERO DE PRATOS

A fim de encontrar o número de pratos das colunas de destilação, tanto para injeção direta de vapor quanto para colunas com uso de refervedor, usou-se o método de McCabe-Thiele, descrito no Anexo I. No caso estudado, porém, construiu-se o método gráfico de McCabe-Thiele apenas para a seção de esgotamento.

O método gráfico de McCabe-Thiele considera as propriedades térmicas das misturas de cada prato aproximadamente iguais quando a diferença de temperatura entre o topo e o fundo da coluna é pequena (menor que 50°C). Por este motivo este método se mostrou adequado para estimar o número de pratos do caso estudado, já que a diferença de temperatura entre o topo e o fundo está em torno de 10°C.

3.3 TERCEIRA ETAPA: DIMENSIONAMENTO DO REFERVEDOR

O refervedor foi dimensionado segundo a equação da quantidade de calor trocado em um trocador de calor proposta por Araújo (2002) e representada pela equação 3.17.

$$q_r = U \cdot A_r \cdot MLDT \quad (3.18)$$

Reorganizando a equação, temos que:

$$A_r = \frac{q_r}{U \cdot MLDT} \quad (3.19)$$

Sendo q_r a quantidade de calor trocada no refervedor, U o coeficiente global de transmissão de calor, A a área de troca térmica e $MLDT$ a média logarítmica das diferenças de temperaturas.

O valor de q_r foi encontrado por meio da equação 3.14.

O valor de U foi retirado da Tabela 3.1 que apresenta intervalos do coeficiente global de transferência de calor dependendo dos fluidos que realizam a troca. Para Spang (2013), os intervalos apresentados na tabela são uma indicação da ordem da magnitude. Valores mais baixos são condições desfavoráveis, como também, altas viscosidades, baixa velocidade de fluxo e adicionais resistências da incrustação. Altos valores têm condições mais favoráveis.

O coeficiente real do equipamento listado pode ser maior ou menor que os valores listados. Tais valores não devem ser usados como um substituto de um método rigoroso para o projeto final de um trocador de calor, entretanto, eles podem servir como uma útil forma de conferir os resultados obtidos por este método ou estimar, em um primeiro momento, a possível área do trocador de calor.

Tabela 3.1 Valores representativos do coeficiente global de troca de calor (COPPETI, 2013).

Fluido Quente	Fluido Frio	U (W/m ² K)
Água	Água	1000 - 2500
Amônia	Água	1000 - 2500
Gases	Água	10 - 250
Orgânicos leves	Água	370 - 730
Orgânicos pesados	Água	25 - 370
Vapor d'água	Água	1000 - 3500
Vapor d'água	Amônia	1000 - 3500
Vapor d'água	Gases	25 - 250
Vapor d'água	Orgânicos leves	500 - 1000
Vapor d'água	Orgânicos pesados	30 - 300
Orgânicos leves	Orgânicos leves	200 - 400
Orgânicos pesados	Orgânicos pesados	50 - 200
Orgânicos leves	Orgânicos pesados	50 - 200
Orgânicos pesados	Orgânicos leves	150 - 300

A $MLDT$ foi calculada a partir da média logarítmica entre as temperaturas do terminal quente do refeedor (saída da vinhaça e entrada de vapor) e do terminal frio (entrada de vinhaça e saída de condensado).

O refeedor analisado no estudo de caso apresentou apenas um passe nos tubos. Por esta razão, o fator de correção F_t , que se usa quando se tem mais de uma passagem nos

tubos para corrigir uma penalidade que se incorre devido ao fato de o escoamento não ser puramente contracorrente ou concorrente, não foi usado.

3.4 QUARTA ETAPA: ANÁLISE DE CUSTO

A análise de custo foi baseada na comparação do valor da tonelada de vapor utilizada na injeção direta de vapor com o novo valor do vapor, usando refervedor, de nova vazão, somada ao preço de aquisição do trocador de calor.

O dado do valor da tonelada de vapor foi mensurado por Evaristo (2008), onde apresentou, em sua dissertação de mestrado, os resultados do modelo de simulação de um sistema de custeio gerencial médio, de forma estocástica, do vapor saturado, produzido pela caldeira, para as agroindústrias. A partir desse valor, pode-se calcular a economia de vapor mensal caso haja uma substituição da injeção direta de vapor pelo uso de refervedores.

O preço de projeto do refervedor foi determinado por uma relação proposta por Milligan (2012). Tal relação forneceu o valor do projeto de refervedor usando os dados de entrada de área de troca térmica, pressão interna, material de construção e tipo do refervedor (parcial ou total).

Por fim, determinou-se o tempo decorrido entre o investimento inicial e o momento no qual o lucro líquido acumulado se igualou ao valor desse investimento. Para o cálculo do tempo de retorno, utilizou-se de uma relação entre o preço médio dos refervedores e o valor da economia de vapor mensal.

$$\text{Tempo de retorno (meses)} = \frac{\text{Preço médio do refervedor}}{\text{Custo mensal da economia de vapor}} \quad (3.20)$$

3.5 QUINTA ETAPA: PESQUISA DE CAMPO

A pesquisa de campo foi realizada em uma planta industrial em operação, que produz álcool hidratado e que realizou a substituição proposta neste trabalho. Coletaram-se dados desta usina que serviram de base para o dimensionamento do refervedor e informações que sustentaram, de forma mais realista, a discussão das vantagens e desvantagens do projeto de substituição da injeção direta de vapor pelo uso de refervedores em colunas de esgotamento.

CAPITULO IV – ESTUDO DE CASO

Para realizar a análise comparativa, estudou-se o caso presente na tese de doutorado de Marquini (2007). Em sua tese, analisou-se um sistema industrial de colunas de destilação para a produção de álcool hidratado combustível e a redução no seu consumo de energia. Para iniciar o estudo de caso, utilizou-se dos dados das correntes de entrada e saída da coluna A (coluna de esgotamento) bem como suas composições mássicas, mostrada na Figura 4.1. Como já mencionado na metodologia, é comum usarem o vapor alcoólico que sai da coluna A para aquecer a coluna B (coluna de retificação), por esse motivo, todo o estudo de caso foi feito apenas sobre a coluna de esgotamento.

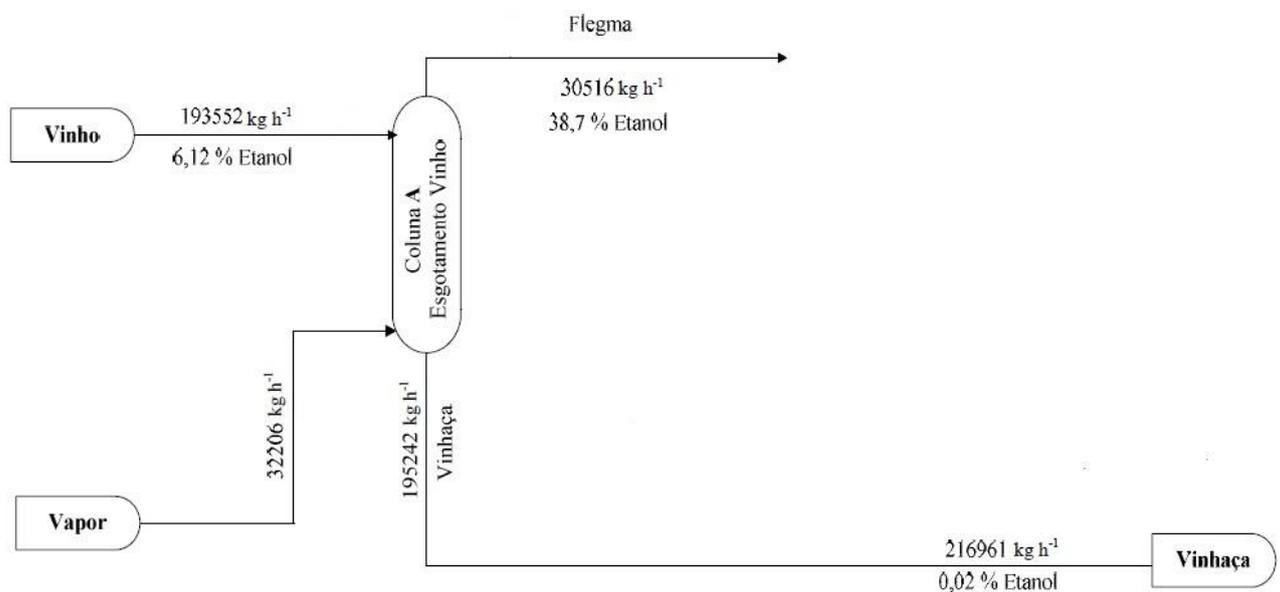


Figura 4.1 Caso de coluna de destilação com injeção direta de vapor usada como base para comparação com o uso de refeedores (MARQUINI, 2007).

Segue abaixo os valores dos dados utilizados para iniciar a avaliação comparativa a partir do sistema de equações descritos no item 3.1.1 e 3.1.2.

- Massa molar do etanol – 46,06 g.mol⁻¹
- Massa molar da água – 18,01 g.mol⁻¹
- Vazão de alimentação (F) – 193552,00 Kg.h⁻¹
- Fração mássica de etanol na alimentação – 0,061
- Entalpia da alimentação (h_F) – 3227,27 Btu.lbmol⁻¹
- Fração mássica de etanol no produto de topo – 0,39

- Entalpia do produto de topo (H_1) – 21454,54 Btu.lbmol⁻¹
- Fração mássica de etanol no produto de fundo – 0,020
- Entalpia do produto de fundo (h_B) – 4027,27 Btu.lbmol⁻¹
- Fração mássica de etanol no vapor injetado – 0,00
- Entalpia do vapor (H_w) – 20727,27 Btu.lbmol⁻¹

Como os valores do diagrama de equilíbrio mostrados no Anexo I estão em parâmetros molares, fez-se necessário a conversão das frações mássicas das correntes em frações molares. Para isso, utilizaram-se os valores da massa molar da água e do etanol, concentração mássica da alimentação, do produto de topo e do produto de fundo. Pode-se, dessa maneira, encontrar os valores de fração molar da alimentação (x_F), do produto de topo (y_1) e do produto de fundo (x_B).

$$x_F = \frac{\frac{6,12}{46,06}}{\left[\left(\frac{6,12}{46,06}\right) + \left(\frac{93,88}{18,01}\right)\right]}$$

$$x_F = 0,025$$

$$y_1 = \frac{\frac{38,7}{46,06}}{\left[\left(\frac{38,7}{46,06}\right) + \left(\frac{61,30}{18,01}\right)\right]}$$

$$y_1 = 0,20$$

$$x_B = \frac{\frac{0,02}{46,06}}{\left[\left(\frac{0,02}{46,06}\right) + \left(\frac{99,98}{18,01}\right)\right]}$$

$$x_B = 7,82 \cdot 10^{-5}$$

$$y_w = \frac{\frac{0,00}{46,06}}{\left[\left(\frac{0,00}{46,06}\right) + \left(\frac{100,00}{18,01}\right)\right]}$$

$$y_w = 0,00$$

4.1 RESULTADOS A PARTIR DOS BALANÇOS

O primeiro passo do estudo de caso se constituiu da comparação entre os valores reais da coluna de esgotamento analisada e os valores gerados pelo sistema de equações avaliando os mesmos parâmetros. A Tabela 4.1 mostra os valores das vazões de alimentação (F), produto de topo (V_I), produto de fundo (B) e de vapor (W), para ambos os casos citados e o erro percentual entre eles.

Tabela 4.1 Comparação entre os valores reais do estudo de caso e o sistema de equações proposto.

Parâmetros	Valores reais (Kg.h ⁻¹)	Valores obtidos pelo balanço (Kg.h ⁻¹)	Erro percentual (%)
V_I	30516,00	30510,69	0,017
B	195242,00	196305,30	0,54
W	32206,00	33263,23	3,28
F	193552,00	193552,00	0,00

Sendo 3,28% o maior erro percentual dentre valores encontrados por meio do sistema de equações, pode-se dizer que tais valores se mostraram próximos dos valores reais obtidos pelo caso estudado. Isto indica a validade do sistema de equações considerados por meio do balanço de massa e energia desenvolvido no item 3.1.1.

A quantidade de calor necessária para aquecer o refeedor e trocar calor com a vinhaça foi obtida por meio da equação 3.15. A partir do conhecimento deste valor, pode-se estimar a nova vazão de vapor a ser utilizada pelo refeedor. Abaixo estão apresentados os valores dos dados utilizados para determinar o valor da nova vazão de vapor utilizada. Considerou-se uma margem de segurança de diferença de 10 °C entre a temperatura de entrada da vinhaça no refeedor e da entrada de vapor no mesmo equipamento.

- Quantidade de calor trocado no refeedor (q_r) – 68001803,81 Btu.h⁻¹
- Temperatura de entrada da vinhaça no refeedor (líquido) – 112,00 °C
- Temperatura de saída da vinhaça no refeedor (gás) – 112,00 °C
- Temperatura de entrada do vapor no refeedor (gás) – 122,00 °C
- Temperatura de saída do condensado no refeedor (líquido) – 122,00 °C
- Entalpia específica de vaporização a 122 °C (λ) – 2081,48 Btu.Kg⁻¹

Baseado no baixo erro percentual do sistema de equações proposto e utilizando os dados acima, pode-se, enfim, comparar com o sistema usado para o aquecimento da coluna quando a injeção direta de vapor é substituída pelo refeedor.

Tabela 4.2 Comparação entre injeção direta de vapor e uso de refeedores.

Parâmetros	Balanço (Kg.h ⁻¹)	Refeedor (Kg.h ⁻¹)	Variação (%)
<i>V_I</i>	30510,69	30523,97	0,043
<i>B</i>	196305,30	163028,03	16,95
<i>W</i>	33263,23	32669,93	1,78
<i>F</i>	193552,00	193552,00	0,00

Esta comparação mostrou, principalmente, a variação na quantidade de vinhaça entre ambos os casos.

Pode-se estimar uma redução de aproximadamente 17% da quantidade deste produto de fundo. Além disso, estimou-se, também, uma diminuição de 1,78% da quantidade de vapor utilizada quando o refeedor, tanto parcial como total, substitui a injeção direta de vapor.

4.2 NÚMERO DE PRATOS

O método gráfico de McCabe-Thiele mostra que o uso de refeedor tende a diminuir o número de pratos de uma coluna de destilação, como observado na Figura A.5 presente no Anexo I.

Contudo, no caso estudado, o valor da fração molar do produto de fundo é muito baixo ($x_B = 7,82 \cdot 10^{-5}$), ou seja, próximo de zero. Isto indica que o número de pratos praticamente não irá variar quando o processo que utiliza injeção direta de vapor para o aquecimento da coluna for substituído por um refeedor.

4.3 DIMENSIONAMENTO DO REFEEDOR

O cálculo da área de troca térmica do refeedor foi feito usando a equação 3.19.

O valor da quantidade de calor necessária para efetuar a troca térmica desejada para ambos os tipos de refeedores foi obtido pela equação 3.15 ($q_r = 68001803,81$ Btu/h).

O intervalo de valores do coeficiente global de troca térmica (U) foi retirado da Tabela 3.1, onde o fluido quente é o vapor d'água e o fluido frio, a água. Considerou-se a vinhaça como água porque sua concentração molar alcoólica é muito baixa ($x_B = 7,82 \cdot 10^{-5}$). Para a análise dos resultados, calculou-se a área de troca térmica do refervedor variando o valor do coeficiente global de troca térmica em 100 W/m²K, iniciando em 1000 W/m²K e finalizando em 3500 W/m²K. A Tabela 4.3 apresenta os resultados.

Tabela 4.3 Valores da área de troca térmica em relação ao intervalo dos valores do coeficiente global de transferência de calor.

U (W/m ² K)	A (m ²)	A (ft ²)
1000	1991,77	21439,96
1100	1810,70	19490,88
1200	1659,81	17866,64
1300	1532,13	16492,28
1400	1422,69	15314,26
1500	1327,85	14293,31
1600	1244,86	13399,98
1700	1171,63	12611,74
1800	1106,54	11911,09
1900	1048,30	11284,19
2000	995,89	10719,98
2100	948,46	10209,51
2200	905,35	9745,44
2300	865,99	9321,72
2400	829,91	8933,32
2500	796,71	8575,99
2600	766,07	8246,14
2700	737,69	7940,73
2800	711,35	7657,13
2900	686,82	7393,09
3000	663,92	7146,65
3100	642,51	6916,12
3200	622,43	6699,99
3300	603,57	6496,96
3400	585,82	6305,87
3500	569,08	6125,70

4.3 ANÁLISE DE CUSTO

A análise de custo foi realizada a partir dos valores das áreas de troca térmica do refeedor variando o coeficiente global de transferência de calor somada a informações obtidas por meio da pesquisa de campo.

A pesquisa de campo revelou que a pressão interna máxima de trabalho é normalmente de 35,56 psi (2,5 Kgf/cm²), por isso foi escolhido o valor de 150 psi, o qual era o valor mais próximo presente na página eletrônica de Milligan (2012) para orçar os refeedores parcial e total. A pesquisa de campo revelou, também, que o material do refeedor utilizado na planta em operação observada era o aço carbono. Por este motivo, este mesmo material foi utilizado no orçamento dos refeedores. A Tabela 4.4 apresenta os preços dos refeedores parcial e total em relação a área de troca térmica utilizada.

Tabela 4.4 Preços dos refeedores parcial e total em relação à área de troca térmica.

A (ft ²)	Preço refeedor parcial (R\$)	Preço refeedor total (R\$)
21439,96	518475,75	653298,90
19490,88	492016,95	599019,45
17866,64	469060,05	553689,30
16492,28	448826,85	515168,40
15314,26	430928,25	482094,90
14293,31	414780,60	453106,95
13399,98	400383,90	427815,45
12611,74	387154,50	405442,20
11911,09	375286,95	385403,55
11284,19	364197,60	367310,40
10719,98	354081,00	351162,75
10209,51	344742,60	336376,95
9745,44	335987,85	322953,00
9321,72	328011,30	310696,35
8933,32	320423,85	299412,45
8575,99	313225,50	289101,30
8246,14	306610,80	279373,80
7940,73	300190,65	270424,50
7657,13	294354,15	262253,40
7393,09	288712,20	254471,40
7146,65	283264,80	247078,50
6916,12	278206,50	240269,25
6699,99	273537,30	234043,65
6496,96	268868,10	228012,60
6305,87	264588,00	222370,65
6125,70	260307,90	216923,25

As figuras 4.2 e 4.3 mostram a relação entre a área e o preço dos refervedores, total e parcial, respectivamente.

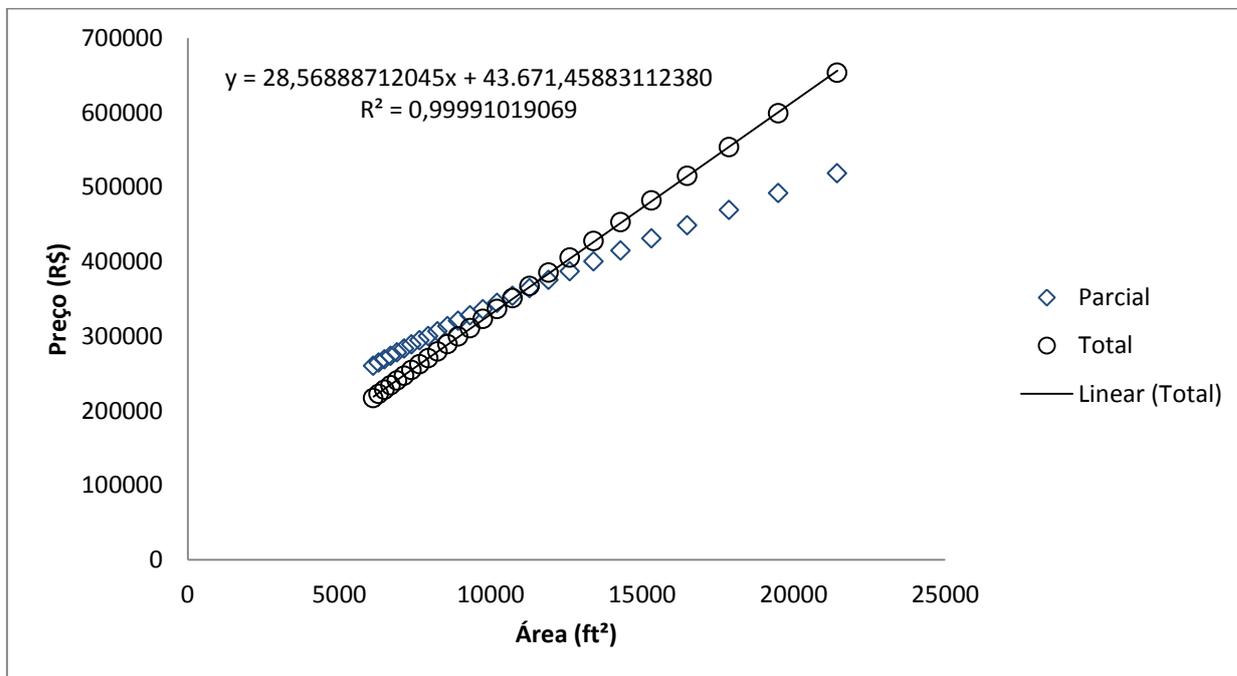


Figura 4.2 Comparação dos dados da relação da área de troca térmica pelo preço dos refervedores, com linearização do refervedor total.

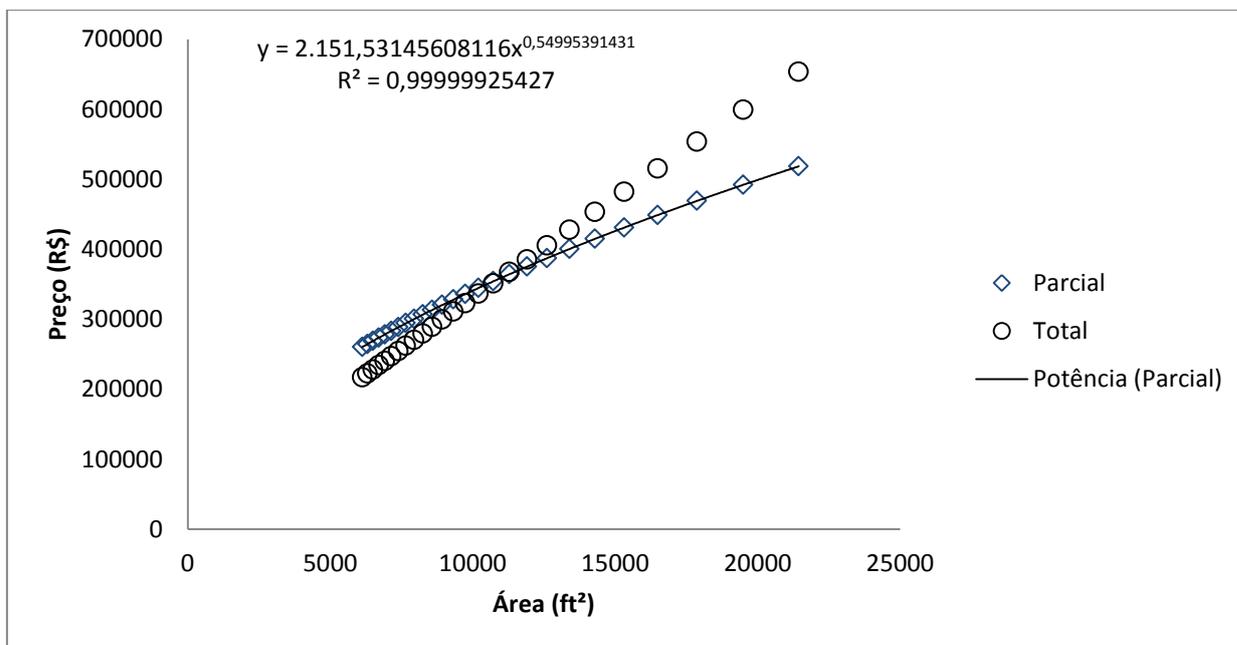


Figura 4.3 Comparação dos dados da relação da área de troca térmica pelo preço dos refervedores, com ajuste da curva do refervedor parcial.

As Figuras 4.2 e 4.3 indicam que há um momento, dentro do intervalo do coeficiente global de troca térmica, que vai de 100 W/m²K até 3500 W/m²K, em que os preços dos refervedores são equivalentes.

O preço encontrado, relacionando a equação linear, obtidos pelos dados do refervedor total, com a equação exponencial, encontrada a partir dos dados do refervedor parcial, pode-se encontrar que os preços são equivalentes (R\$ 361316,74) quando a área de troca térmica é 11118,57 ft².

A Tabela 4.5 apresenta uma estimativa da economia de vapor, a partir de um custo fixo de 0,04 R\$/Kg de vapor proposto por Evaristo (2008), baseado em uma diminuição de 593,27 Kg/h na vazão de vapor quando a injeção direta é substituída por um refervedor, conforme mostrado na Tabela 4.2.

Tabela 4.5 Estimativa do custo mensal da economia de vapor.

Custo	Injeção direta de vapor	Uso de refervedor	Custo da economia de vapor
Por hora (R\$.h⁻¹)	1330,53	1306,80	23,73
Diário (R\$.dia⁻¹)	31932,70	31363,13	569,57
Mensal (R\$.mês⁻¹)	95798,02	940893,96	17087,07

Pode-se, enfim, dados suficientes para o cálculo da taxa de retorno.

- Refervedor parcial:

$$\text{Tempo de retorno} = \frac{350624,00}{17087,07} = 20,52 \text{ meses}$$

- Refervedor total:

$$\text{Tempo de retorno} = \frac{354125,90}{17087,07} = 20,72 \text{ meses}$$

A diferença no tempo de retorno entre ambos os refervedores se mostrou bastante similar. Como discutido anteriormente, com área de troca térmica menor que 11118,57 ft² o refervedor total se apresentou com menor custo. Quando for maior que esta área, o refervedor parcial passa a ser financeiramente mais viável.

Além disso, este trocador de calor possui a vantagem de atuar como mais um estágio de separação. Este fato pode aumentar o aumentar a eficiência de separação da coluna de destilação.

CAPITULO V

5.1 CONCLUSÕES

As principais conclusões obtidas com a realização deste trabalho são apresentadas neste capítulo.

5.1.1 Vantagens da Substituição da Injeção Direta de Vapor Pelo Uso de Refervedores

- A coluna de destilação do caso estudado não variou o número de pratos. Este fato é tido como uma vantagem já que caso a substituição ocorra, não será necessário alterar a estrutura da coluna, o que significaria um gasto a mais, tornando, talvez, o projeto financeiramente inviável.
- Quando se usa o aquecimento indireto há um aproveitamento do condensado. Se o vapor utilizado for de escape (proveniente das turbinas de geração de energia elétrica), pode-se retornar o condensado do mesmo para a alimentação da caldeira. Mas, caso o vapor seja vegetal (vapor formado pela ebulição da água do caldo em cada evaporador), pode-se utilizá-lo para outros fins, por exemplo, na moenda, na lavagem de piso, etc. Quando se utiliza do aquecimento direto, ou seja, aquecimento por borbotagem, o vapor utilizado torna-se liquefeito, somando-se a vinhaça, aumentando seu volume e impossibilitando o reaproveitamento da água proveniente do vapor.
- Fundamentado nos balanços feitos por este trabalho constatou-se uma significativa diminuição em relação à quantidade de vinhaça. Diminuir a quantidade de vinhaça implica em minimizar os problemas já citados no item 2.1.3 da revisão bibliográfica. Nos dias atuais, existe um processo de concentração da vinhaça a fim de usá-la de forma adequada no solo. Quando se troca a injeção direta de vapor por refevedor, acaba por produzir um produto de fundo apenas com menor quantidade de água. Esta diminuição na quantidade de água irá facilitar o processo de concentração da vinhaça.

- Diminuir a quantidade de vinhaça significa, também, facilitar o processo de transporte caso essa tenha que ser levada até regiões distantes para fazer a fertirrigação.
- Os cálculos apontaram para uma redução na quantidade de vapor utilizada. Isto indica que o projeto, além de possuir uma vantagem na questão ambiental, também parece ser economicamente viável.
- O refeedor tende a trazer uma maior estabilidade térmica à coluna de destilação quando há flutuações da corrente de vapor. Este trocador de calor aplicado na base da coluna oscila menos quando uma vazão de vapor é interrompida por algum problema, seja na distribuição de vapor ou na própria produção do mesmo.
- O refeedor parcial promove a separação entre o componente mais e menos volátil, funcionando como um estágio de prato teórico. Este fato tende a aumentar a eficiência da coluna de destilação.

5.1.2 Desvantagens da Substituição da Injeção Direta de Vapor Pelo Uso de Refevedores

- Atualmente, usa-se a injeção direta de vapor na base da coluna de esgotamento com o intuito de aproveitar o vapor vegetal gerado, comumente, nos evaporadores. Ao instalar um refeedor, talvez o vapor vegetal tenha de ser substituído pelo vapor de escape, já que muitas vezes a temperatura do vapor vegetal é menor que temperatura do escape, não sendo eficiente para o refeedor. Isso pode acarretar em um desperdício de um vapor vegetal que antes era usado no aquecimento da coluna de esgotamento por borbotagem.
- O “start” do processo de destilação ficaria mais cadenciado. O refeedor, por ser um equipamento de aquecimento indireto, demora mais que o aquecimento direto para estabilizar o processo de destilação.
- Dependendo do tamanho da coluna e das vazões que nela operam, pode ser que o processo de destilação necessite de um refeedor com uma área de troca térmica muito grande e isso se tornaria um inconveniente para o Layout da planta. No próprio caso estudado, considerando o melhor valor

de coeficiente global de transferência de calor (U), a área de troca térmica estimada seria de 569,08 m², o que é considerado um valor alto.

5.1.3 Discussão final

Considerar apenas a produtividade e a competitividade para avaliar o desempenho de um serviço é um conceito ultrapassado. Uma empresa deve adaptar a sua visão aos valores da sociedade moderna.

Para obter sucesso no mercado atual, uma empresa deve ser competitiva do ponto de vista financeiro, mas também deve ser ambientalmente responsável, o que significa investir em ferramentas de gestão e metodologias de mitigação de efeitos nocivos ao meio ambiente, além de vislumbrar o desenvolvimento social de seus contribuintes e da sociedade.

Nem sempre é simples traçar uma relação diretamente proporcional entre minimização de impactos ambientais e a redução de custos operacionais. Porém, em um mundo cada vez mais sustentável, faz-se necessário pensar desta forma.

Com base na questão ambiental, a proposta deste trabalho se mostrou interessante. Diminuir a quantidade de vinhaça irá reduzir os impactos ambientais e também os custos da empresa que precisa tratá-la de forma adequada antes de sua descarga.

Focando no fator econômico, substituir a injeção direta de vapor pelo uso de refulvedores se mostrou, também, financeiramente viável por apresentar uma redução da quantidade de vapor usada e um tempo de retorno do investimento de menos de dois anos, para ambos os tipos de refulvedores.

Caso haja uma real intenção em realizar a substituição do aquecimento direto pelo indireto, o refulvedor parcial se apresentou duplamente mais vantajoso. Além de promover mais um estágio de separação, podendo assim aumentar a eficiência da torre, ainda possui um preço de compra menor que a do refulvedor total.

Em suma, as vantagens discutidas neste trabalho se revelaram muito mais significantes que as possíveis desvantagens. Desta forma, é válido que cada processo industrial investigue a análise esta proposta de acordo com sua realidade. O primeiro passo já foi dado.

CAPITULO VI

SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- ✓ Estudar um caso em que a quantidade de etanol presente na vinhaça não seja tão pequena. Assim, torna-se possível uma melhor visualização ao comparar a diferença de pratos usando aquecimento direto e indireto.
- ✓ Fazer o estudo comparativo para diferentes configurações de destilaria.
- ✓ Investigar a real possibilidade do uso de vapor vegetal no refeedor.
- ✓ Analisar a estabilidade térmica que o refeedor pode trazer a coluna de destilação diante de flutuações da corrente de vapor injetada.
- ✓ Comparar os métodos de McCabe-Thiele e Ponchon-Savarit com um caso real.
- ✓ Levantar mais variáveis que impactam na análise de viabilidade financeira, levando em consideração investimentos fixos e variáveis.
- ✓ Estimar o custo do vapor em uma usina tradicional de açúcar e álcool.

CAPITULO VII

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBERS, M. *Tratamento da vinhaça*. Workshop tecnológico sobre vinhaça. Jaboticabal. p. 1-5. 2007.

ARAÚJO, E. C. C. (2010). *Trocadores de calor* / Everaldo César da Costa Araújo. – São Carlos: EdUFScar: Ufscar. (53-76). 2002.

AZEVEDO, S. M.; SANTOS, R. V. O.; MAGALHÃES, T. V. *Produção de etanol no Brasil*. Revista de divulgação do Projeto Universidade Petrobras e IF Fluminense. p. 151-154. 2012

COPERSUCAR. *Destilação*. Centro de Tecnologia Copersucar. 1ª ed. São Paulo. 1987.

COPPETI, J. B. *Coefficiente global de transferência de calor*. Unisinos. Disponível em: <<http://professor.unisinos.br/jcopetti/sistem>>. Acesso em: 14 Jan 2013.

CORAZZA, I. C. *Reflexões sobre o papel das políticas ambientais e de ciência e tecnologia na modelagem de opções produtivas “mais limpas” numa perspectiva evolucionista: um estudo sobre a disposição da vinhaça*. Tese (Doutorado), Departamento de Política Científica e Tecnológica. Instituto de Geociências, Unicamp. 2000.

EVARISTO, K. S.; FIGUEIREDO, R. S. *Custo do vapor na agroindústria*. Dissertação (Mestrado). Universidade Federal de Goiás. 2008.

GONÇALVES, D.B. *Dilemas do desenvolvimento sustentável na produção canavieira paulista*. 2005. 96f. Tese (Doutorado), Faculdade de Engenharia de Produção, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, SP. Disponível em: <http://200.136.241.56/htdocs/tedeSimplificado/tde_busca/processaPesquisa.php?pesqExecuda=1&id=833>. Acesso em: 10 Dez. 2012

IBGE. *Pesquisa industrial produção física: agroindústria*. Rio de Janeiro, 2007. Disponível em: <<http://www.sidra.ibge.gov.br/bda/agric/default.asp?z=t&o=11&i=P>>. Acesso em: 18 Out. 2012.

KERN, D. Q. *Processos de transmissão de calor*. Rio de Janeiro: Editora Guanabara Dois. p. 127-151.1982.

KISTER, H. Z. *Distillation design*. 1ª ed., California, MacGraw-Hill. p. 17. 1992.

MARQUINI, M. F. et al. *Análise de um sistema industrial de colunas de destilação*. Tese (Doutorado), Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, 2007.

LOCKETT, M. J. *Distillation tray fundamentals*. New York: University of Cambridge. 1986

McCABE, W. L. *Unit operations of chemical engineering*. 6th ed. p. 641-651. 2001

MILLIGAN, D.A. *Matche*. Disponível em: <<http://matche.com>>. Acesso em 15 Jan 2013.

MOTTA LIMA, O. C. M. *Apostila de destilação*. Departamento de Engenharia Química, Universidade Estadual de Maringá, Paraná. 2012.

NETO, A. E. *Uso e reuso da água na indústria canavieira*. Centro de Tecnologia Canavieira. São Paulo. 2009.

PAYNE, J. H. *Operações unitárias na produção de açúcar de cana*, 1ª edição – São Paulo, Livraria Nobel S.A., 1986.

PERRY, R. H., GREEN, Don W. *Perry's chemical engineer's handbook*. 8th Edition ed. [S.l.]: McGraw-Hill, p. 13-14. 1984.

RAMCHANDRAN, S.; RHINEHART, R.R.. *A very simple structure for neural network control of distillation*. J. Process Control. v.5, n.2, p. 115-128, 1995.

SILVA, A. P. *Projeto ótimo de redes de trocadores de calor utilizando técnicas não determinísticas*. Tese (Doutorado), Universidade Federal do Rio de Janeiro – COPPE. 2009.

SPANG, B. *The U in heat exchange*. Disponível em: <<http://www.cheresources.com>>. Acesso em: 14 Jan 2013.

SOUZA, E. L. L. de et al. *Etanol e bioeletricidade: a cana-de-açúcar no futuro da matriz energética*. 1. ed. 2010. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/multimedia/publicacao/>>.

Acesso em: 15 Nov. 2012.

TABOREK, J. *Shell-and-tube heat exchangers*, Section 3.3, Heat Exchanger Design Handbook, Hemisphere Publishing. 1983.

TERRON, L. R. Disponível em:

<http://sites.poli.usp.br/p/luiz.terron/destilacao/2_paginas_equipamentos/2_3_distilacao_refervedores.htm>. Acesso em: 17 Out. 2011.

UDOP. *União das destilarias do oeste paulista*. Disponível em:

<<http://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=898#nc>>. Acesso em: 21 Dez. 2012.

UNICA. *União da indústria de cana-de-açúcar*. Disponível em:

<<http://www.unica.com.br/multimedia/publicacao/>>. Acesso em: 01 Out 2012.

VIANA, A. D. *Tratamento anaeróbico de vinhaça em reator UASB operado em temperatura na faixa termofílica (55°C) e submetido ao aumento progressivo de carga orgânica*. Dissertação (Mestrado), Universidade de São Paulo. 2006.

ANEXO I

Neste anexo são apresentados os balanços globais, materiais e térmicos para uma coluna de destilação completa, ou seja, provida da seção de esgotamento e retificação bem como a teoria do método gráfico de McCabe-Thiele, descritos em Motta Lima (2012).

A.1 BALANÇO MATERIAL NA COLUNA

A Figura A.1 representa uma coluna de destilação fracionada com seus acessórios, onde a serpentina de aquecimento foi substituída por um trocador de calor externo, o refeedor.

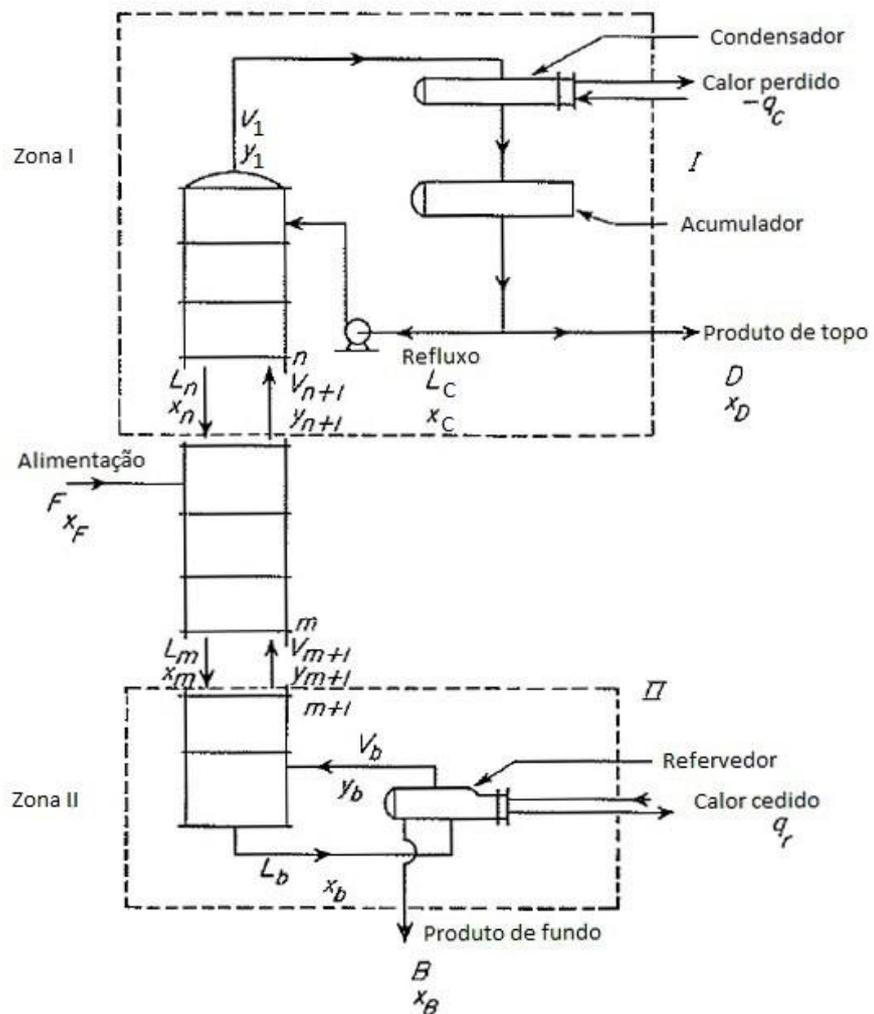


Figura A.1 Diagrama de um balanço material para uma coluna contínua fracionada usando refeedor parcial (McCABE adaptado, 2000).

A coluna é alimentada com F mol/h de concentração x_F e entrega D de produto de topo de concentração x_D e B mol/h de produto de fundo de concentração x_B . Assim, dois balanços materiais globais podem ser escritos. Os balanços globais e parciais da coluna de destilação estão apresentados nas equações abaixo.

$$F = D + B \quad (\text{A.1})$$

$$F \cdot x_F = D \cdot x_D + B \cdot x_B \quad (\text{A.2})$$

Eliminando B entre as equações:

$$\frac{D}{F} = \frac{x_F - x_B}{x_D - x_B} \quad (\text{A.3})$$

Eliminando D entre as equações:

$$\frac{B}{F} = \frac{x_D - x_F}{x_D - x_B} \quad (\text{A.4})$$

Estas equações permitem a determinação dos fluxos terminais da torre, quando são fixadas suas composições e as condições de alimentação.

A.2 LINHAS DE OPERAÇÃO

Na Figura A.1, as seções de retificação e esgotamento estão representadas, respectivamente, pelas zonas I e II. Pelo balanço material entre um prato n , na seção de retificação, e a saída de destilado no condensador, tem-se:

$$V_{n+1} = D + L_n \quad (\text{A.5})$$

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} = D \cdot x_D + L_n \cdot x_n \quad (\text{A.6})$$

Pela equação (A.6):

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{V_{n+1}} \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{V_{n+1}} \quad (\text{A.7})$$

Combinada a equação (A.5):

$$y_{n+1} = \frac{L_n}{D + L_n} \cdot x_n + \frac{D \cdot x_D}{D + L_n} \quad (\text{A.8})$$

Considerando um balanço material na seção de esgotamento da coluna de destilação, entre um prato $m+1$ e o fundo da coluna. Esta seção recebe do prato m o fluxo L_m ,

de concentração x_m e perde, além de B pelo fundo da coluna, com concentração x_B , o fluxo V_{m+1} para a seção situada acima do prato $m+1$. Assim:

$$L_m = V_{m+1} + B \quad (\text{A.9})$$

$$L_m \cdot x_m = V_{m+1} \cdot y_{m+1} + B \cdot x_B \quad (\text{A.10})$$

Pela equação (A.10):

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{V_{m+1}} \cdot x_m - \frac{B \cdot x_B}{V_{m+1}} \quad (\text{A.11})$$

Combinada a equação (A.8):

$$y_{m+1} = \frac{L_m}{L_m - B} \cdot x_m - \frac{B \cdot x_B}{L_m - B} \quad (\text{A.12})$$

As equações (A.8) e (A.12) representam as relações entre as composições do vapor que sobe, e do líquido que desce de um determinado prato, com base no componente mais volátil. Ou seja, as composições dos fluxos/vazões que se cruzam em contracorrente, no interior da torre de destilação.

Considerando x_n, x_m , como abcissas e y_{n+1}, y_{m+1} como ordenadas, é possível representar estas equações graficamente, obtendo-se um gráfico que relaciona as concentrações das fases leve e pesada, nos pratos de cada seção de uma coluna.

As linhas assim obtidas recebem o nome de linhas de operação e as equações que lhes dão origem, de equações das linhas de operação. Torna-se evidente que uma coluna de destilação têm duas linhas de operação: uma, para a seção de retificação (LOR) e outra, para a seção de esgotamento (LOE).

L_n e L_m são denominados refluxo interno dos pratos de ordem n e m , respectivamente, e L_C é denominado refluxo externo da torre de destilação.

A.2.1 Razão de refluxo

A análise de uma coluna fracionada é facilitada pelo uso de uma quantidade chamada razão de refluxo. Duas quantidades são usadas. Uma é a razão de refluxo do produto de topo e a outra do vapor. As duas razões se referem a quantidades na seção de retificação. A equação (A.13) refere-se a razão de refluxo do destilado e a equação (A.14) refere-se a razão de refluxo do vapor para um prato n .

$$R_D = \frac{L_C}{D} = \frac{V - D}{D} \quad (\text{A.13})$$

$$R_V = \frac{L}{V} = \frac{L}{L + D} \quad (\text{A.14})$$

A.3 BALANÇO TÉRMICO EM UMA COLUNA DE DESTILAÇÃO

O balanço térmico de uma coluna de destilação consiste na igualdade entre a soma das entalpias das substâncias/correntes que entram e a soma das entalpias das substâncias/correntes que saem mais as perdas para o exterior, em toda a torre, em uma determinada seção ou em um determinado prato.

A.3.1 Balanço Material e Térmico no Condensador

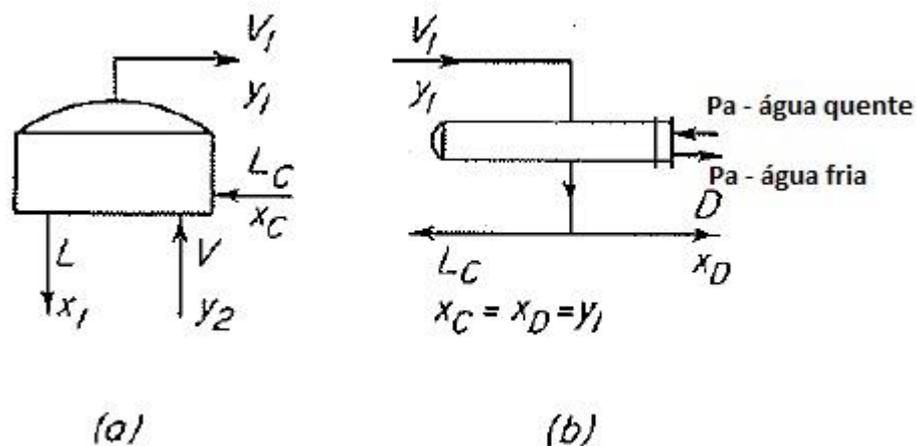


Figura A.2 Diagrama do balanço material para o prato de topo e condensador total:

(a) prato de topo; (b) condensador total (McCABE adaptado, 2000).

O condensador recebe o fluxo de vapor V_1 , de composição y_1 , que se condensa produzindo um fluxo D de destilado, com composição x_D e um refluxo L_C , de composição x_C . Pelo balanço material:

$$V_1 = L_C + D \quad (\text{A.15})$$

$$V_1 \cdot y_1 = L_C \cdot x_C + D \cdot x_D \quad (\text{A.16})$$

Pelo balanço de energia:

$$V_1 \cdot H_1 + P_a \cdot h_f = D \cdot h_D + L_C \cdot h_C + P_a \cdot h_q + q_1 \quad (\text{A.17})$$

Considerando o condensador termicamente isolado, q_1 , que é a quantidade de calor perdida para o meio devido a isolamentos imperfeitos, é praticamente igual a zero, então a equação acima se torna:

$$V_1 \cdot H_1 + P_a \cdot h_f = D \cdot h_D + L_C \cdot h_C + P_a \cdot h_q \quad (\text{A.18})$$

Reorganizando a equação (A.16), tem-se:

$$V_1 \cdot H_1 = D \cdot h_D + L_C \cdot h_C + P_a \cdot (h_q - h_f) \quad (\text{A.19})$$

O produto $P_a \cdot (h_q - h_f)$ representa a quantidade de calor q_C perdido pelo fluxo V_1 de vapor ao se condensar e que é removido pela água de refrigeração. Logo:

$$q_C = P_a \cdot (h_q - h_f) \quad (\text{A.20})$$

Dessa forma:

$$V_1 \cdot H_1 = D \cdot h_D + L_C \cdot h_C + q_C \quad (\text{A.21})$$

A condensação é total, como mostrada na Figura A.2, tem-se:

$$y_1 = x_D = x_C \quad (\text{A.22})$$

$$h_C = h_D \quad (\text{A.23})$$

Assim:

$$V_1 \cdot H_1 = (D + L_C) \cdot h_D + q_C \quad (\text{A.24})$$

$$q_C = V_1 \cdot H_1 - (D + L_C) \cdot h_D \quad (\text{A.25})$$

$$q_C = (L_C + D) \cdot H_1 - (D + L_C) \cdot h_D \quad (\text{A.26})$$

$$q_C = (L_C + D) \cdot (H_1 - h_D) \quad (\text{A.27})$$

$$\frac{q_C}{D} = (1 + R_D) \cdot (H_1 - h_D) \quad (\text{A.28})$$

A.3.2 Balanço Térmico na Seção de Retificação

Pelo balanço térmico na seção de retificação, entre o prato de ordem n e o condensador, tem-se:

- a energia $V_{n+1} \cdot H_{n+1}$ recebida pelo prato de ordem n do prato de ordem $n+1$;
- a energia $P_a \cdot h_f$ recebida pelo condensador da água de alimentação fria;
- a energia $L_n \cdot h_n$ perdida pelo prato de ordem n , para o prato de ordem $n+1$;

- a energia $D \cdot h_D$ perdida no destilado;
- a energia $P_a \cdot h_q$ perdida na água de refrigeração que sai do condensador;
- a energia q_2 perdida pelas paredes da coluna e do condensador;

Desta forma:

$$V_{n+1} \cdot H_{n+1} + P_a \cdot h_f = L_n \cdot h_n + D \cdot h_D + P_a \cdot h_q + q_2 \quad (\text{A.29})$$

Considerando a coluna e o condensador termicamente isolados ($q_2 = 0$), resulta na equação do balanço de energia para a seção de retificação de uma coluna que opera adiabaticamente:

$$V_{n+1} \cdot H_{n+1} + P_a \cdot h_f = L_n \cdot h_n + D \cdot h_D + P_a \cdot h_q \quad (\text{A.30})$$

Reescrevendo a equação (A.30), tem-se:

$$V_{n+1} \cdot H_{n+1} = L_n \cdot h_n + D \cdot h_D + P_a \cdot (h_q - h_f) \quad (\text{A.31})$$

$$V_{n+1} \cdot H_{n+1} = L_n \cdot h_n + D \cdot h_D + q_C \quad (\text{A.32})$$

Eliminando-se q_C nas equações (A.32) e (A.27):

$$V_{n+1} \cdot H_{n+1} + L_C \cdot h_D = L_n \cdot h_n + (D + L_C) \cdot H_1 \quad (\text{A.33})$$

Um balanço material aplicado entre o prato n e o condensador:

$$V_{n+1} = D + L_n \quad (\text{A.34})$$

Substituindo em (A.33):

$$(L_n + D) \cdot H_{n+1} + L_C \cdot h_D = L_n \cdot h_n + (D + L_C) \cdot H_1 \quad (\text{A.35})$$

Rearranjando:

$$\left(\frac{L_n}{D}\right) = \left\{ \left[1 + \left(\frac{L_C}{D}\right) \right] \cdot H_1 - \left(\frac{L_C}{D}\right) \cdot h_D - H_{n+1} \right\} / (H_{n+1} - h_n) \quad (\text{A.36})$$

A relação acima permite o cálculo do refluxo líquido L_n de cada prato, na seção de retificação.

A.3.3 Balanço Térmico na Seção de Esgotamento

Pelo balanço térmico na seção de esgotamento, entre o prato de ordem m e o refeedor, tem-se:

- a energia $L_{m-1} \cdot h_{m-1}$, recebida pelo prato de ordem m do prato de ordem $m-1$;
- a energia $P_{Vp} \cdot H_{Vp}$, do vapor introduzido no refeedor;
- a energia $V_m \cdot H_m$, perdida no vapor que sai do prato m , para o prato de ordem $m-1$;
- a energia $B \cdot h_B$, perdida no produto de fundo;
- a energia $P_{Vp} \cdot h_{cd}$, perdida na água condensada que sai do refeedor;
- a energia q_3 , perdida pelas paredes da coluna e do refeedor.

Desta forma:

$$L_{m-1} \cdot h_{m-1} + P_{Vp} \cdot H_{Vp} = V_m \cdot H_m + P_{Vp} \cdot h_{cd} + B \cdot h_B + q_3 \quad (\text{A.37})$$

No caso da coluna ser termicamente isolada, $q_3 = 0$, resulta:

$$L_{m-1} \cdot h_{m-1} + P_{Vp} \cdot H_{Vp} = V_m \cdot H_m + P_{Vp} \cdot h_{cd} + B \cdot h_B \quad (\text{A.38})$$

Reescrevendo a equação acima:

$$L_{m-1} \cdot h_{m-1} + P_{Vp} \cdot (H_{Vp} - h_{cd}) = V_m \cdot H_m + B \cdot h_B \quad (\text{A.39})$$

Sabe-se que a carga térmica do refeedor é dada pela seguinte relação:

$$q_r = P_{Vp} \cdot (H_{Vp} - h_{cd}) \quad (\text{A.40})$$

Resulta então que:

$$L_{m-1} \cdot h_{m-1} + q_r = V_m \cdot H_m + B \cdot h_B \quad (\text{A.41})$$

A.3.4 Balanço Térmico Global

A coluna de destilação recebe energia $F \cdot h_F$ da alimentação e a energia q_r no refeedor, perdendo a energia $D \cdot h_D$ no destilado, $B \cdot h_B$ no resíduo, q_C no condensador e q por transmissão de calor em toda a coluna e acessórios. Assim:

$$F \cdot h_F + q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + q_C + q \quad (\text{A.42})$$

Para a coluna adiabática, $q = 0$, resulta:

$$F \cdot h_F + q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + q_C \quad (\text{A.43})$$

Reorganizando, temos a equação utilizada na determinação da carga térmica no refeedor:

$$q_r = D \cdot h_D + B \cdot h_B + q_C - F \cdot h_F \quad (\text{A.44})$$

Aplicando um balanço térmico entre o prato 1 e o refeedor, tem-se que a coluna recebe a energia $F \cdot h_F$, na alimentação, q_r no refeedor e $L_C \cdot h_D$ no refluxo proveniente do condensador, perdendo a energia $V_1 \cdot H_1$ no prato 1 e $B \cdot h_B$ no resíduo. Assim:

$$F \cdot h_F + q_r + L_C \cdot h_D = V_1 \cdot H_1 + B \cdot h_B \quad (\text{A.45})$$

Sabendo que:

$$V_1 = L_C + D \quad (\text{A.46})$$

Resulta:

$$F \cdot h_F + q_r + L_C \cdot h_D = (L_C + D) \cdot H_1 + B \cdot h_B \quad (\text{A.47})$$

Das equações (A.41) e (A.47):

$$F \cdot h_F + q_r + L_C \cdot h_D + V_m \cdot H_m = (L_C + D) \cdot H_1 + L_{m-1} \cdot h_{m-1} \quad (\text{A.48})$$

Chega-se a relação que permite o cálculo do refluxo líquido L_{m-1} de cada prato, na seção de esgotamento:

$$\frac{L_{m-1}}{D} = \left\{ \left[\left(\frac{L_C}{D} \right) + 1 \right] \cdot H_1 + \left(\frac{B}{D} \right) \cdot H_m - \left(\frac{F}{D} \right) \cdot H_F - \left(\frac{L_C}{D} \right) \cdot h_D \right\} / (H_m - h_{m-1}) \quad (\text{A.49})$$

A.4 MÉTODO GRÁFICO DE MCCABE-THIELE

O método “McCABE - THIELE” consiste na aplicação de considerações feitas para o cálculo da destilação de misturas binárias em que a diferença de temperatura entre o topo e o fundo é pequena, através de um processo gráfico desenvolvido sobre um diagrama de equilíbrio. Neste caso, as propriedades térmicas das misturas são aproximadamente iguais em cada prato. Portanto, as entalpias de líquido são iguais, i.e.:

$$h_D = h_B = h_1 = h_2 = \dots = h_n = h_m = \mathbf{h} \quad (\text{A.50})$$

As entalpias de vapor são iguais, i.e.:

$$H_1 = H_2 = H_B = H_n = H_m = \mathbf{H} \quad (\text{A.51})$$

Para um ponto de ordem n , pode-se escrever:

$$H_n = h_n + \lambda_n \quad (\text{A.52})$$

Onde λ_n é o calor molar de vaporização.

Como as temperaturas e, principalmente, entalpias de líquido e vapor são aproximadamente iguais então λ também terá aproximadamente o mesmo valor em todos os pratos da torre.

Fazendo-se, na equação (A.35), todas as entalpias de vapor iguais a H e as de líquido, iguais a h:

$$\frac{L_n}{D} = \frac{\left\{ \left[1 + \left(\frac{L_C}{D} \right) \right] \cdot H - \left(\frac{L_C}{D} \right) \cdot h - H \right\}}{(H - h)} \quad (\text{A.53})$$

Simplificando, resulta:

$$\frac{L_n}{D} = \frac{L_C}{D} \quad (\text{A.54})$$

Portanto:

$$L_n = L_C = L \quad (\text{A.55})$$

A partir do balanço de massa na seção de retificação:

$$V_{n+1} = D + L_n \quad (\text{A.56})$$

Tem-se que:

$$V_{n+1} = D + L_C = V \quad (\text{A.57})$$

Estas relações mostram que as vazões molares de líquido e vapor são iguais em todos os pratos da seção de retificação.

Fazendo-se, na equação (A.48), todas as entalpias de vapor iguais a H e as de líquido iguais a h:

$$\frac{L_{m-1}}{D} = \left\{ \left[\left(\frac{L_C}{D} \right) + 1 \right] \cdot H + \left(\frac{B}{D} \right) \cdot H - \left(\frac{F}{D} \right) \cdot H_F - \left(\frac{L_C}{D} \right) \cdot h \right\} / (H - h) \quad (\text{A.58})$$

$$\frac{L_{m-1}}{D} = \frac{[L_C \cdot H + D \cdot H + B \cdot H - F \cdot H_F - L_C \cdot h]}{D \cdot (H - h)} \quad (\text{A.59})$$

$$\frac{L_{m-1}}{D} = \frac{[L_C \cdot (H - h)]}{D \cdot (H - h)} + \frac{[H \cdot (B + D) - F \cdot H_F]}{D \cdot (H - h)} \quad (\text{A.60})$$

Como:

$$B + D = F \text{ e } H - h = \lambda$$

Tem-se:

$$\frac{L_{m-1}}{D} = \frac{L_C}{D} + F \cdot \frac{H - H_F}{D \cdot \lambda} \quad (\text{A.61})$$

Simplificando:

$$L_{m-1} = L_C + F \cdot \frac{H - H_F}{\lambda} \quad (\text{A.62})$$

Como:

$$L_{m-1} = V_m + B$$

Tem-se que:

$$V_m + B = L_C + F \cdot (H - H_F) / \lambda \quad (\text{A.63})$$

$$V_m = L_C - B + F \cdot (H - H_F) / \lambda \quad (\text{A.64})$$

$$V_m = L_C - (F - D) + F \cdot (H - H_F) / \lambda \quad (\text{A.65})$$

Rearranjando:

$$V_m = (L_C + D) - +F \cdot [1 - (H - H_F) / \lambda] \quad (\text{A.66})$$

As equações (A.62) e (A.66) mostram que as vazões molares de líquido e vapor também são constantes na seção de esgotamento, mas diferem das vazões existentes na seção de retificação, sendo denominadas, a partir de então, respectivamente, L' e V' .

Como os valores das vazões de líquido e vapor são constantes em uma coluna com pequena diferença de temperatura entre o topo e o fundo, diz-se que ela opera a refluxo molar constante.

Estas simplificações aplicadas às equações (A.7) e (A.11), transformam as linhas de operação em retas de operação, para as seções de retificação (A.67) e esgotamento (A.68), no caso de operação a refluxo molar constante. Assim:

$$y_{n+1} = \left(\frac{L}{V}\right) \cdot x_n + \left(\frac{D}{V}\right) \cdot x_D \quad (\text{A.67})$$

$$y_{m+1} = \left(\frac{L'}{V'}\right) \cdot x_m + \left(\frac{B}{V'}\right) \cdot x_B \quad (\text{A.68})$$

A.4.1 Determinação Gráfica do Número de Pratos Teóricos

1ª etapa: Traçar a linha de alimentação (q_F) a partir de (x_F, x_F) e de sua inclinação.

2ª etapa: Determinar o ponto em que a ROR corta o eixo y. Este ponto terá como ordenada o valor $\left(\frac{D}{V}\right) \cdot x_D = \frac{x_D}{(R_D+1)}$.

3ª etapa: Localizar o ponto de coordenadas (x_D, x_D) na diagonal do diagrama.

4ª etapa: Traçar a ROR unindo os pontos de coordenadas $[0, \frac{x_D}{(R_D+1)}]$ com o ponto de coordenadas (x_D, x_D) .

5ª etapa: Localizar o ponto de coordenadas (x_B, x_B) na diagonal do diagrama.

6ª etapa: Traçar a ROE a partir do ponto de coordenadas (x_B, x_B) até o ponto determinado pela interseção da ROR com a linha de alimentação (q_F) .

No cálculo do número teórico de pratos por este método são traçadas, num diagrama x-y, uma curva de equilíbrio para o sistema dado e, com o auxílio das equações, as retas de operação das seções de retificação e esgotamento, sendo obtido um gráfico como o que está esquematizado na Figura A.4.

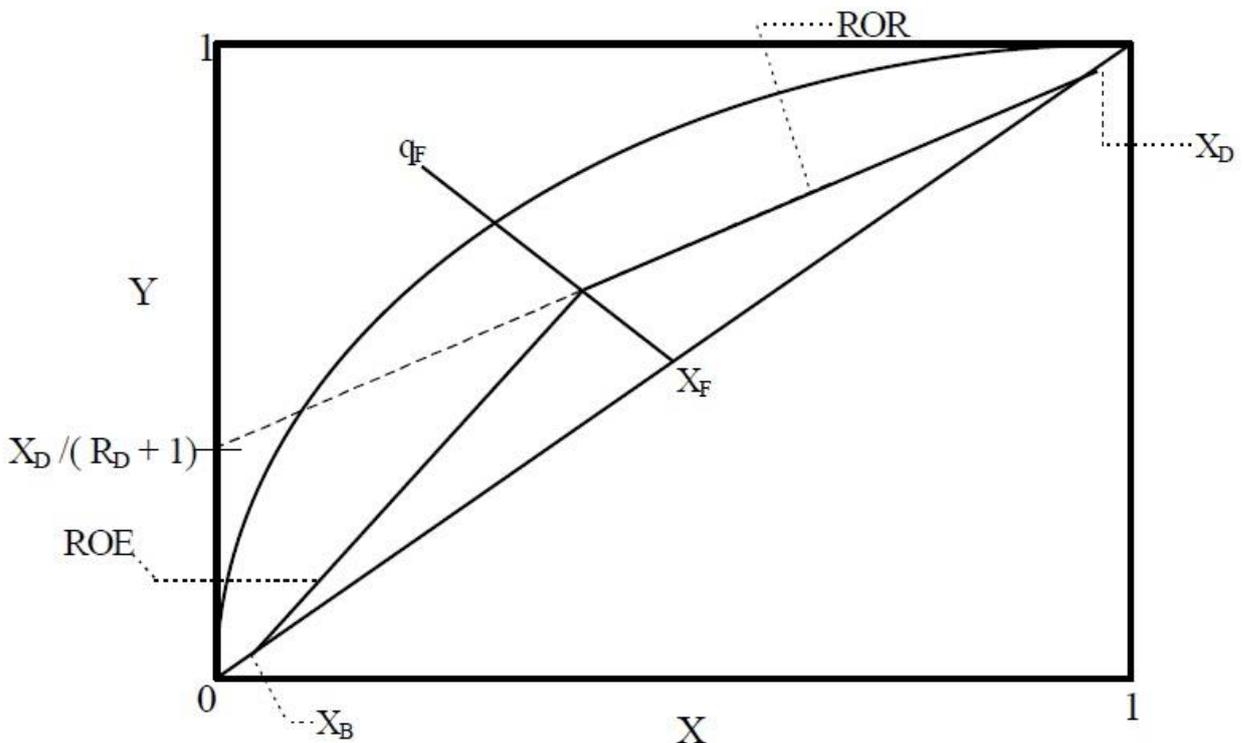


Figura A.3 Retas de operação de retificação e esgotamento (MOTTA LIMA, 2012).

7ª etapa: Construção gráfica do número de pratos teóricos. A partir da coordenada (x_D, x_D) é traçada uma reta horizontal até a curva de equilíbrio, determinando assim a composição do vapor que sai do topo da torre (y_1) , em equilíbrio com o líquido de composição x_1 . Do ponto (x_1) , deve-se traçar uma reta vertical até a reta de operação e novamente uma reta horizontal até a curva de equilíbrio, determinando assim a composição

do vapor que sai do segundo prato (y_2), em equilíbrio com o líquido de composição x_2 . Estes passos são repetidos até que se cruze a linha de alimentação, quando passam a ter como base a reta de operação da seção de esgotamento, terminando quando se atingir, ou ultrapassar, a composição desejada para o produto de fundo, x_B . O número total de pratos teóricos necessários é determinado a partir do número de degraus formados pela construção gráfica sobre o diagrama. A figura abaixo representa o resultado para uma coluna hipotética, onde foram encontrados quatro pratos teóricos.

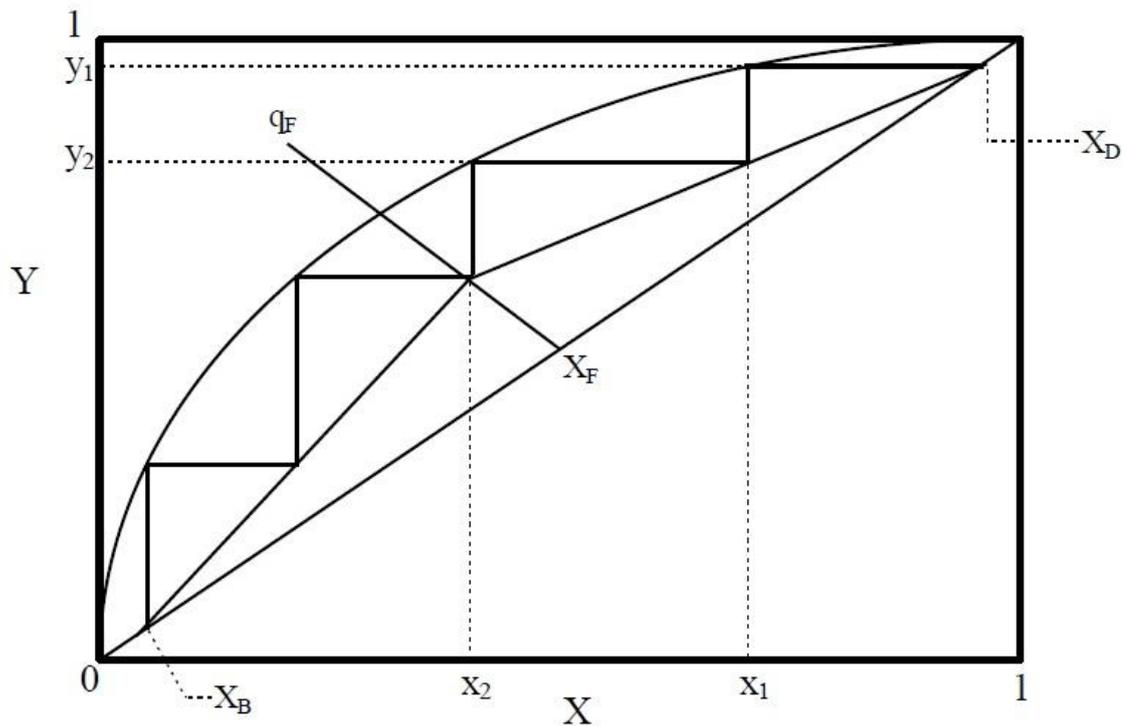


Figura A.4 Curva de equilíbrio com as linhas de operação (MOTTA LIMA, 2012).

O gráfico da Figura A.4 têm as seguintes propriedades:

- Os pontos do gráfico que representam as composições do líquido e do vapor em equilíbrio num mesmo prato teórico estão situados sobre a curva de equilíbrio.
- Os pontos do gráfico que representam a composição do vapor procedente de um prato teórico, em função da composição do líquido do prato imediatamente superior, estão situados sobre a linha de operação (correntes que se cruzam).

A.4.2 Colunas de Esgotamento Com Uso de Refervedor e Injeção Direta de Vapor

A reta de operação para a seção de esgotamento de uma coluna que opera com o uso de refervedor pode ser representada pela equação (A.11). Já a reta de operação para a mesma seção, considerando uma injeção de vapor saturado, pode ser representada pela equação abaixo:

$$y_{m+1} = \frac{B}{W} \cdot x_m - \frac{B \cdot x_B}{W} \quad (\text{A.69})$$

Na Figura A.5 é mostrada um esquema do fundo da coluna e a solução gráfica pelo método McCabe-Thiele usando refervedor e a outra, injeção direta de vapor saturado, com a construção dos degraus iniciada como na torre tradicional. A Figura A.5 possui as seguintes considerações:

- A alimentação entra como líquido saturado no ponto de bolha.
- Produto de fundo (x_B) com fração molar de 0,17.
- Eficiência global dos pratos de 100%.
- Razão mínima de refluxo de 1,16.
- Destilado (x_D) com fração molar de 0,85.
- Razão de refluxo (R_D) igual a 3,00.
- Alimentação (x_F) com fração molar de 0,46.

Pela Figura A.5, pode-se notar que no gráfico em que se usa injeção direta tende diminuir o número de pratos pelo fato de que a reta da seção de esgotamento se afasta da curva de equilíbrio.

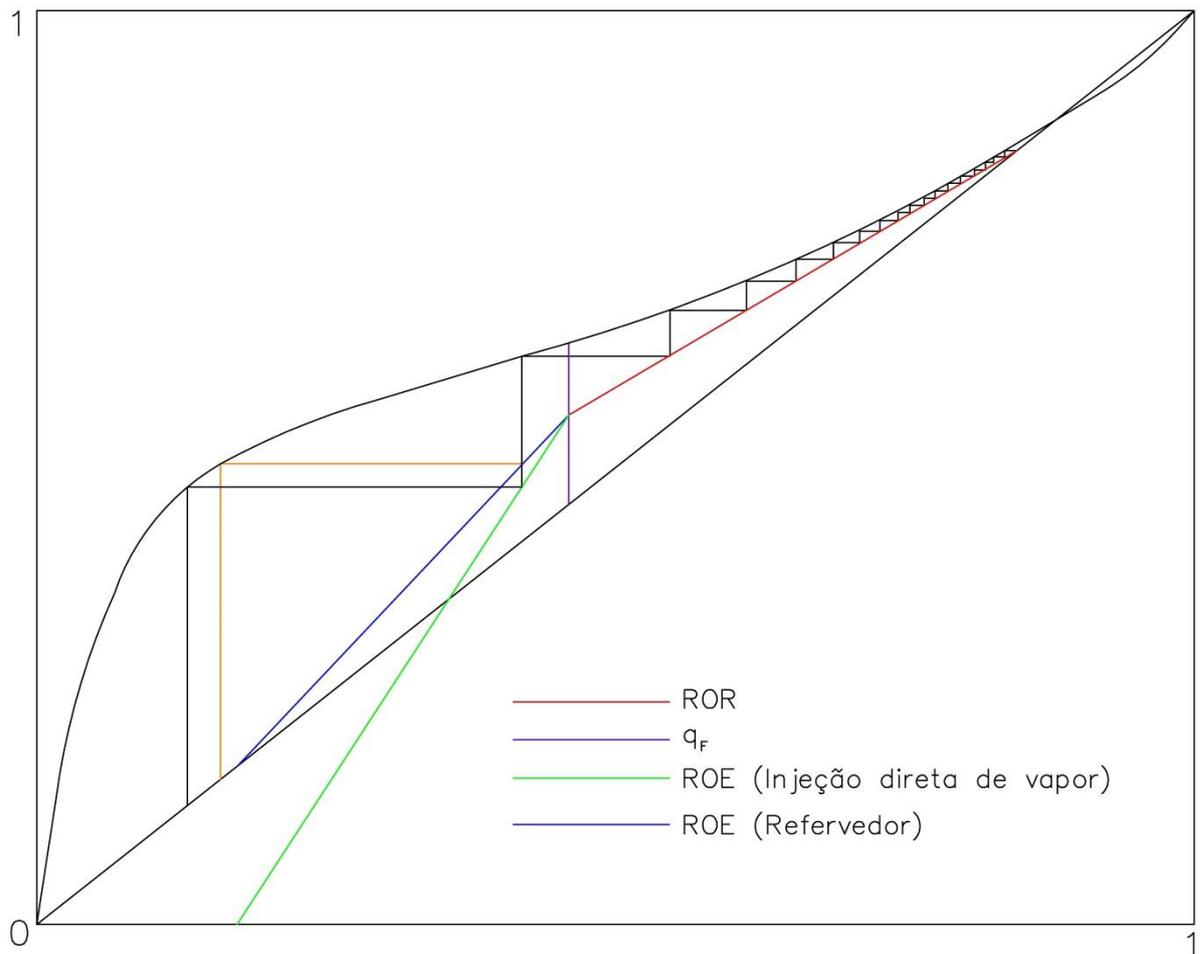


Figura A.5 Comparação da diferença do número de pratos entre o uso de refervedores e injeção direta de vapor pelo método gráfico de McCabe-Thiele.

A.5 FIGURA DO DIAGRAMA DE EQUILÍBRIO ETANOL-ÁGUA

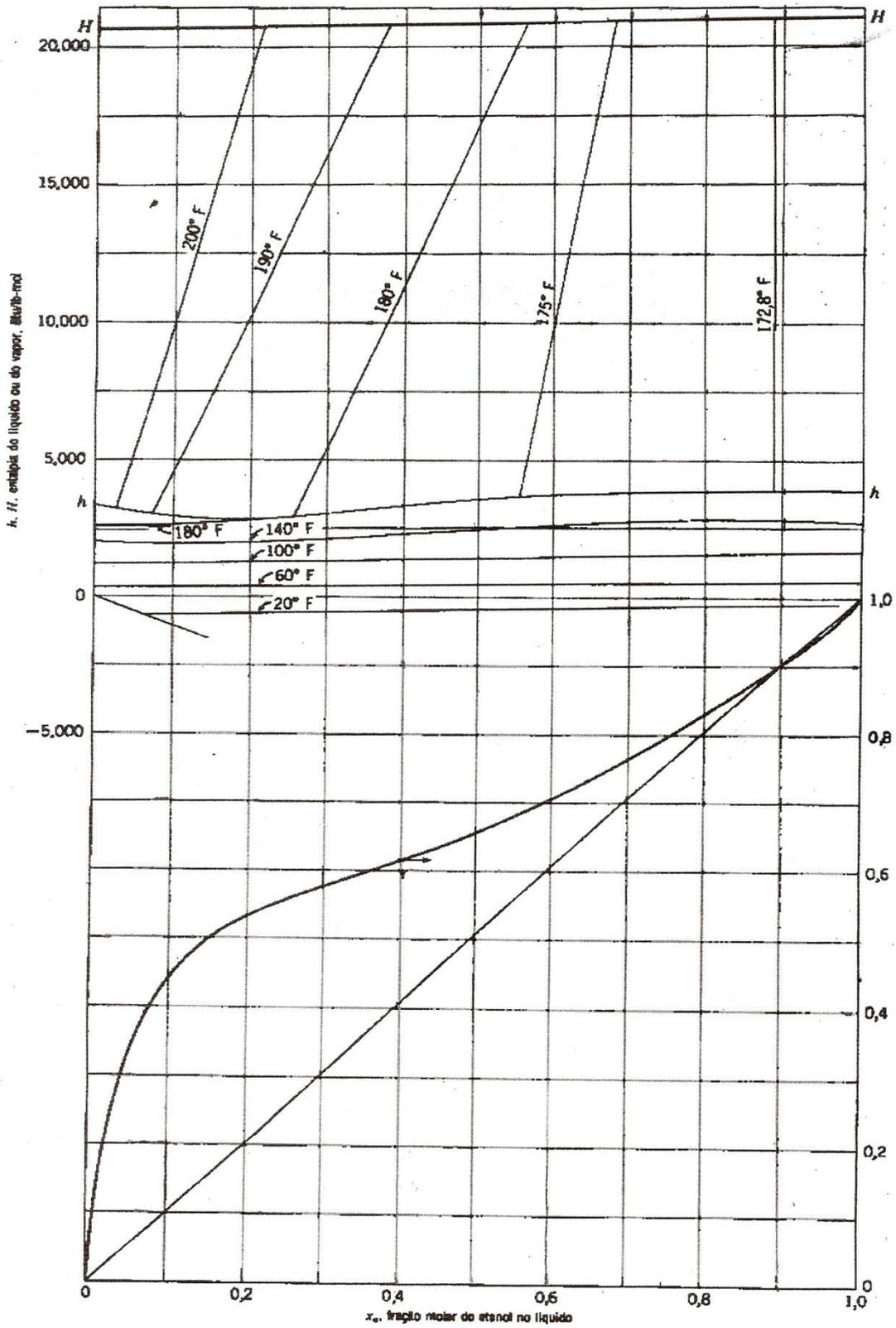


Figura A.6 Diagrama de equilíbrio etanol-água.