



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
Faculdade de Engenharia
Campus de Bauru

**REDUÇÃO DO VOLUME DE VINHAÇA ATRAVÉS DO
PROCESSO DE EVAPORAÇÃO**

TÚLIO CAMAÇARÍ DE CARVALHO

**Dissertação apresentada à
Faculdade de Engenharia da
UNESP – Campus de Bauru para
obtenção do título de mestre em
Engenharia Mecânica**

Bauru - SP
Dezembro – 2010



UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA
Faculdade de Engenharia
Campus de Bauru

**REDUÇÃO DO VOLUME DE VINHAÇA ATRAVÉS DO
PROCESSO DE EVAPORAÇÃO**

TÚLIO CAMAÇARÍ DE CARVALHO

Orientador: Prof. Dr. Celso Luiz da Silva

**Dissertação apresentada à
Faculdade de Engenharia da
UNESP – Campus de Bauru para
obtenção do título de mestre em
Engenharia Mecânica**

Bauru - SP
Dezembro – 2010

Carvalho, Túlio Camaçari.

Redução do Volume de Vinhaça através do Processo de Evaporação / Túlio Camaçari de Carvalho, 2011.
107 il.

Orientador: Celso Luiz da Silva

Dissertação (Mestrado)-Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia Mecânica, Bauru, 2011

1. Vinhaça. 2. Evaporação. 3. Simulação de Processos. I. Universidade Estadual Paulista. Faculdade de Engenharia Mecânica. II. Título.

ATA DA DEFESA PÚBLICA DA DISSERTAÇÃO DE Mestrado DE TÚLIO CAMAÇARI DE CARVALHO, DISCENTE DO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA, DO(A) FACULDADE DE ENGENHARIA DE BAURU.

Aos 16 dias do mês de dezembro do ano de 2010, às 09:00 horas, no(a) ANFITEATRO DA SEÇÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO DA FACULDADE DE ENGENHARIA, reuniu-se a Comissão Examinadora da Defesa Pública, composta pelos seguintes membros: Prof. Dr. CELSO LUIZ DA SILVA do(a) Departamento de Engenharia Mecânica / Faculdade de Engenharia de Bauru, Prof. Dr. CARLOS EDUARDO VAZ ROSSELL do(a) Laboratório Nacional de Ciência e Tecnologia do Bioetanol / Universidade Estadual de Campinas - UNICAMP, Prof. Dr. GERALDO LUIZ PALMA do(a) Departamento de Engenharia Mecânica / Faculdade de Engenharia de Bauru, sob a presidência do primeiro, a fim de proceder a arguição pública da DISSERTAÇÃO DE Mestrado de TÚLIO CAMAÇARI DE CARVALHO, intitulado "REDUÇÃO DO VOLUME DE VINHAÇA ATRAVÉS DO PROCESSO DE EVAPORAÇÃO". Após a exposição, o discente foi arguido oralmente pelos membros da Comissão Examinadora, tendo recebido o conceito final: Aprovado. Nada mais havendo, foi lavrada a presente ata, que, após lida e aprovada, foi assinada pelos membros da Comissão Examinadora.


Prof. Dr. CELSO LUIZ DA SILVA


Prof. Dr. CARLOS EDUARDO VAZ ROSSELL


Prof. Dr. GERALDO LUIZ PALMA

DADOS CURRICULARES
TÚLIO CAMAÇARÍ DE CARVALHO

NASCIMENTO: 08.07.1975

FILIAÇÃO: Osmar Pereira de Carvalho e Iraci Camaçarí de Carvalho

1995/2000: Curso de Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas

2004/2006: Curso de Pós-Graduação “Latu-Sensus” em Gestão Empresarial, Instituto Nacional de Pós-Graduação

2001/2002: Engenheiro de Projetos Trainee, Dedini S/A Indústrias de Base

2002/2005: Engenheiro de Projetos, Dedini S/A Indústrias de Base

2005/2007: Técnico de Projetos, Zilor Energia e Alimentos

2007/2010: Analista de Projetos, Zilor Energia e Alimentos

2010: Especialista de Processos Industriais, Zilor Energia e Alimentos

DEDICATÓRIA

À minha esposa Livia e ao meu filho Luiz Henrique.

AGRADECIMENTOS

A Deus, criador supremo.

À minha esposa Livia e ao meu pequeno filho Luiz Henrique pela paciência nos momentos que tive que permanecer ausente e pelo amor de onde retiro a energia para crescer.

Ao meu pai Osmar (*in memoriam*) que se foi cedo, mas me deixou um exemplo de honestidade e hombridade, base dos meus valores.

À minha mãe Iraci, que também é pai, pelo apoio aos meus estudos e pela perseverança em lutar diante das adversidades da vida, ensinamento que levarei pelo resto da minha vida.

Aos meus irmãos Glauco e Samara, pela amizade, carinho e apoio em todos os momentos.

Ao Professor Dr. Celso Luiz da Silva, pela orientação, compreensão e colaboração essencial a este trabalho, além da amizade sincera.

À Zilor Energia e Alimentos, pela permissão de utilização do software SugarsTM, indispensável aos cálculos efetuados.

Aos Engenheiros Guilherme Fernandes e Paulo Henrique, pela indispensável colaboração no fornecimento dos dados e esclarecimentos.

Aos professores do curso de pós-graduação, pela dedicação e ensinamentos transmitidos.

Aos funcionários da secretaria do curso de pós-graduação, pelo pronto atendimento e profissionalismo.

Aos colegas de curso, pela amizade e troca de experiências valiosas.

SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS.....	III
LISTA DE TABELAS.....	VI
LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS	VII
RESUMO	X
ABSTRACT.....	XI
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVOS	4
2.1. Objetivos Gerais	4
2.2. Objetivos específicos	4
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	5
3.1. O processo de fabricação do álcool de cana-de-açúcar	5
3.2. Vinhaça.....	8
3.2.1. Tratamentos para vinhaça.....	11
3.2.2. Fertirrigação da vinhaça	14
3.2.3. Biodigestão anaeróbia da vinhaça.....	16
3.2.4. Transporte da vinhaça até os canaviais.....	20
3.3. Evaporação	25
3.4. Coeficiente global de transferência de calor em evaporadores.....	38
3.5. Perdas de calor na evaporação	44
3.6. Evaporação da Vinhaça.....	45
4. MATERIAL E MÉTODOS	47
4.1. Descrição da planta de evaporação de vinhaça.....	47
4.2. Balanço de Massa e Energia em Sistemas de Evaporação	54
4.3. Descrição do software Sugars TM	60
5. RESULTADOS E DISCUSSÃO	64
5.1. Cálculo do balanço de massa e energia da planta de evaporação.....	64
5.2. Cálculo dos coeficientes de transferência de calor.....	74
5.3. Cálculo das áreas de troca térmica dos evaporadores de vinhaça.....	75
5.4. Cálculo do balanço de massa e energia de uma planta de evaporação de vinhaça para uma usina fictícia que produza 1.000 m ³ /dia de etanol	76

5.5. Avaliação da redução dos custos de transporte de vinhaça concentrada através de caminhão tanque.....	79
6. CONCLUSÕES	82
7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	84

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Mapa “Zoneamento Agroambiental para o setor sucroalcooleiro do Estado de São Paulo”. Fonte: SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE, SMA (2010).	3
Figura 2 - Fluxograma simplificado do processo de fabricação do etanol. Fonte: Adaptado de SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE, SMA, ETANOL VERDE (2010).	7
Figura 3 - Evolução da produção de etanol e vinhaça.....	11
Figura 4 - Fotografia de lagoa de vinhaça. Fonte: LIMONI (2008).....	12
Figura 5 - Fotografia de canal condutor de vinhaça. Fonte: LIMONI (2008).....	14
Figura 6 - Fotografia da aplicação da vinhaça “in natura” na lavoura de cana-de-açúcar. Fonte: MUNDO DA CANA (2010).	15
Figura 7 - Esquema dos processos bioquímicos da digestão anaeróbia.....	17
Figura 8 - Planta de biodigestão da vinhaça na destilaria INEXPORT, Pernambuco. Fonte: NETO (2004).	19
Figura 9 - Esquema de um reator UASB. Fonte: Adaptado de PAQUES (2010).....	20
Figura 10 - Representação esquemática dos sistemas de distribuição de vinhaça. Fonte: SILVA (2009).	21
Figura 11 - Depósito de vinhaça impermeabilizado. Fonte: SOUSA (2007).	21
Figura 12 - Distribuição da vinhaça por gravidade. Fonte: SOUSA (2007).....	22
Figura 13 - Distribuição da vinhaça por aspersores semi-fixos. Fonte: SOUSA (2007).	23
Figura 14 - Distribuição da vinhaça por canhão hidráulico. Fonte: SOUSA (2007). .	23
Figura 15 - Distribuição da vinhaça por caminhão em conjunto com moto bomba e por gravidade através de barra aplicadora. Fonte: SOUSA (2007).	24
Figura 16 - Esquema típico de um evaporador.....	26
Figura 17 – Fotografia de tacho em batelada. Fonte: MAX MACHINE (2010).....	26
Figura 18 - Corte esquemático de evaporadores com circulação natural com (a) calandra e (b) tubos verticais. Fonte: FRANCO (2001).	27
Figura 19 - Esquema de um evaporador com circulação forçada. Fonte: TECALIM (2010).	29
Figura 20 - Corte esquemático de um evaporador de filme descendente. Fonte: HUGOT (1986).	29

Figura 21 - Esquema de um evaporador de filme agitado. Fonte: MMC EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS (2010).....	30
Figura 22 – Fotografia de evaporador a placas. Fonte: DIRECTINDUSTRY (2010).	31
Figura 23 - Evaporação com três efeitos.	32
Figura 24 - Evaporação com recompressão mecânica.....	34
Figura 25 - Evaporação com termocompressão.	35
Figura 26 - Evaporação com tambor de expansão.	36
Figura 27 - Evaporação com aproveitamento do condensado de vapor vegetal.	36
Figura 28 - Evaporação com correntes de extração de vapor vegetal.....	37
Figura 29 - Evaporação com trocadores de calor intermediários.....	38
Figura 30 - Vista frontal da usina Cerradinho.	47
Figura 31 - Vista aérea da usina Cerradinho. Fonte: JORNAL DA CANA (2006).....	48
Figura 32 - Fluxograma básico da unidade de concentração de vinhaça da Usina Cerradinho.....	49
Figura 33 - Esquema de um condensador evaporativo. Fonte: Adaptado de AMACAN (2010).	50
Figura 34 - Vista I da unidade de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho.	51
Figura 35 - Vista II da unidade de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho.	51
Figura 36 - Condensador evaporativo da unidade de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho.....	52
Figura 37 - Condensado recuperado da evaporação da Vinhaça na Usina Cerradinho.....	52
Figura 38 - Aplicação de vinhaça concentrada no solo através de caminhão tanque.	53
Figura 39 - Tanque de vinhaça concentrada.	53
Figura 40 - Esquema típico de evaporação a múltiplos efeitos.....	55
Figura 41 - Esquema típico de evaporação com aproveitamento de condensados..	59
Figura 43 - Janela para entrada de dados da vinhaça.....	65
Figura 44 - Janela para entrada de dados do vapor de alimentação.....	65
Figura 45 - Janela para entrada de dados do primeiro efeito.	67
Figura 46 - Janela para entrada de dados do segundo efeito.....	67
Figura 47 - Janela para entrada de dados do terceiro efeito.	68
Figura 48 - Janela para entrada de dados do quarto efeito.	68
Figura 49 - Janela para entrada de dados do quinto efeito.....	69

Figura 50 - Modelo gráfico da planta de evaporação de vinhaça.	70
Figura 51 - Brix da vinhaça concentrada.	71
Figura 52 - Vazão da vinhaça concentrada.	71
Figura 53 - Vazão e temperatura do condensado.....	72
Figura 54 - Modelo gráfico da planta de evaporação de vinhaça para usina que produza 1.000 m ³ /dia de etanol.....	78
Figura 55 - Custo de aplicação de vinhaça por caminhões e custo de aplicação de adubo em função da distância. Fonte: SOUZA (2007)	79
Figura 56 - Custo do transporte da vinhaça por caminhões em função da distância entre a usina e a área de aplicação.....	80

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Composições da vinhaça em função do tipo de mosto.....	8
Tabela 2 - Constantes K1 e K2.....	10
Tabela 3 - Volume de vinhaça produzido por volume de etanol produzido	10
Tabela 4 - Valores de coeficientes globais de transferência de calor utilizados para o projeto de evaporadores.....	44
Tabela 5 - Dados coletados na usina	54
Tabela 6 - Valores médios da planta de evaporação de vinhaça utilizados como dados de entrada do software	64
Tabela 7 - Valores calculados pela simulação.....	72
Tabela 8 - Comparação entre os valores calculados e informados pela usina.....	73
Tabela 9 - Valores de coeficientes globais de transferência de calor (U) calculados para a planta de evaporação de vinhaça.....	74
Tabela 10 - Valores de área de troca térmica calculados para a planta de evaporação de vinhaça.....	75
Tabela 11 - Valores calculados pela simulação para 325 m ³ /h de vinhaça	76
Tabela 12 - Variação do raio econômico em função do brix da vinhaça.....	80

LISTA DE ABREVIATURAS E SÍMBOLOS

- A: área de troca térmica de um evaporador, m^2 ;
- AEAC: álcool etílico anidro combustível;
- AEHC: álcool etílico hidratado combustível;
- C: calor específico do fluido, $J/kg \cdot ^\circ C$ ou $J/kg \cdot K$;
- Cp: calor específico a pressão constante, $J/kg \cdot ^\circ C$;
- D: diâmetro interno do tubo, m;
- DBO: demanda bioquímica de oxigênio;
- DQO: demanda química de oxigênio;
- DS: concentração mássica de sólidos (Brix) para o cálculo do Cp, %;
- e: espessura da parede metálica entre o vapor de alimentação e o líquido a ser evaporado no evaporador ou espessura dos tubos do evaporador, m;
- G: vazão mássica do fluido no interior do tubo, $kg/s \cdot m^2$;
- $^\circ GL$: grau alcoólico na escala Gay Lussac;
- GL_{vinho} : grau alcoólico do vinho, escala Gay Lussac;
- h_F : coeficiente de transmissão de calor ou de película do fluido no interior do tubo, $kW/m^2 \cdot K$ ou $kW/m^2 \cdot ^\circ C$;
- h_1 : coeficiente de transmissão de calor ou de película do vapor de alimentação do evaporador, $kW/m^2 \cdot K$ ou $kW/m^2 \cdot ^\circ C$;
- h_2 : coeficiente de transmissão de calor ou de película do líquido que está sendo evaporado no evaporador, $kW/m^2 \cdot K$ ou $kW/m^2 \cdot ^\circ C$;
- $h_{C,i}$: entalpia do condensado do efeito i, kJ/kg;
- $h_{C,i0}$: entalpia do condensado do flash do efeito i, kJ/kg;
- $h_{L,0}$: entalpia do líquido alimentado ao efeito 1, kJ/kg;
- $h_{L,i-1}$: entalpia do líquido alimentado ao efeito i, kJ/kg;
- $h_{L,i}$: entalpia do líquido concentrado no efeito i, kJ/kg;
- $h_{L,N}$: entalpia do líquido concentrado do efeito N, kJ/kg;
- $h_{V,0}$: entalpia do vapor alimentado ao efeito 1, kJ/kg;
- $h_{V,i}$: entalpia do vapor gerado no efeito i, kJ/kg;
- $h_{V,i-1}$: entalpia do vapor alimentado ao efeito i, kJ/kg;
- $h_{V,N}$: entalpia do vapor gerado no efeito N, kJ/kg;

$\Delta h_{VL,i-1}$: entalpia de vaporização do vapor de alimentação do efeito i, kJ/kg;

k: condutividade térmica dos tubos ou da parede metálica que separa o vapor de alimentação e o líquido que está sendo evaporado em um evaporador, kW/K.m ou kW/°C.m;

k_F : condutividade térmica do fluido no interior do tubo, kW/K.m ou kW/°C.m;

$\dot{m}_{C,i}$: vazão mássica do condensado do evaporador i, kg/h;

$\dot{m}_{C,i0}$: vazão mássica de condensado do flash do evaporador i, kg/h;

$\dot{m}_{FV,i}$: vazão mássica de vapor do flash do evaporador i, kg/h;

$\dot{m}_{L,0}$: vazão mássica de líquido alimentado ao efeito 1, kg/h;

$\dot{m}_{L,i}$: vazão mássica de líquido concentrado do efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{L,i-1}$: vazão mássica de líquido alimentado ao efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{L,N}$: vazão mássica de líquido concentrado do efeito N, kg/h;

$\dot{m}_{V,i}$: vazão mássica de vapor gerado no efeito i e que alimenta o efeito i+1, kg/h;

$\dot{m}_{VB,i}$: vazão mássica do vapor extraído do efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{V,0}$: vazão mássica de vapor alimentado ao efeito 1, kg/h;

$\dot{m}_{V,i-1}$: vazão mássica de vapor alimentado ao efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{V,N}$: vazão mássica de vapor gerado no efeito N e direcionado ao condensador, kg/h;

$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i}$: somatória das vazões mássicas de condensado do efeito 1 ao efeito N, kg/h;

$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{VB,i}$: somatória das vazões mássicas do vapor extraído do efeito 1 ao efeito N, kg/h;

PU: pureza, massa de sacarose em kg/massa de sólidos solúveis totais em kg;

\dot{Q} : taxa de calor transmitido pelo vapor de alimentação em um evaporador, kW;

\dot{Q}_i : taxa de calor transmitido pelo vapor de alimentação no efeito i, kW;

$\dot{Q}_{transferido,i}$: taxa de calor transferido do efeito i para o meio ambiente, kW;

$\sum_{i=1}^N \dot{Q}_{transferido,i}$: somatória das taxas de calor transferido ao meio ambiente do

efeito 1 ao efeito N, kW;

$\sum R$: somatória das resistências à transmissão de calor em um evaporador, $m^2 \cdot K/kW$ ou $m^2 \cdot ^\circ C/kW$;

$\tau_{evaporação}$: vazão de vapor vegetal produzido por um evaporador por unidade de área e por unidade de temperatura, $lb./ft^2 \cdot h \cdot ^\circ F$ e $kg./h \cdot m^2 \cdot K$;

T : temperatura para o cálculo do C_p , $^\circ C$;

T_L : temperatura de ebulição do líquido no interior de um evaporador, $^\circ C$;

T_V : temperatura do vapor alimentado à calandra de um evaporador, $^\circ C$;

$T_{VG,N}$: temperatura do vapor gerado no último efeito N de um sistema de evaporação a múltiplos efeitos, $^\circ C$.

U : coeficiente global de transferência de calor, $kW/m^2 \cdot K$ e $kW/m^2 \cdot ^\circ C$;

$V_{vinhaça}$: volume de vinhaça por volume de etanol, L de vinhaça/L de etanol;

w_{DS} : concentração mássica de sólidos (Brix) do líquido em um evaporador, %;

$w_{DS,0}$: concentração mássica de sólidos (Brix) no líquido alimentado ao efeito 1, %;

$w_{DS,i-1}$: concentração mássica de sólidos (Brix) no líquido alimentado ao efeito i, %;

$w_{DS,i}$: concentração mássica de sólidos (Brix) do líquido concentrado do efeito i, %;

$w_{DS,N}$: concentração mássica de sólidos (Brix) no líquido concentrado do efeito N, %;

$w_{DS,s}$: concentração mássica de sólidos (Brix) do líquido concentrado na saída de um efeito de evaporação, %;

μ : viscosidade do fluido, kg/m.s.

RESUMO

A perspectiva de aumento da produção de álcool combustível causa preocupação com relação à destinação da vinhaça, subproduto da destilação do etanol de cana. A vinhaça é um poluente com alto teor de orgânicos e inorgânicos e que precisa ser tratada. Atualmente, a utilização da vinhaça “in natura” no solo é comum, porém, há controvérsias sobre salinização do solo e contaminação de aquíferos subterrâneos.

Dentre os processos de tratamento da vinhaça, encontram-se na literatura científica, vários trabalhos a respeito da fertirrigação e digestão anaeróbia, mas não a respeito da evaporação da vinhaça, que pode ser realizada através de evaporadores tipo filme descendente.

O objetivo deste trabalho foi avaliar o potencial de redução da quantidade de vinhaça através da evaporação, o que não descarta a utilização da vinhaça concentrada como fertilizante. Para isto, elaborou-se o balanço de massa e energia de uma planta de múltiplos efeitos de evaporação de vinhaça localizada na cidade de Potirendaba, São Paulo. Os resultados obtidos foram comparados com os dados da planta. A unidade de evaporação tem capacidade de processar cerca de 100 m³/h de vinhaça e recupera cerca de 80 m³/h de água para o processo da usina. O balanço foi elaborado através de um software comercial (SugarsTM) sendo que os resultados obtidos pela simulação refletiram os dados coletados na planta.

Os coeficientes de transferência de calor e a área dos evaporadores foram calculados a partir de correlações da literatura. Analisou-se também recuperação de água em uma usina fictícia que produz 1.000 m³/dia de etanol, visando avaliar a evaporação de vinhaça como possível tecnologia a ser empregada para se atingir os requerimentos da resolução n° 88 da Secretaria de Estado do Meio Ambiente, que determina o consumo de água nas usinas em até 1 m³ por tonelada de cana moída.

Finalmente, foi analisado o potencial de redução de custo do transporte de vinhaça por caminhões tanque.

ABSTRACT

The perspective of increase in ethanol fuel production causes a worry about the vinasse destiny, an industrial waste from ethanol distillation. The vinasse is a pollutant with high concentrations in organic and inorganic compounds and it needs to be treated. Nowadays, the use of vinasse “in natura” in the soil is a common practice; however there are controversies about increase in the salts concentration in soil and water table contamination.

Among vinasse treatment processes, there are several scientific approaches about direct application in soil and anaerobic digestion, but not about vinasse evaporation, that can be carry on in falling film evaporators.

The proposal of this work was to study the decrease in the vinasse amount with the evaporation process, what does not eliminate the use of concentrated vinasse as a fertilizer. For this, it was elaborated the mass and energy balance for a multiple effect evaporation plant of vinasse based in Potirendaba city, São Paulo State. The obtained results were compared with the plant data. The evaporation plant has a process capacity of around to 100 m³/h and it recovers around to 80 m³/h of water to the mill process. The balance will be obtained through process modeling and simulation software (Sugars TM), it being the results agreed with the plant information.

The heat transfer coefficients and the areas for the evaporators were calculated from literature correlations. It also was analyzed the water recovery of a fictitious sugar and ethanol mill that produces 1,000 m³/day of ethanol, in order to evaluate the vinasse evaporation as possible technology to be employed to attend the requirements of the law number 88 of Environment State Department, which determines a maximum water consumption of 1 m³ per tons of sugar cane processed.

Finally, it was analyzed the potential reduction of vinasse transport cost by tank trucks.

1. INTRODUÇÃO

As oscilações do preço do barril do petróleo, as projeções de escassez para as fontes petrolíferas e os problemas ambientais oriundos da queima desses combustíveis têm feito o mundo refletir sobre alternativas que possam ser inseridas na matriz energética global. A tendência é a busca por combustíveis renováveis e menos agressivos ao meio ambiente. Neste contexto, o álcool brasileiro ou simplesmente etanol desponta como uma importante opção. Atualmente no Brasil, o etanol produzido a partir da cana-de-açúcar substitui a metade da gasolina que seria consumida e seu custo é competitivo sem os subsídios que ocorriam na criação do Proálcool. (BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL; CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS, 2008).

No processo de produção do etanol a partir da cana, a vinhaça aparece como um subproduto de destaque. A vinhaça é um líquido de coloração marrom escura, proveniente da destilação do vinho, líquido com teor alcoólico derivado da fermentação do mosto produzido a partir do caldo de cana-de-açúcar. A vinhaça apresenta elevada demanda bioquímica de oxigênio e é produzida na proporção média de 13 litros por litro de álcool destilado. (NETO, 2008). A quantidade de vinhaça produzida por usina depende de vários fatores, dentre os quais, podem ser citados como principais: características do mosto utilizado, grau alcoólico do vinho a ser destilado e utilização ou não de aquecedores indiretos e diretos nas colunas de destilação.

A perspectiva de aumento da produção de etanol combustível é fato marcante devido ao aumento da frota veicular com a utilização dos veículos multi-combustíveis e ao consumo de etanol anidro que é adicionado à gasolina no mercado interno e externo, o que faz crescer a preocupação com o destino a ser dado à vinhaça (SIQUEIRA, 2008).

A vinhaça é um poluente com alto teor de orgânicos e que precisa ser tratada. Sua deposição em qualquer coleção hídrica foi proibida pela portaria nº 323 de 29 de novembro de 1978 do extinto Ministério do Interior. Atualmente, a utilização da vinhaça através da fertirrigação é comum e impede que seja descartada nos corpos aquáticos, possibilitando a fertilização dos solos agricultáveis, além da redução dos custos de plantio. Porém, há controvérsias sobre salinização do solo e contaminação de aquíferos subterrâneos. A aplicação da vinhaça ao solo sem critério pode

ocasionar desequilíbrio de nutrientes, gerando resultados diferentes dos esperados. Hoje, existem novas normas ambientais que restringem o uso da vinhaça no solo (SALOMON, 2007).

A fertirrigação promove a dispersão “in natura” de um volume de vinhaça que varia entre 400 a 500 m³/ha para mostos de caldo de cana, aumentando as quantidades de cálcio, potássio, nitrogênio e fósforo no solo. Considerando a dispersão em áreas próximas às unidades produtoras, durante anos consecutivos, devido à redução de custos de transportes e disponibilidade de recursos e equipamentos adequados, o volume de vinhaça aplicado supera o recomendado. Soma-se a isso, a possibilidade de infiltrações e percolações, contaminando o lençol freático e representando risco à saúde humana (GRANATO, 2003).

Corazza (2001) identificou quatro grupos de opções tecnológicas para destinação da vinhaça: evaporação, fermentação aeróbia, digestão anaeróbia e outros usos como a fertirrigação.

Encontram-se na literatura científica, vários trabalhos a respeito da fertirrigação e digestão anaeróbia, mas não a respeito da evaporação da vinhaça. Atualmente, no Brasil, duas usinas já possuem plantas de evaporação de vinhaça em operação.

Em 1990, as usinas utilizavam em média 5,6 m³ de água por tonelada de cana produzida. Em 1997, reduziu-se o consumo para 5 m³ e em 2005 a indústria canavieira já era capaz de consumir algo torno de 1,8 m³ de água por tonelada de cana produzida. Essa redução se deu principalmente à utilização da vinhaça ao invés da água para irrigar a lavoura, à utilização de circuitos fechados de água e diminuição da lavagem da cana no início do processo. (REVISTA ÁGUA GESTÃO E SUSTENTABILIDADE, 2009)

Em 19 de dezembro de 2009, a Secretaria de Estado do Meio Ambiente (Estado de São Paulo) publicou a resolução SMA N° 88 que define as diretrizes técnicas para o licenciamento de empreendimentos do setor sucroalcooleiro no Estado de São Paulo. Dentre as diretrizes, tal resolução define que novos empreendimentos no setor, incluindo a ampliação de usinas já existentes, devem utilizar 0,7m³ a 1m³ de água por tonelada de cana moída, dependendo da localização dos mesmos. Nas áreas classificadas como adequadas ou como adequadas com limitações ambientais, deve se utilizar até 1m³ de água por tonelada de cana processada e nas áreas classificadas como adequadas com restrições

ambientais esse valor cai para 0,7 m³. (SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE, SMA, 2008). Essa determinação favorece tecnologias de reutilização de água nas usinas, como a que é obtida através da evaporação da vinhaça.

O mapa do Estado de São Paulo da Figura 1 apresenta as áreas adequadas na cor verde escura, áreas adequadas com limitações ambientais na cor verde clara, áreas adequadas com restrições ambientais na cor amarela e áreas inadequadas na cor vermelha.

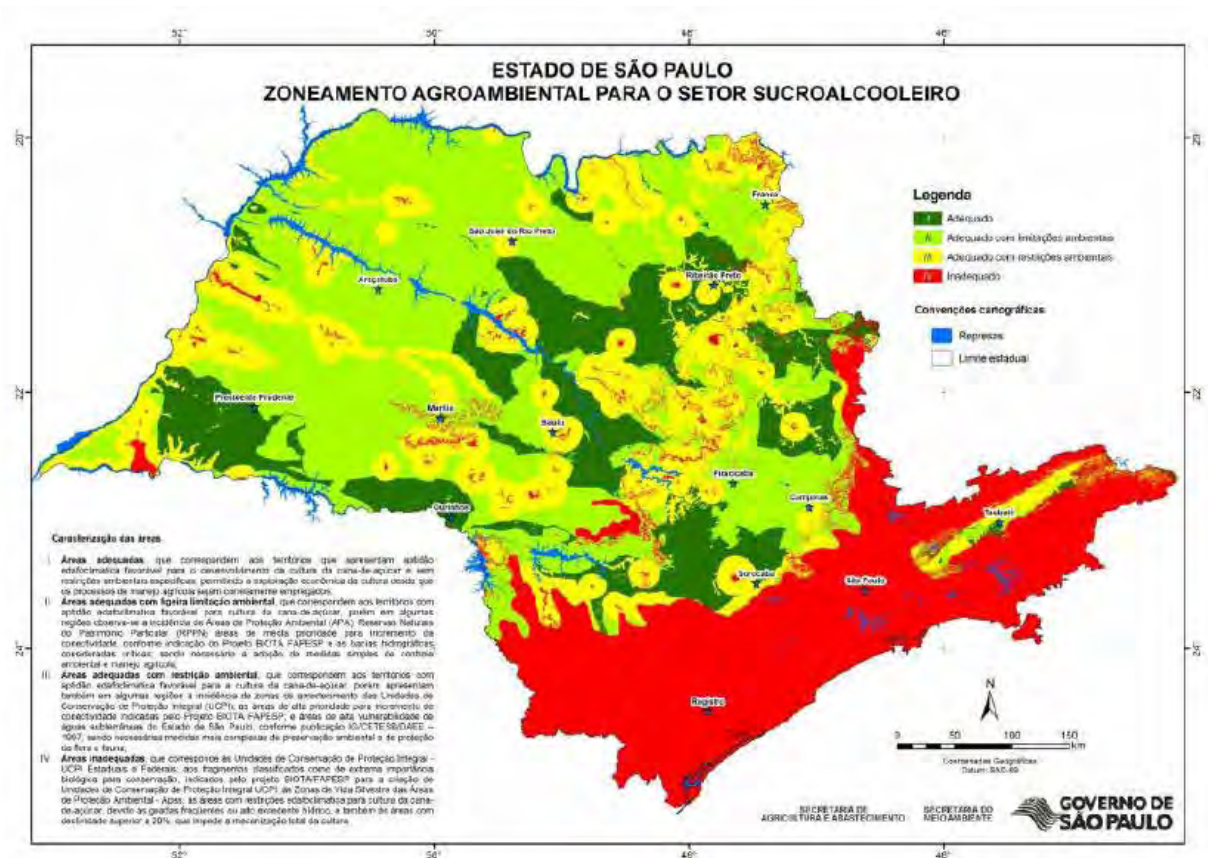


Figura 1 - Mapa “Zoneamento Agroambiental para o setor sucroalcooleiro do Estado de São Paulo”.
Fonte: SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE, SMA (2010).

2. OBJETIVOS

2.1. Objetivos Gerais

O objetivo geral deste trabalho foi avaliar o potencial de redução da quantidade de vinhaça e conseqüentemente a redução na captação de água por parte das usinas através da evaporação, o que não descarta a utilização da vinhaça concentrada como fertilizante visando à redução de custos na compra de fertilizantes industrializados.

2.2. Objetivos específicos

- Elaborar o balanço de massa e energia de uma planta de evaporação de vinhaça de cinco efeitos localizada na cidade de Potirendaba-SP.
- Calcular o coeficiente de troca térmica e a área de cada efeito de evaporação da planta a partir de correlações encontradas na literatura.
- Avaliar o potencial de economia de captação de água por parte das usinas ao se utilizar da evaporação da vinhaça em uma usina fictícia que produza 1.000 m³ de etanol por dia.
- Avaliar o potencial de economia no transporte da vinhaça até os pontos de aplicação nas lavouras de cana através de caminhões tanque.

3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1. O processo de fabricação do álcool de cana-de-açúcar

O álcool ou etanol é um líquido incolor, de odor característico obtido da fermentação alcoólica do caldo de cana ou da mistura de caldo e mel, produto resultante de uma das etapas da fabricação do açúcar, para posterior destilação. A portaria nº 2 da Agência Nacional do Petróleo (ANP) estabelece as especificações para comercialização em todo o território nacional e define obrigações sobre o controle de qualidade do Álcool Etílico Anidro Combustível (AEAC), adicionado à gasolina na proporção de 20% a 25%, e do Álcool Etílico Hidratado Combustível (AEHC), utilizado como combustível direto nos automóveis movidos a álcool. Segundo tal portaria, o AEAC deve apresentar o mínimo de 99,3 °INPM e o AEHC deve apresentar entre 92,6 e 93,8 °INPM (AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, 2002). O grau INPM é uma unidade utilizada pelo Instituto de Pesos e Medidas para expressar a porcentagem de etanol em peso em uma mistura hidro-alcoólica, assim um frasco de etanol com 92 °INPM possui 92% em massa de etanol e 8% em massa de água.

Após ser extraído pelas moendas, parte de todo o caldo de cana é encaminhada para o processo de fabricação de álcool, a outra parte é encaminhada para o processo de fabricação de açúcar. Pode-se variar a produção de álcool e açúcar, variando-se as quantidades de caldo que são encaminhadas para os dois processos, respeitando-se as capacidades e limitações de produção das usinas.

Antes de ser utilizado na fabricação do álcool, o caldo deve passar por um tratamento que pode incluir a adição de cal, aquecimento e posterior decantação e filtração para a retirada de sólidos. Após a retirada de sólidos, o caldo pode passar ou não por um processo de concentração de açúcares através de evaporação, antes de ser resfriado até a temperatura de 30°C. Livre de impurezas, tais como bagacilhos, areia e demais sólidos e tratado termicamente, o caldo está pronto para ser encaminhado à fermentação alcoólica.

O caldo pode ser misturado ao mel ou melaço, subproduto da fabricação do açúcar e à água para ter sua concentração de açúcares ajustada antes da fermentação. Essa mistura preparada para a fermentação é denominada mosto. Na fermentação propriamente dita, que pode variar de 4 a 12 horas, os açúcares do

mosto em contato com leveduras ou fermento passam por um processo de reações bioquímicas nas dornas ou tanques, resultando em uma mistura que contém etanol, água e outros subprodutos como álcoois superiores, glicerol e aldeídos, além de ocorrer liberação de gás carbônico. Essa mistura de etanol e outros subprodutos é denominada de vinho.

Após a fermentação, na maioria das usinas brasileiras, o vinho é encaminhado à centrifugação para a separação do fermento utilizado nas dornas. O fermento recuperado recebe um tratamento e é encaminhado novamente ao processo de fermentação. O vinho, após a retirada do fermento, é encaminhado à destilação para a separação do álcool (etanol) dos demais subprodutos.

Na destilação, o vinho que geralmente contém cerca de 7% a 10 % de álcool (7° GL a 10° GL) é encaminhado para um conjunto de colunas e condensadores, onde o álcool é separado. É nesta etapa que é produzida a vinhaça, resíduo da destilação do álcool contendo cerca de 90% de água e nutrientes como o potássio. A vinhaça é obtida da usina a uma temperatura entre 80°C e 105°C, dependendo de como sua energia é aproveitada para aquecer outros fluidos na indústria. Deve ser resfriada entre 60 °C e 65°C antes de ser enviada aos canaviais para se evitar prejudicar a lavoura.

O álcool obtido na destilação é o álcool hidratado, uma mistura binária álcool-água com aproximadamente 96% de concentração volumétrica (96° GL). O álcool hidratado é resfriado e encaminhado para tanques de armazenagem. Parte do álcool hidratado é encaminhada para um processo de desidratação que envolve destilação extrativa, destilação azeotrópica ou outro método de retirada de água como a absorção que ocorre em peneiras moleculares. Após esse processo, obtém-se o álcool anidro que é utilizado na mistura com gasolina.

O fluxograma da Figura 2 ilustra resumidamente o processo de produção do álcool a partir da cana-de-açúcar. Conforme foi descrito, o processo pode ser segmentado em quatro setores: moendas, tratamento do caldo, fermentação e destilação. Este fluxograma, em particular, ilustra o método de destilação azeotrópica utilizando o ciclohexano.

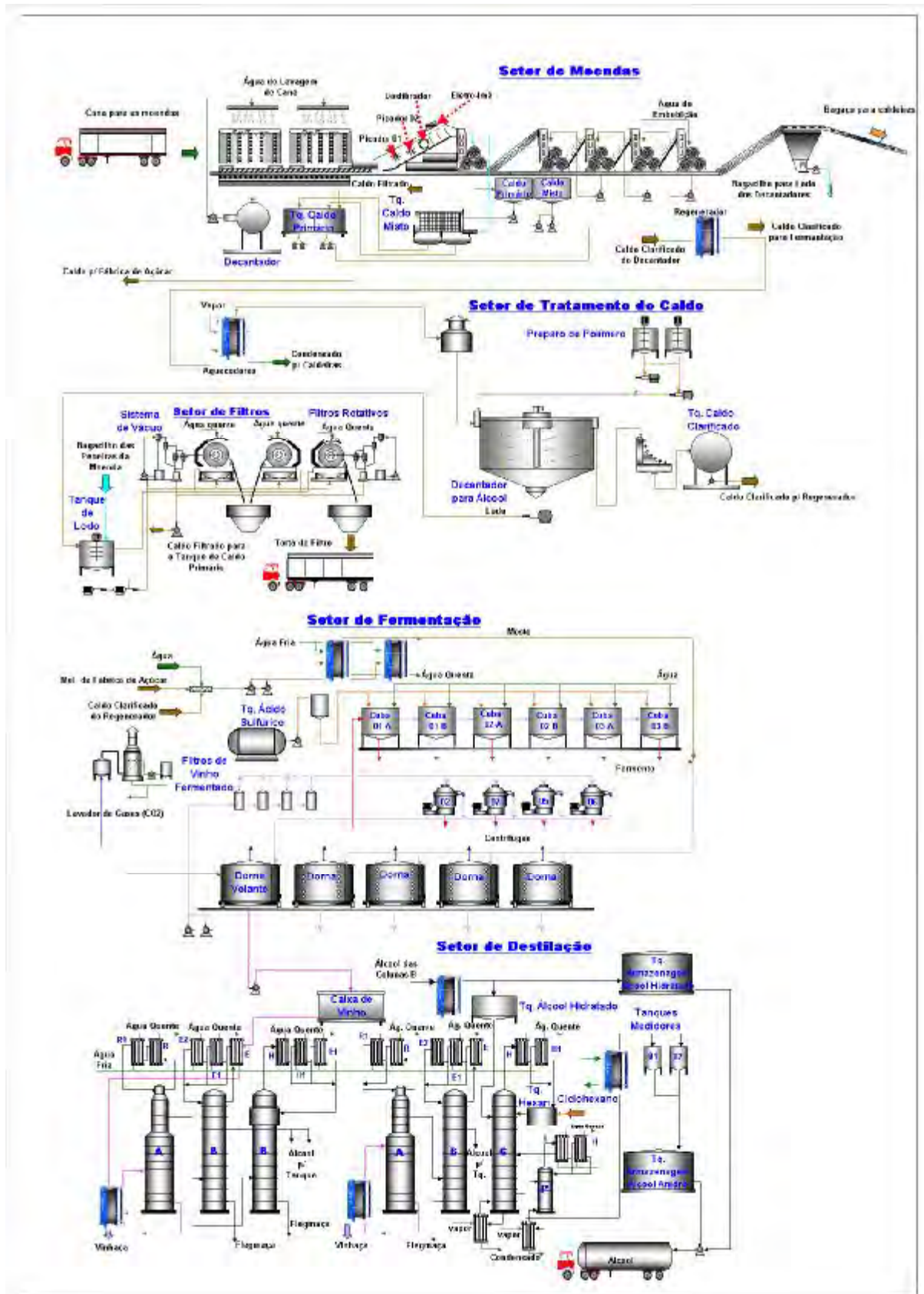


Figura 2 - Fluxograma simplificado do processo de fabricação do etanol. Fonte: Adaptado de SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE, SMA, ETANOL VERDE (2010).

3.2. Vinhaça

Vinhaça: líquido derivado da destilação do vinho, que é resultante da fermentação do caldo da cana de açúcar ou melaço (COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL - CETESB, 2005). Trata-se de um produto constituído por sais e de elevada DBO (demanda bioquímica de oxigênio) e DQO (demanda química de oxigênio). Na Tabela 1, estão apresentadas as composições das vinhaças provenientes de três tipos de mosto: mosto de melaço, mosto de caldo e mosto misto (melaço e caldo).

Tabela 1 - Composições da vinhaça em função do tipo de mosto

Variáveis (mg/l)	Melaço	Caldo	Misto
Sólidos Totais	81.500	23.700	52.700
Sólidos Voláteis	60.000	20.000	40.000
Sólidos Fixos	21.500	3.700	12.700
Carbono	11.200 – 22.900	5.700 – 13.400	8.700 – 12.100
Potássio (K ₂ O)	3.740 – 7.880	1.200 – 2.100	3.340 – 4.660
Enxofre (SO ₄ ²⁻)	6.400	600 – 760	3.700 – 3.380
Cálcio (CaO)	450 – 5.180	130 – 1.540	1.330 – 4.570
Relação C/N	16 – 16,27	19,7 – 21,07	16,4 – 16,43
Nitrogênio (N)	450 – 1.610	150 – 700	480 – 710
Magnésio (MgO)	420 – 1.520	200 – 490	580 – 700
Fósforo (P ₂ O ₅)	100 – 290	10 – 210	9 – 200
DBO	25.000	6.000 – 16.500	19.800
DQO	65.000	15.000 – 33.000	45.000
Acidez (pH)	4,2 – 5,0	3,7 – 4,6	4,4 – 4,6
Temperatura (°C)	80 – 100	80 – 100	80 - 100

Fonte: SALOMON (2007)

Nas décadas de 40 e 50, a quantidade de vinhaça produzida não era tão grande como nos dias atuais, sendo depositada nos mananciais e em áreas de sacrifício, mas mesmo assim, já despertava preocupação nos órgãos ambientais e na comunidade científica (CORAZZA, 2001).

Em janeiro de 1973, o preço do petróleo era cerca de US\$ 2,59 o barril (159 litros). Após a guerra entre árabes e israelenses, em janeiro de 1974 o preço do barril subiu para cerca de US\$ 10,95. O preço médio do barril manteve-se nesse patamar durante a segunda parte da década de 70, chegando a US\$ 14,85 em dezembro de 1978. Em 1975, o governo criou o Programa Nacional do Álcool (Proálcool), visando incentivar a produção de álcool para compor uma mistura com a gasolina e assim diminuir a dependência do país em relação ao petróleo. Em 1979, a FIAT produziria o primeiro carro movido exclusivamente a álcool no Brasil: o FIAT 147. Em meados da década de 70, o país produzia cerca de 580 milhões de litros e em 1980 a produção chegou a 3.676 milhões (CARVALHO, 2006). Esse aumento da produção de etanol representava um aumento proporcional na produção de vinhaça. Em 1978, a portaria nº 323 do Ministério do Interior proibiu a disposição da vinhaça nos mananciais.

Constatado o valor da vinhaça como fertilizante devido principalmente aos teores de potássio, cálcio e magnésio e pelo alto teor de matéria orgânica, a disposição da mesma diretamente no solo passou a ser a solução mais empregada pelas usinas, muito embora, isso representasse um risco para contaminação do lençol freático (VIANA, 2006).

Fernandes (2003) apresentou a equação a seguir, que relaciona a produção teórica de vinhaça em relação ao etanol produzido.

$$V_{vinhaça} = \left(K_1 \cdot (GL_{vinho})^{-K_2} \right) 0,816 \quad (1)$$

As constantes K_1 e K_2 dependem de como o aquecimento é feito na base da coluna de destilação, isto é, se é utilizado aquecimento direto ou indireto. No aquecimento direto, o vapor de aquecimento entra em contato com o líquido da base da coluna. No aquecimento indireto, não ocorre o contato, são utilizados aquecedores tipo casco e tubos. Os valores dessas constantes estão apresentados na Tabela 2.

Supondo o teor alcoólico do vinho variando de 5% a 10%, podem-se calcular através da Equação (1) os valores teóricos para volume de vinhaça produzido. A Tabela 3 mostra tais valores.

Tabela 2 - Constantes K1 e K2

	Tipo de aquecimento	
	Indireto	Direto
K1	119,19	130,36
K2	1,0965	1,0518

Tabela 3 - Volume de vinhaça produzido por volume de etanol produzido

GL vinho	Tipo de aquecimento	
	Indireto	Direto
	L vinhaça / L etanol	L vinhaça / L etanol
5	16,65	19,57
6	13,64	16,16
7	11,52	13,74
8	9,95	11,94
9	8,74	10,55
10	7,79	9,44

Assim, para uma destilaria fictícia que produza 1.000 m³/dia de etanol, dependendo do grau alcoólico do vinho e do tipo de aquecimento, o volume de vinhaça produzido pode variar de 325 m³/h a 815 m³/h. O aumento do grau alcoólico do vinho pode ser obtido através da fermentação do mosto com maiores concentrações de açúcares, o qual é obtido através da evaporação do caldo destinado à fermentação. A primeira alternativa para redução do volume da vinhaça é a operação de fermentações com vinhos de grau alcoólico maiores.

Em março de 2005, a Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental (CETESB) homologou a norma técnica P4.231 – Vinhaça – Critérios e Procedimentos para Aplicação no Solo Agrícola. Essa norma baseia-se nas legislações federal e estadual e nas normas da ABNT e determina dentre os critérios e procedimentos que a concentração máxima de potássio no solo não poderá exceder 5% da Capacidade de Troca Catiônica – CTC. Caso esse limite seja atingido, a aplicação da vinhaça fica restrita em função da extração média pela cana de açúcar, que é de 185 kg de K₂O por hectare por corte.

A produção atual de etanol chegou ao valor de 27 bilhões de litros na safra 2008/2009 (UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA DE AÇÚCAR - UNICA, 2010), representando também um aumento gigantesco na produção de vinhaça. A Figura 3 mostra a evolução da produção de etanol desde 1990 até os dias atuais segundo dados da UNICA. Considerando a produção de vinhaça dentro da proporção média de 13 litros por litro de etanol, pode-se inserir no mesmo gráfico a evolução da geração de vinhaça.

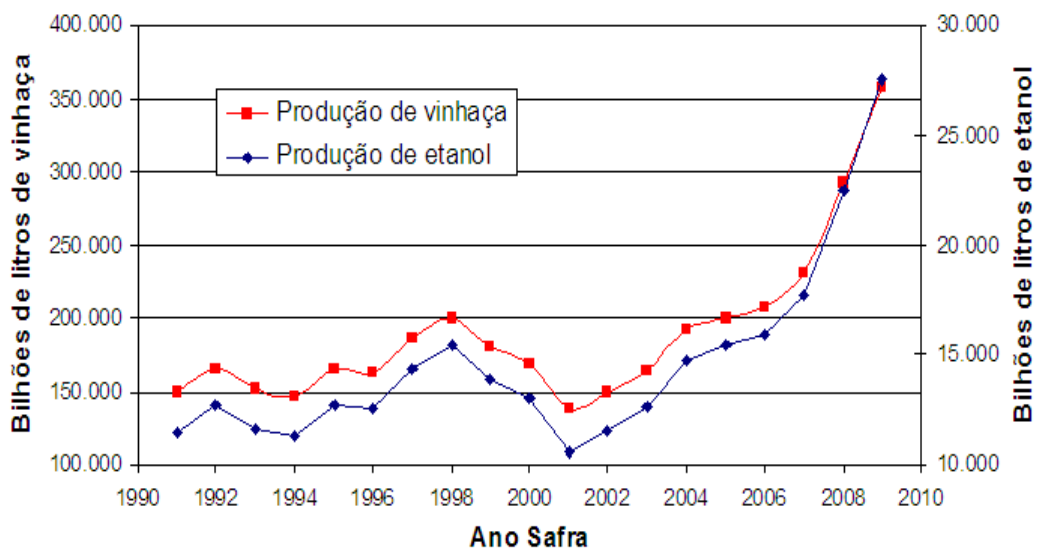


Figura 3 - Evolução da produção de etanol e vinhaça.

3.2.1. Tratamentos para vinhaça

Siqueira (2008) cita algumas alternativas para o tratamento da vinhaça como as lagoas de estabilização, filtros biológicos (digestão aeróbia e anaeróbia), tratamento físico-químico, produção de proteína, produção de metano, lançamento “in natura” na lavoura, reciclagem industrial, osmose reversa, evaporação, incineração e lagoas de aguapé. A Figura 4 apresenta foto de uma lagoa de vinhaça.

Paoliello (2006) menciona as seguintes alternativas para o tratamento da vinhaça: reciclagem, fertirrigação, tratamento físico-químico, utilização como complemento de rações animais, produção de proteína celular, concentração e combustão, produção de metano e produção de energia elétrica.



Figura 4 - Fotografia de lagoa de vinhaça. Fonte: LIMONI (2008).

A reciclagem da vinhaça tem o objetivo de diminuir o volume da mesma através de decantação, removendo parte da matéria orgânica e diminuindo a carga poluidora. A vinhaça também pode ser utilizada para diluir o melaço para compor o mosto da fermentação, ajustando a concentração de açúcares do mesmo e promovendo a diminuição do volume de vinhaça destinada à lavoura. Porém, a utilização da mesma na fermentação apresenta problemas operacionais, de contaminação, de inibição e de perda de rendimento e produtividade, o que inviabiliza a utilização desta técnica.

A fertirrigação é praticada por todas as usinas de álcool e tem a função de irrigar a vinhaça sobre a lavoura de cana, melhorando as propriedades físicas e químicas do solo, elevando o pH, concorrendo para a neutralização ou alcalinidade, melhorando a fertilidade e aumentando a microflora. Porém, a aplicação da vinhaça “in natura” no solo deve ser estudada e controlada de acordo com as características regionais, visto à elevada carga orgânica que é destinada à lavoura, além de poder causar odores e proliferação de moscas. Altas taxas de aplicação podem comprometer a qualidade da cana para produção de açúcar, poluição do lençol freático, salinização do solo, dentre outros.

Segundo Paoliello (2006), experimentos com tratamento físico-químico da vinhaça não tem obtido sucesso. A sedimentação da vinhaça, mesmo com a adição

de agentes coagulantes, não tem apresentado bons resultados, além de produzir odores devido à fermentação anaeróbia do sedimento.

Gonçalves et al (2000) realizou experimento visando estudar o tratamento físico-químico da vinhaça através da técnica da coagulação e floculação, utilizando como agentes coagulantes o óxido de cálcio e o sulfato ferroso. O experimento apresentou resultados para a remoção de DQO na faixa de 30% a 52%, verificando que os melhores resultados ocorrem para um pH mais alto, exceto quando se utiliza os dois agentes coagulantes combinados.

Segundo Paoliello (2006), alguns estudos propõem a utilização da vinhaça em pó como complemento para ração de animais, como ruminantes, aves e suínos. Embora haja demonstrações de aumento da produção de leite, os mesmos estudos relatam o efeito laxativo que a ração complementada com vinhaça pode causar ao gado.

Ainda segundo Paoliello (2006), existem também estudos para a utilização de vinhaça como substrato para a realização de fermentação aeróbia por microorganismos, visando a produção de proteína para consumo humano e animal. Porém, tal processo ainda necessita de aprimoramentos, principalmente com relação ao conceito dos fermentadores.

Existem também estudos que indicam a utilização da osmose reversa para o tratamento da vinhaça. Esse processo utiliza membranas poliméricas para a obtenção da vinhaça concentrada, sendo uma alternativa à evaporação e que apresenta um menor consumo energético segundo Simões et al (2004). No processo de osmose, o solvente atravessa uma membrana seletiva, de um meio menos concentrado para um meio mais concentrado visando equilibrar as concentrações. O fluxo de solvente leva à formação de uma diferença de pressão entre as soluções, denominada de pressão osmótica. No processo de osmose reversa, o fluxo de solvente é na direção contrária, ou seja, o solvente flui do meio mais concentrado para o meio menos concentrado, através de uma pressão maior que a pressão osmótica e que é aplicada na solução mais concentrada.

A maioria dos trabalhos científicos sobre tratamento da vinhaça relata experimentos ou estudos de caso envolvendo a fertirrigação e a biodigestão anaeróbia.

3.2.2. Fertirrigação da vinhaça

Segundo Ludovice (1997), as primeiras experiências da aplicação da vinhaça diretamente na lavoura de cana-de-açúcar datam de 1918 em Pernambuco com resultados não satisfatórios. Ludovice (1997) conduziu experimento com objetivo de verificar se o transporte de vinhaça por canal condutor principal para irrigação altera as características da água subterrânea. Conclui-se que houve infiltração de vinhaça no canal, poluindo o lençol freático devido à diminuição do poder de remoção de nutrientes do solo ao longo do tempo. A Figura 5 apresenta foto de canal condutor de vinhaça.



Figura 5 - Fotografia de canal condutor de vinhaça. Fonte: LIMONI (2008).

Longo (1994) avaliou os efeitos da aplicação da vinhaça “in natura” e biodigerida nas propriedades físicas, químicas e bioquímicas de um latossolo vermelho amarelo, concluindo que ocorreram melhorias nos atributos físicos, químicos e bioquímicos do solo estudado, diminuindo sua densidade, aumentando sua porosidade total e a matéria orgânica, dentre outros efeitos. Porém, recomendou que outros estudos fossem realizados para se analisar o efeito prolongado da vinhaça no solo, no lençol freático e em aquíferos subterrâneos.

Lyra et al (2003) realizaram experimento com o objetivo de avaliar a qualidade do lençol freático de uma área cultivada com cana-de-açúcar e fertirrigada com vinhaça ao longo do tempo a uma taxa de aplicação de $300 \text{ m}^3 / \text{ha.ano}$. Chegaram a conclusão de que o solo apresentou-se como meio eficiente de tratamento, uma vez que removeu grande parte da DBO e DQO da vinhaça. Obtiveram grande variabilidade dos resultados obtidos para a qualidade do lençol freático em virtude das diferentes características dos postos monitorados e pela forma e disposição no solo, porém foi possível concluir que a qualidade da água do lençol freático foi afetada. A Figura 6 ilustra a fertirrigação com vinhaça de lavoura de cana-de-açúcar.



Figura 6 - Fotografia da aplicação da vinhaça "in natura" na lavoura de cana-de-açúcar. Fonte: SOBREIRA (2010).

Gariglio (2008) realizou experimentos visando avaliar os efeitos da aplicação da vinhaça nas características físicas e químicas do solo e concluiu que não houve alteração de matéria orgânica e da concentração de nitrogênio total com a aplicação da vinhaça nos solos estudados, ocorrendo aumento da condutividade elétrica e das concentrações de potássio, cálcio e magnésio. Gariglio (2008) recomendou a reavaliação da legislação ambiental vigente devido ao grande risco à qualidade do solo e das águas subterrâneas.

3.2.3. Biodigestão anaeróbia da vinhaça

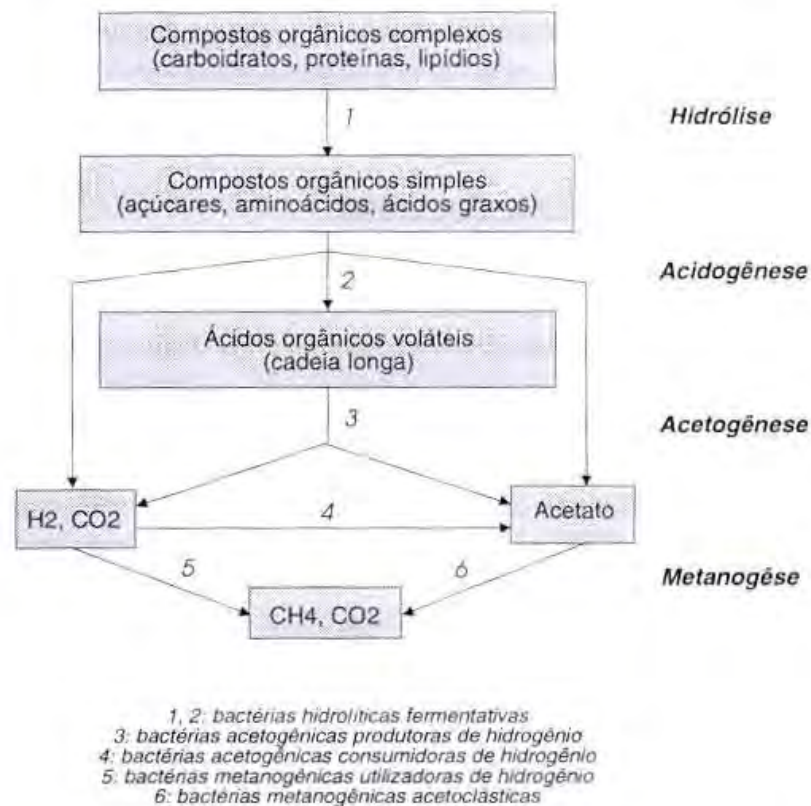
A biodigestão anaeróbia tem sido mencionada como tratamento da vinhaça em diversos trabalhos científicos. A decomposição anaeróbia é capaz de reduzir o potencial poluidor da vinhaça, normalizando a DBO e o pH e de converter a matéria orgânica (DBO e DQO) em pequena quantidade de lodo, utilizado como fertilizante e grande quantidade de biogás, cujos componentes principais são o metano e o dióxido de carbono. O gás pode ser queimado com o objetivo de gerar energia elétrica.

Um reator de digestão anaeróbia pode ser considerado como um ecossistema onde diversos grupos de microorganismos trabalham conjuntamente na conversão da matéria orgânica complexa em metano, gás carbônico, água, gás sulfídrico e amônia, além de novas células bacterianas. O consórcio de microorganismos ativos no tratamento anaeróbio, para remoção de matéria orgânica, realiza um processo complexo envolvendo muitas espécies de bactérias, atuando de forma simbiótica, evidenciando algumas etapas intermediárias. As reações bioquímicas principais que ocorrem no processo de biodigestão anaeróbia caracterizam os grupos de microorganismos predominantes e podem ser divididas em quatro etapas: hidrólise, acidogênese, acetogênese, e metanogênese, conforme apresentado na Figura 7.

a) Hidrólise

O processo de degradação da matéria orgânica inicia-se com a hidrólise do material presente no efluente, gerando compostos mais simples, que possam ser assimilados pelos microorganismos, esta etapa também é chamada de despolimerização. Normalmente os compostos orgânicos complexos (polímeros orgânicos) são transformados em monômeros ou dímeros, como açúcares, ácidos orgânicos, aminoácidos, etc. Esta conversão é executada por enzimas extracelulares que são excretadas pelas bactérias fermentativas hidrofílicas, chamadas hidrolasas. Na degradação de muitos compostos poliméricos há possibilidade da etapa hidrolítica ser mais lenta que as demais etapas, sendo esta a que limita o processo global de digestão anaeróbia. Os principais fatores que influenciam na hidrólise, são: pH, temperatura, tempo de retenção, tamanho e distribuição das partículas.

SEQUÊNCIAS METABÓLICAS E GRUPOS MICROBIANOS ENVOLVIDOS NA DIGESTÃO ANAERÓBIA



Sequências metabólicas e grupos microbianos envolvidos na digestão anaeróbia
 (Chernicharo, 1995; Lubberding, 1995)

Figura 7 - Esquema dos processos bioquímicos da digestão anaeróbia.

b) Acidogênese

Esta etapa acontece quando a matéria orgânica dissolvida é biodegradada até ácidos graxos voláteis (ácido acético, propiônico, butírico), hidrogênio, dióxido de carbono e álcoois por uma população de bactérias heterogêneas. Dentre os microorganismos presentes nesta etapa estão as bactérias acidogênicas que são as predominantes e ainda fungos e protozoários. Estas bactérias são consideradas de crescimento rápido, tempo de duplicação mínimo de 30 minutos. Nesta etapa, ocorre principalmente a reação que produz ácido acético, as demais reações são as respostas das bactérias ao acúmulo de hidrogênio durante as perturbações de carga do sistema.

c) Acetogênese

Nesta etapa os produtos formados anteriormente são oxidados para acetato, hidrogênio e gás carbônico, com o objetivo de fornecer substrato apropriado aos microrganismos metanogênicos. Em geral isto acontece a partir de dois mecanismos: o primeiro a acetogênese de hidrogenação que produz ácido acético como um só produto final de fermentação de hexose ou de CO_2 e H_2 e o segundo chamado de acetogênese de desidrogenação que converte os ácidos graxos de cadeia curta e longa em ácido acético por um grupo de bactérias acetogênicas. O grupo bacteriano desta etapa tem um crescimento relativamente lento, tempo de duplicação mínimo de 1,5 a 4 dias. As reações que produzem são muito mais complexas energeticamente e são interrompidas facilmente por acúmulo de gás hidrogênio dissolvido no meio. De todos os produtos produzidos por estes microrganismos somente o acetato e o hidrogênio podem ser assimilados pelas bactérias metanogênicas.

d) Metanogênese

O processo de degradação do substrato é finalizado por esta etapa, que consiste na transformação dos produtos formados (com um ou dois átomos) anteriormente em metano e dióxido de carbono. A formação do metano é executada por dois mecanismos distintos. O primeiro consiste na formação do metano a partir do CO_2 e H_2 pelos microrganismos do grupo de arqueas hidrogenotróficas. Estes se desenvolvem rapidamente com um tempo de duplicação mínimo de 6 horas e controlam o potencial redox do processo, os traços de hidrogênio que ficam no meio regulam a velocidade total de produção de ácidos pelas bactérias acidogênicas, e a composição da mistura formada. O hidrogênio também controla a velocidade da reação em que os ácidos propiônico e butírico são convertidos a ácido acético, ou seja, regulam a formação de ácidos voláteis. O segundo mecanismo consiste da produção do metano a partir do acetato, realizada pelos microrganismos do grupo de arqueas acetoclásticas, que se desenvolvem muito lentamente com um tempo de duplicação mínimo de 2 a 3 dias e influenciam no pH do sistema pela eliminação do ácido acético e formação de dióxido de carbono, além do mais são responsáveis pela maioria do metano produzido. A Figura 8 mostra em destaque um reator de biodigestão de vinhaça.



Figura 8 - Planta de biodigestão da vinhaça na destilaria INEXPORT, Pernambuco. Fonte: NETO (2004).

Um reator de biodigestão que é bastante utilizado é o UASB (“Upflow Anaerobic Sludge Blanket”), reator anaeróbico de fluxo ascendente em camadas de lodos. A Figura 9 mostra um esquema do reator UASB, uma boa opção tecnológica para a biodigestão da vinhaça. O reator UASB consiste basicamente de um tanque, constituído de um compartimento digestor localizado na base, contendo o leito de lodo biológico e no topo está localizado um decantador precedido por um sistema de separação de gás. O efluente a ser tratado distribui-se uniformemente na base do reator, passando pela camada de lodo, na qual a matéria orgânica é transformada em biogás. O gás produzido é impedido pelos defletores de se dirigir ao sedimentador, entrando apenas em algumas regiões do reator. A porção de lodo que atinge o decantador é separada, retornando à base do reator e o efluente é uniformemente retirado da superfície do mesmo. No caso de resíduos concentrados como a vinhaça, a produção livre de biogás é alta em relação às sobras dissolvidas. A proporção de CH_4 no biogás produzido é de 55 a 65%, sendo o restante constituído principalmente por CO_2 . A taxa de carga orgânica poluente por metro cúbico de etanol processado é de aproximadamente 500 kg de DQO. Com isso, determina-se que a produção de metano por metro cúbico de etanol é de 185 m^3 .

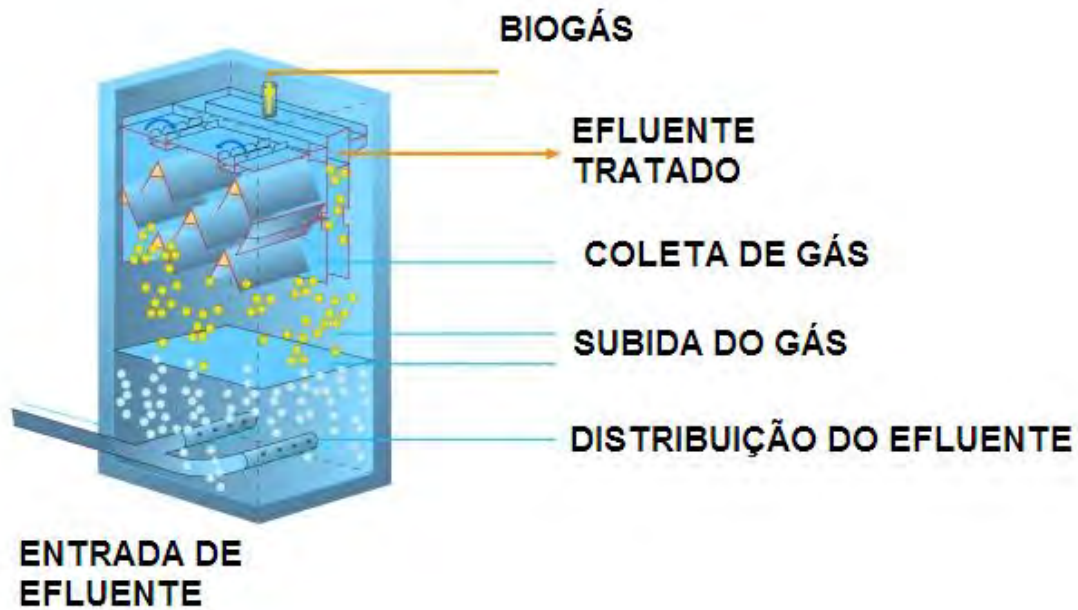


Figura 9 - Esquema de um reator UASB. Fonte: Adaptado de PAQUES (2010).

Siqueira (2008) realizou experimento, conduzindo a degradação anaeróbia da vinhaça de cana-de-açúcar em reator de leito fluidizado, obtendo eficiências de 51% a 70% na remoção de DQO da vinhaça e um rendimento médio de produção de metano de $0,386 \text{ m}^3/\text{kg}$ DQO removida. Ribas (2006) obteve até 79% de remoção de DQO da vinhaça em experimento realizado em reator UASB, enquanto que Viana (2006) obteve até 92%.

Segundo Granato (2003), a biodigestão da vinhaça pode produzir 971 MWh de energia por safra em uma usina que produza $600 \text{ m}^3/\text{dia}$ de etanol, o que significa 5,75% do total de energia consumida pela usina ou uma redução de 62,7% na aquisição de energia pela usina junto à concessionária.

3.2.4. Transporte da vinhaça até os canais

Silva (2009) elaborou trabalho visando analisar os custos do transporte de vinhaça em uma usina do interior de São Paulo, em que tratou dos principais sistemas de distribuição da vinhaça. A Figura 10 apresenta um esquema desses sistemas.

As áreas de segurança são locais de depósito de vinhaça para fins de armazenamento provisório e que não tem a finalidade agrícola e sim de evitar o descarte da vinhaça ao meio ambiente. Tais locais devem ser impermeabilizados com geomembrana impermeabilizante ou similar, como mantas de PEAD (polietileno

de alta densidade) ou asfáltica para evitar a infiltração através do solo conforme mostrado na Figura 11.



Figura 10 - Representação esquemática dos sistemas de distribuição de vinhaça. Fonte: SILVA (2009).



Figura 11 - Depósito de vinhaça impermeabilizado. Fonte: SOUSA (2007).

Segundo Silva (2009), a fertirrigação pode ser realizada por inundação ou infiltração, que são técnicas de distribuição por gravidade, ou por técnicas que recalcam a vinhaça como a aspersão com equipamento semi-fixo ou a aspersão

com canhão hidráulico. A vinhaça também pode ser distribuída aos canais através de caminhões tanque, nesse caso, sendo descarregada por gravidade ou por bombas.

Na fertirrigação por inundação a vinhaça é alimentada na parte mais alta do terreno através de um canal. O terreno é inundado de forma bastante heterogênea e irregular por gravidade, sem controle da quantidade de vinhaça aplicada. Tal método pode favorecer o aparecimento de poças, prejudicando a cana e causando problemas de salinização do solo.

Na fertirrigação por infiltração, a distribuição da vinhaça é realizada por diversos canais principais trapezoidais ou triangulares distanciados entre si de 200 m a 500 m e com declividades máximas de 0,5 % a 1,0 %. O controle da dosagem aplicada é difícil e, além disso, o tipo de solo e sua topografia limitam o uso dessa técnica. A Figura 12 mostra a distribuição da vinhaça por gravidade.

A fertirrigação por aspersão com equipamento semi-fixo utiliza moto bombas, geralmente movidas o óleo diesel, para recalcar a vinhaça a um sistema de canais principais e tubulações de alumínio com acoplamento tipo rápido. Às tubulações finais, são acoplados aspersores que operam à pressão de até 6 kgf/cm² e com vazão de até 80 m³/h. Essa técnica possibilita o controle da dosagem de aplicação, homogeneidade de distribuição e não exige o preparo do solo em desnível. A Figura 13 mostra a distribuição por aspersores semi-fixos.

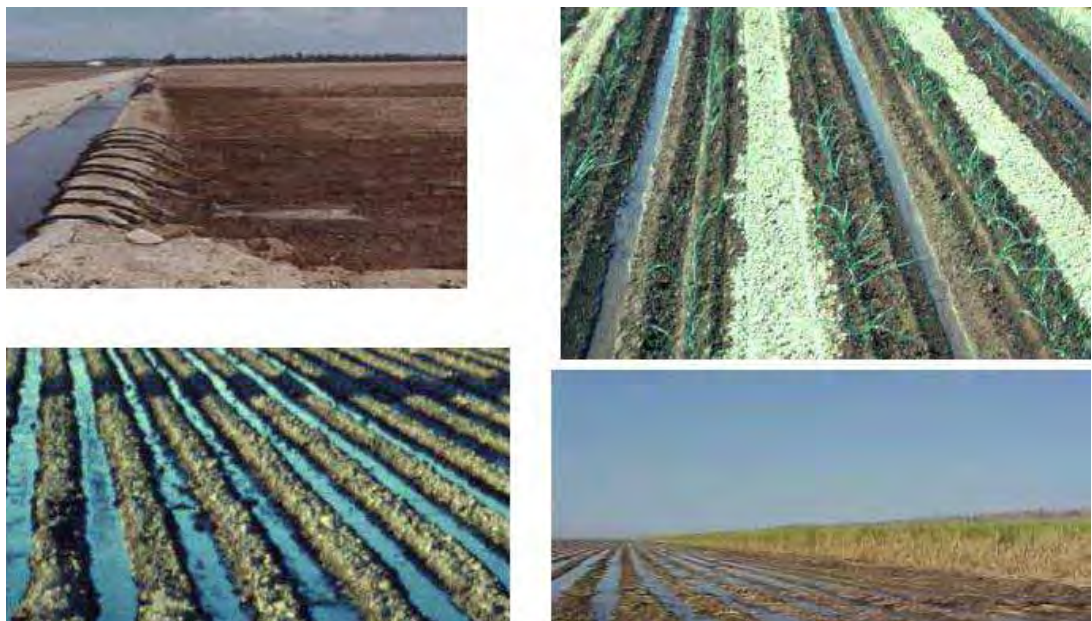


Figura 12 - Distribuição da vinhaça por gravidade. Fonte: SOUSA (2007).



Figura 13 - Distribuição da vinhaça por aspersores semi-fixos. Fonte: SOUSA (2007).

A fertirrigação por aspersão com canhão hidráulico consiste de uma moto bomba acoplada a um aspersor tipo canhão, montado sobre chassis com rodas, conforme mostrado na Figura 14. O sistema é estacionário e succiona a vinhaça de canais espaçados entre si aproximadamente de 100 m. Não há necessidade de preparo do solo, pode ser utilizado em terrenos com declive acentuado e qualquer tipo de solo, em todos os ciclos e fases da cultura, além de apresentar baixo custo operacional e controle perfeito da quantidade de vinhaça aplicada. Porém, requer alta pressão de serviço, um sistema de distribuição de canais de sucção adequados, mão-de-obra operacional adequada, além de não apresentar uniformidade de chuva devido às variações instantâneas da direção do vento.



Figura 14 - Distribuição da vinhaça por canhão hidráulico. Fonte: SOUSA (2007).

A aplicação da vinhaça também pode ser feita através de caminhões tanque em conjunto com outras técnicas como a utilização de bombas ou distribuição por gravidade. Os caminhões permitem a aplicação da vinhaça com considerável uniformidade, mas exigem a manutenção de uma frota veicular e estradas em bons estados. Os caminhões apresentam geralmente tanques em fibra de vidro reforçado (PRFV) e com volumes que variam de 7 a 18 m³. As principais desvantagens desse sistema são a compactação do solo causada pelos caminhões, inviabilidade de diluição da vinhaça e dificuldades de aplicação em dias de chuva.

Segundo Silva (2009), o uso de caminhões tanques associados à distribuição por gravidade utiliza sistema de barras aplicadoras, o qual apresenta variação da uniformidade de aplicação devido às variações da carga hidráulica. Como no início da aplicação, o tanque está cheio, a pressão estática e a vazão são maiores que durante a aplicação e ao seu final, o que não garante a uniformidade da aplicação.

A associação de caminhões tanque com sistemas de bombeamento permite uma maior uniformidade da aplicação devido à pressão de recalque da bomba, porém, o fato de se ter de adquirir mais equipamentos além do caminhão tanque aumenta os custos de manutenção do sistema. A Figura 15 apresenta um esquema da associação de caminhões com bombas e a aplicação de caminhões através de barra aplicadora.

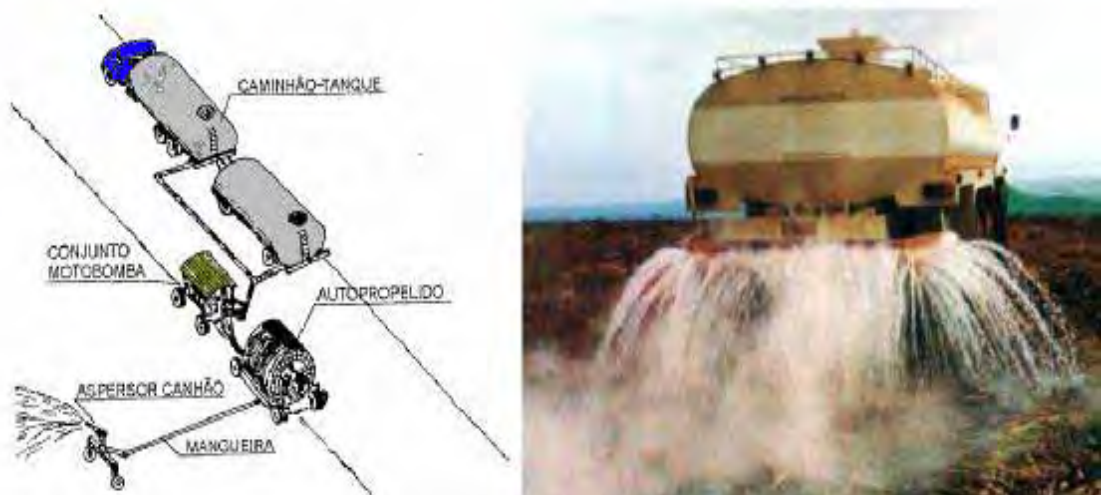


Figura 15 - Distribuição da vinhaça por caminhão em conjunto com moto bomba e por gravidade através de barra aplicadora. Fonte: SOUSA (2007).

Silva (2009) conclui que quando as unidades industriais estão em um nível acima das áreas de aplicação de vinhaça, a distribuição da mesma através de adutoras por gravidade apresenta menor custo de mão de obra e eliminação do

custo do combustível, resultando em um custo total de 95% inferior ao do transporte por caminhões.

3.3. Evaporação

A evaporação é uma operação unitária largamente utilizada nos diversos ramos da indústria química e de processos com o objetivo de obter produtos mais concentrados, ou seja, com menor porcentual de um soluto volátil, na maioria das vezes a água. Os evaporadores são utilizados na indústria alimentícia, de papel e celulose, sucroalcooleira, de polímeros, de fertilizantes, de compostos orgânicos e inorgânicos, dentre outras.

A energia para evaporação, na maioria das vezes, é obtida do vapor saturado proveniente das caldeiras, o qual não entra em contato direto com o produto que se deseja evaporar. Nas usinas sucroalcooleiras, a evaporação para produção de açúcar utiliza vapor proveniente das turbinas de geração elétrica, sendo saturado e com pressão de 1,5 kgf./cm² manométrica (equivalente à pressão manométrica de 147 kPa). O objetivo da evaporação pode estar ligado à necessidade de diminuir os custos de transporte do produto, como por exemplo, o transporte de hidróxido de sódio anidro, que é diluído após chegar ao seu destino. Também pode estar ligado à purificação e pasteurização dos produtos como nas indústrias de alimentos.

Utiliza-se o termo vapor vivo para designar o vapor de aquecimento de um evaporador e vapor vegetal para designar o vapor de água gerado na evaporação. A Figura 16 apresenta um esquema típico de um evaporador.

Todo evaporador consiste em uma superfície de aquecimento onde ocorre a transferência de calor do fluido de aquecimento para o fluido de processo e de um meio onde ocorre a separação do vapor gerado do fluido concentrado. O que difere os diferentes tipos de evaporadores é como a separação entre o vapor vegetal e o fluido concentrado é feita (FRANCO, 2001).

Westphalen (1999) e Franco (2001) descrevem os principais tipos de evaporadores e os arranjos utilizados, dentre os quais, pode-se citar:

a) Evaporadores Solares

Trata-se de umas das maneiras mais antigas de se evaporar, utilizados atualmente para a produção de sal. A água do mar é depositada em uma série de

lagoas e evaporada pela ação da energia solar. Depende das condições meteorológicas e raramente são utilizados na indústria.

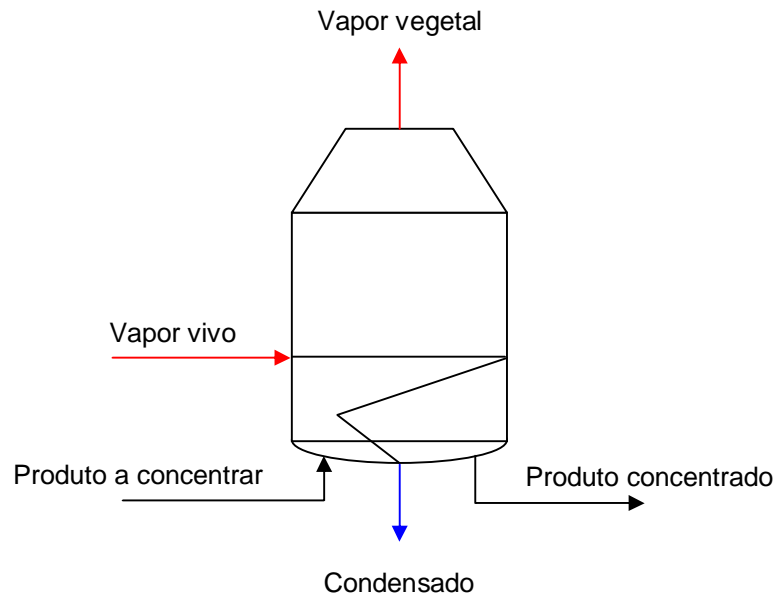


Figura 16 - Esquema típico de um evaporador

b) Tachos em batelada

Utilizado na fabricação de geléias e doces. O aquecimento é feito através da injeção de vapor em uma camisa de aquecimento. A Figura 17 mostra esse tipo de evaporador.



Figura 17 – Fotografia de tacho em batelada. Fonte: MAX MACHINE (2010).

c) Evaporadores com circulação natural

Na evaporação por circulação natural, destacam-se os evaporadores do tipo calandra ou Robert e os evaporadores de tubos verticais. Os primeiros são muito utilizados nas usinas de açúcar e constituem-se de um vaso onde se encontra instalado um feixe de tubos aquecidos com o vapor de alimentação. A circulação natural do líquido é promovida pela diferença de densidades entre o fluido que circula pela abertura central da calandra e a mistura bifásica fluido-vapor que circula dentro dos tubos. A separação do vapor vegetal se dá dentro do próprio vaso. Normalmente, nas usinas de açúcar, são instalados separadores de arraste após o bocal de saída de vapor com o objetivo de se evitar o arraste de caldo. Esses separadores também podem ser instalados no interior dos vasos. São equipamentos relativamente baratos, de simples limpeza, porém que não devem ser utilizados para fluidos termosensíveis, isto é, fluidos que tem suas propriedades alteradas quando em contato com temperaturas relativamente altas.

Os evaporadores de tubos verticais também se utilizam do princípio da circulação natural do fluido e são encontrados em diversos tipos de indústrias. A separação do vapor vegetal se dá em um vaso separador acoplado ao vaso onde se encontram os tubos de aquecimento. A Figura 18 apresenta o corte esquemático para evaporadores com circulação natural.

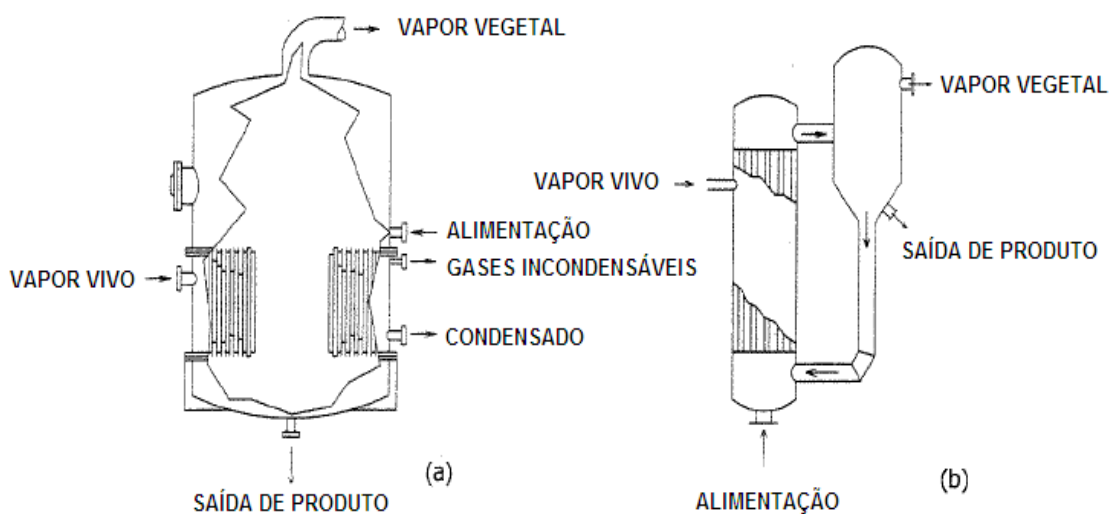


Figura 18 - Corte esquemático de evaporadores com circulação natural com (a) calandra e (b) tubos verticais. Fonte: FRANCO (2001).

d) Evaporadores com circulação forçada

Nestes evaporadores, a circulação do fluido é promovida através da utilização de bombas, sendo indicados para aplicações onde altas viscosidades de líquidos não permitem a circulação natural. A circulação forçada permite altas velocidades de escoamento, aumentando os coeficientes de transferência de calor e diminuindo as áreas de troca térmica. A Figura 19 ilustra um esquema para este tipo de evaporador.

e) Evaporadores de filme descendente

Bastante empregados nas indústrias de alimentos, principalmente de suco de laranja, os evaporadores de filme descendente permitem altos coeficientes de transferência de calor e baixos valores de perda de carga. O vapor de alimentação sofre condensação na parede externa dos tubos verticais e o líquido a concentrar sofre ebulição no interior destes tubos. O vapor de água formado no interior dos tubos vai ocupando o centro dos mesmos, comprimindo o líquido contra as paredes internas dos tubos. O líquido comprimido forma um filme fino que escoar em altas velocidades.

Nesse tipo de evaporador, o líquido flui do topo do equipamento ao fundo, o produto concentrado sai no fundo e é separado do vapor vegetal em uma câmara ou separador. O líquido é direcionado para o tanque de produto concentrado ou para o próximo evaporador no caso de uma evaporação de múltiplos efeitos. O vapor vegetal é encaminhado para um condensador ou para o próximo evaporador para servir de fonte de energia em um sistema a múltiplos efeitos.

O principal problema em um evaporador de filme descendente é a distribuição do líquido acima da entrada dos tubos. É necessário que todos os tubos recebam a quantidade ideal de líquido para ocorrer a formação do filme, que é bastante fino (HUGOT, 1986). A Figura 20 mostra um esquema para esse tipo de evaporador.

f) Evaporadores de filme agitado

São indicados para produtos de alta viscosidade ou com presença de sólidos em suspensão. Devido à alta viscosidade, não é possível a formação do filme descendente descrito anteriormente, assim, utilizam-se de um sistema de pás rotativas que distribuem o líquido pelas paredes internas dos tubos. A Figura 21 mostra um esquema para esse tipo de evaporador.

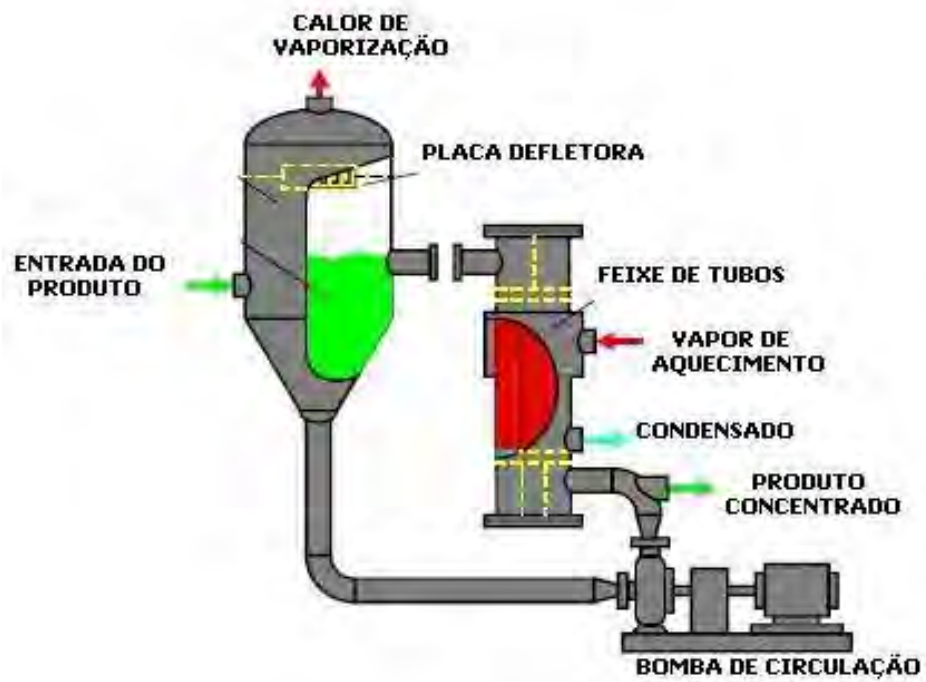


Figura 19 - Esquema de um evaporador com circulação forçada. Fonte: TECALIM (2010).

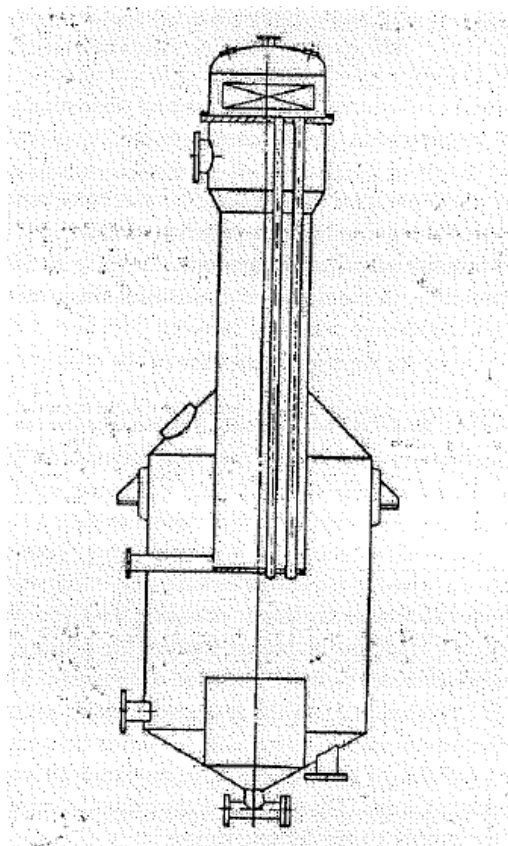


Figura 20 - Corte esquemático de um evaporador de filme descendente. Fonte: HUGOT (1986).

g) Evaporadores de placas

Os evaporadores de placas foram propostos como alternativa aos evaporadores tubulares do mesmo modo que são utilizados trocadores a placas em alternativa aos trocadores do tipo casco e tubo. Apresentam altas velocidades de escoamento que geram altos coeficientes de transferência de calor, pequenas áreas de instalação, facilidade de limpeza, ausência de pontos mortos, etc. A Figura 22 mostra um esquema para esse tipo de evaporador.

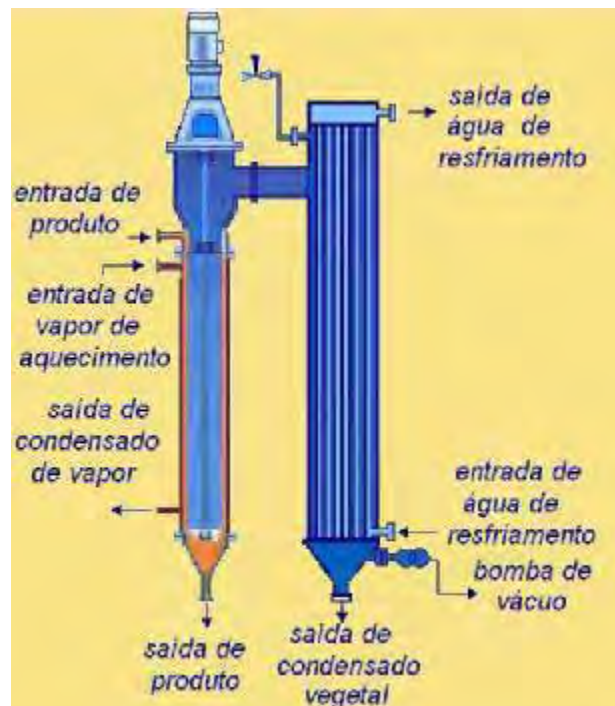


Figura 21 - Esquema de um evaporador de filme agitado. Fonte: MMC EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS (2010).

Os evaporadores são grandes consumidores de energia, em vista disso, são utilizadas várias estratégias para se diminuir o consumo de energia. Westphalen (1999) e Franco (2001) citam os seguintes arranjos de evaporação utilizados visando economia de energia:

a) Evaporação em múltiplos efeitos

A evaporação em múltiplos efeitos é utilizada nas indústrias de processos químicos visando reduzir o consumo de energia. Neste arranjo, um evaporador é montado seqüencialmente ao outro, de modo que o vapor vegetal de um evaporador (primeiro efeito) é utilizado para aquecer outro evaporador (segundo efeito) e assim

sucessivamente. O vapor gerado no último efeito passa por um condensador, encerrando o processo.



Figura 22 – Fotografia de evaporador a placas. Fonte: DIRECTINDUSTRY (2010).

Quanto maior o número de efeitos, maior será a redução do consumo de energia. Este arranjo permite utilizar somente o calor fornecido ao primeiro efeito (vapor vivo) para realizar todo o processo de evaporação. A economia de energia de um sistema de múltiplos efeitos é definida pela razão entre a quantidade total de água evaporada e a quantidade de vapor vivo utilizada no primeiro efeito. Além da economia de vapor, este arranjo permite uma economia de água de resfriamento no condensador, já que este último é utilizado para condensar somente o vapor vegetal gerado no último efeito.

Por outro lado, uma maior quantidade de números de efeitos ocasiona menores diferenças de temperatura empregadas como força motriz em cada efeito, causando um aumento na área de troca térmica necessária, aumentando os custos fixos. Assim, a escolha do número de efeitos é definida a partir de um balanço econômico entre a economia de vapor e água de resfriamento e o custo do investimento.

A Figura 23 mostra um sistema de três efeitos, onde o produto a concentrar e o vapor vivo são alimentados no primeiro efeito. Um produto mais concentrado e o vapor vegetal do primeiro efeito seguem para o próximo efeito. Porém, essas duas correntes são o resultado da ebulição de um mesmo líquido, assim o vapor vegetal não pode ser fonte de aquecimento para o produto mais concentrado, pois estão à mesma temperatura. Para que a energia do vapor vegetal seja transferida para o líquido é necessária uma diferença de temperaturas entre as duas correntes. Assim, o segundo efeito opera a uma pressão menor que o primeiro efeito, permitindo a ebulição do líquido. Um sistema de evaporação por múltiplos efeitos opera em níveis decrescentes de pressão ao longo da direção dos fluxos de vapor.

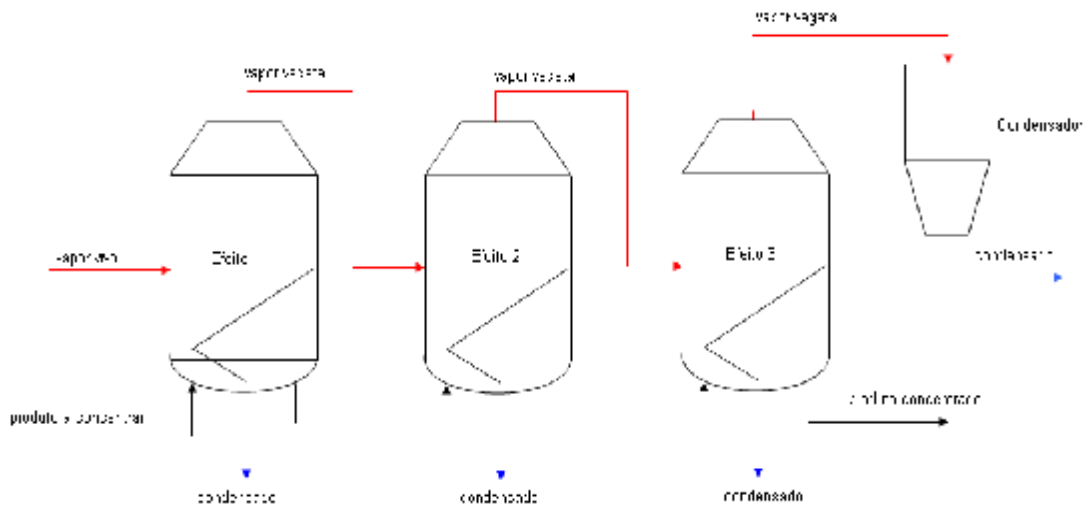


Figura 23 - Evaporação com três efeitos.

A evaporação com múltiplos efeitos permite um grande número de arranjos em função da alimentação de vapor e líquido. São possíveis três diferentes arranjos básicos: alimentação frontal, alimentação reversa e alimentação mista.

No sistema de alimentação frontal o vapor vivo e o produto a concentrar são alimentados no mesmo efeito. Este arranjo apresenta a vantagem do fluxo de líquido ocorrer no mesmo sentido do decréscimo de pressões, o que dispensa o uso de bombas para fluidos pouco viscosos. Além disso, a degradação de produtos devido a altas temperaturas é mais acentuada quando as concentrações são maiores. Este arranjo minimiza este tipo de degradação, já que os produtos mais concentrados ocorrem nos efeitos de temperaturas menores.

No sistema de alimentação reversa, o produto a concentrar é alimentado no último efeito e o vapor vivo no primeiro efeito, de maneira que os fluxos de líquido e vapor ocorrem em contracorrente através dos efeitos. Assim, o fluxo do líquido se dá na direção de pressões crescentes, o que exige a instalação de bombas entre um efeito e outro.

O produto concentrado deixa o primeiro efeito da evaporação, ou seja, o efeito de maior temperatura de operação. Assim, esta configuração não é indicada para produtos alimentícios que sofrem degradação a altas temperaturas. A utilização do sistema de alimentação reversa é recomendada para produtos de grande viscosidade, pois o aumento da viscosidade em função do aumento da concentração ao longo dos efeitos é atenuado pelo aumento da temperatura que também ocorre de um efeito para outro.

O sistema de alimentação mista busca aproveitar as vantagens da alimentação frontal e reversa, já que em parte dos efeitos o fluxo de líquido ocorre em contracorrente com o fluxo de vapor e na outra parte ocorre em co-corrente. Obviamente, o sistema de alimentação mista ocorre em sistemas de evaporação com três ou mais efeitos.

b) Recompressão mecânica

Na evaporação de múltiplos efeitos, a operação deve ocorrer de maneira que haja um decréscimo de pressões de um efeito para o posterior e assim permita diferenças de temperatura necessárias para a transferência de calor. Logo, o vapor gerado em um efeito não pode ser utilizado para fornecer energia para o próprio efeito.

Porém, caso se deseje utilizar o vapor gerado de um efeito como fonte de energia para o próprio efeito, deve-se comprimi-lo e assim permitir que o vapor condense a uma temperatura maior a que ele foi evaporado.

A recompressão mecânica consiste basicamente no uso de um compressor para comprimir o vapor gerado em um efeito e enviá-lo como forma de aquecimento para o próprio efeito ou algum efeito anterior de um sistema de múltiplos efeitos.

O objetivo da recompressão mecânica é a economia de vapor vivo, porém a sua aplicação só é justificada nos locais onde o custo da energia elétrica é baixo quando comparado ao custo da energia térmica. A recompressão mecânica nunca elimina o uso de vapor vivo, já que a partida do sistema sempre exige vapor

proveniente das caldeiras. Além disso, o calor latente de vaporização da água diminui com o aumento da pressão, assim a quantidade de vapor recomprimido não é suficiente para gerar a mesma quantidade de vapor em baixa pressão. A Figura 24 mostra em esquema da evaporação de três efeitos utilizando-se da recompressão mecânica.

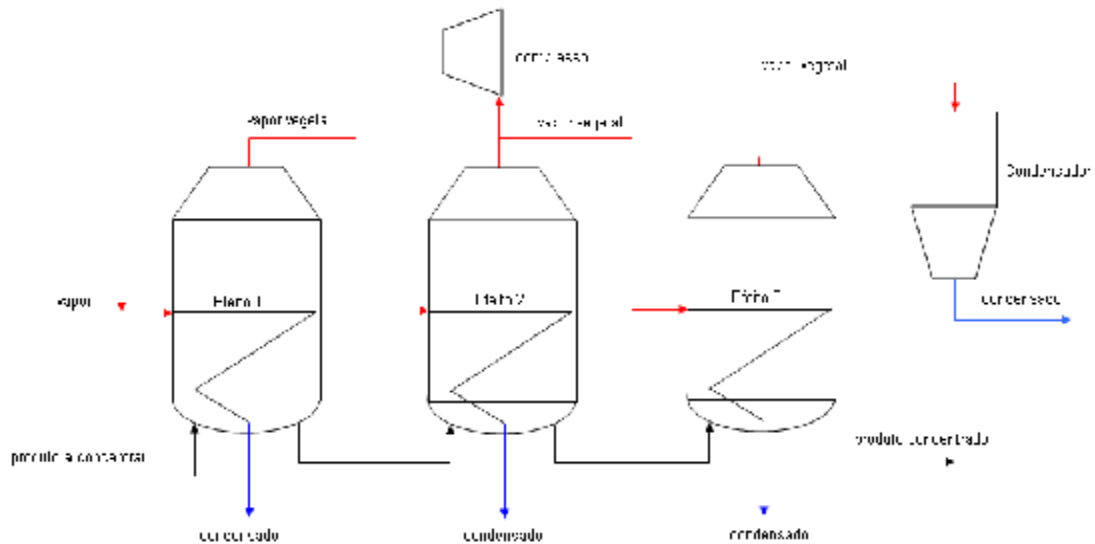


Figura 24 - Evaporação com recompressão mecânica.

c) Termocompressão

Os princípios do sistema de termocompressão são os mesmos da recompressão mecânica, com a diferença de se utilizar um termocompressor ao invés de um compressor mecânico. As vantagens de se utilizar um termocompressor em relação a um compressor são as seguintes: baixo custo e inexistência de partes móveis. Porém, vapor de alta pressão deve estar disponível na indústria. São equipamentos de baixa eficiência, sendo que seu uso só é justificado quando o custo de vapor de alta pressão não for alto quando comparado com o de baixa pressão. A Figura 25 mostra um esquema para evaporação utilizando termocompressão.

d) Tambores de expansão

São vasos que operam sob vácuo, também denominados de tambores “flash” ou “flash coolers”, onde se obtém evaporação de água sem adição de calor. O calor necessário para evaporação é proveniente do resfriamento do líquido que está sendo evaporado. Assim, a temperatura da corrente de alimentação do tambor de

expansão deve estar acima da temperatura de ebulição do líquido na pressão de operação do equipamento.

Geralmente, os tambores de expansão são instalados após o último efeito e o vapor vegetal resultante do equipamento segue para o condensador e sistema sob vácuo.

Nos sistemas de alimentação reversa, o uso dos tambores de expansão é uma opção interessante, já que em temperatura maior, é possível converter maior quantidade de calor sensível em latente através do resfriamento desta corrente. A Figura 26 apresenta um esquema para este tipo de arranjo.

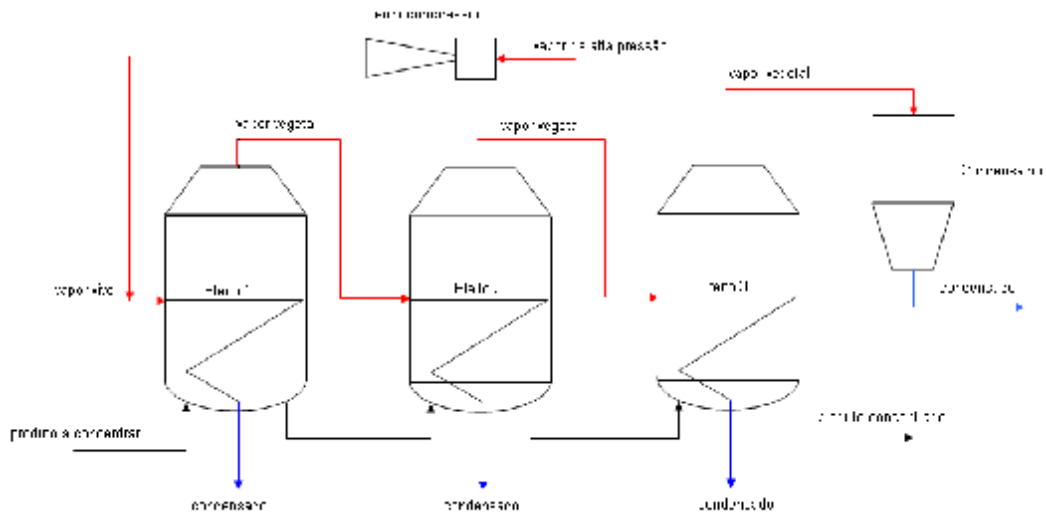


Figura 25 - Evaporação com termocompressão.

e) Aproveitamento de condensados

A Figura 27 apresenta um esquema para evaporação com três efeitos utilizando-se do condensado do segundo efeito para fornecer energia ao terceiro efeito. Este sistema se aproveita da energia contida nos condensados do vapor vegetal. Essas correntes normalmente estão contaminadas com o produto a evaporar devido ao arraste do vapor vegetal produzido e assim não podem retornar às caldeiras produtoras de vapor vivo, pois poderiam causar danos irreversíveis devido às incrustações que podem surgir nas paredes das caldeiras. Apenas o condensado proveniente do vapor vivo, isto é do primeiro efeito, pode retornar às caldeiras.

Uma maneira de se aproveitar essas correntes de condensado de vapor vegetal é realizar uma expansão adiabática das mesmas e utilizar o vapor adicional obtido para o aquecimento do próximo efeito. A expansão adiabática é possível devido à pressão do condensado ser superior à pressão do vapor que é alimentado.

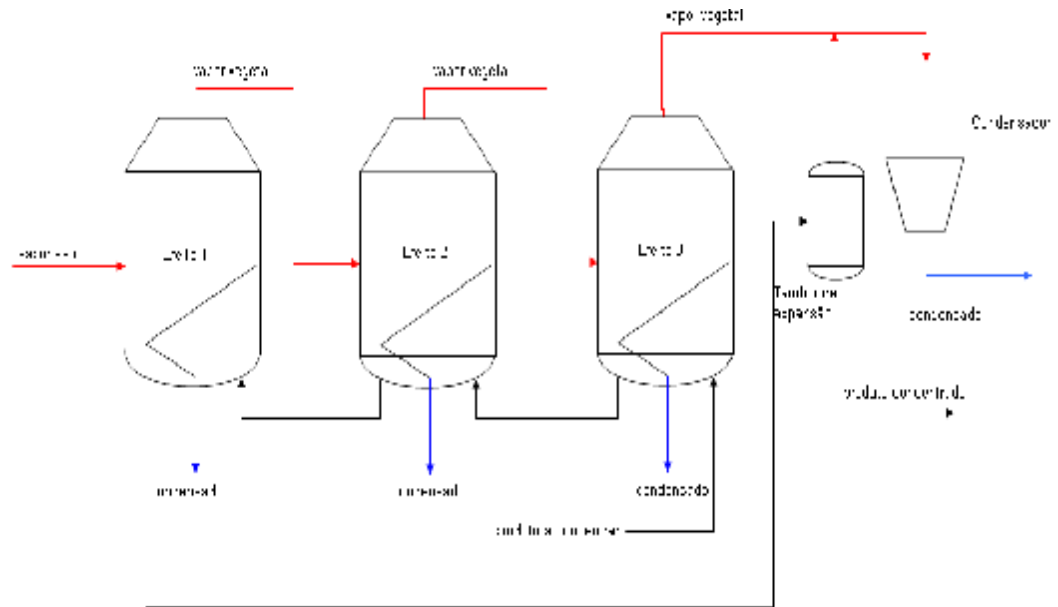


Figura 26 - Evaporação com tambor de expansão.

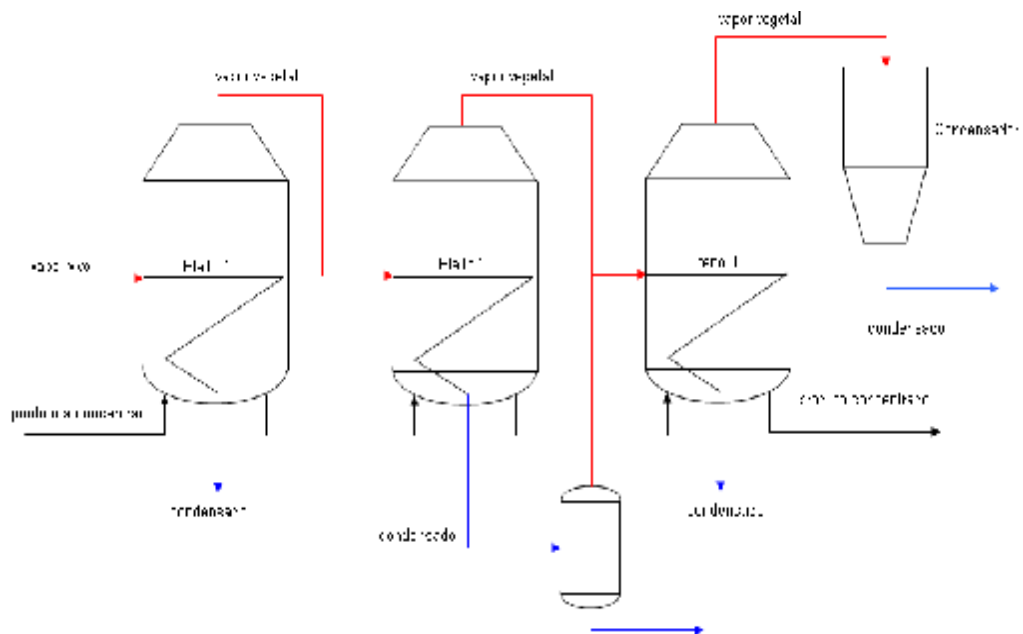


Figura 27 - Evaporação com aproveitamento do condensado de vapor vegetal.

f) Correntes de Extração

As correntes de extração nada mais são do que o aproveitamento do vapor vegetal produzido nos efeitos de evaporação em outras áreas de uma indústria. Trata-se da integração energética de um sistema de evaporação com outros equipamentos presentes no processo industrial. Pode-se extrair parte do vapor vegetal e utilizá-lo para aquecer outras correntes frias presentes no processo. Essa estratégia é utilizada por usinas de açúcar que utilizam parte do vapor vegetal produzido na evaporação para aquecer o caldo de cana antes da decantação ou mesmo para aquecer as colunas de destilação de álcool. Quando se analisa o sistema de evaporação isoladamente, o uso das correntes de extração acarreta um aumento do consumo de vapor vivo no primeiro efeito. Porém, quando se analisa o sistema integrado dentro de um processo industrial, esse consumo de vapor acaba sendo compensado através da sua economia em outro ponto do processo. A Figura 28 apresenta uma evaporação com três correntes de extração, uma para cada efeito.

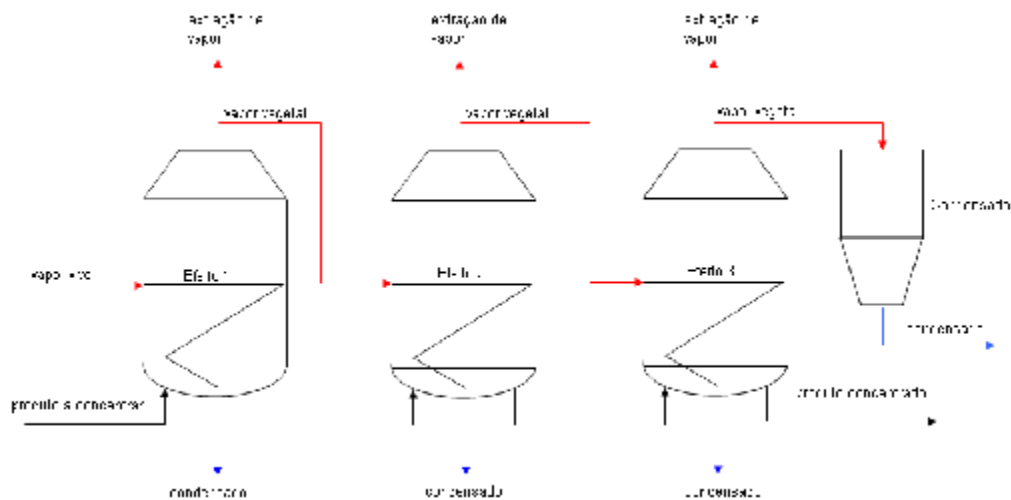


Figura 28 - Evaporação com correntes de extração de vapor vegetal.

g) Trocadores de calor intermediários

Os evaporadores também podem ser integrados termicamente ao restante de um processo industrial através de trocadores de calor conforme mostrado pela Figura 29. Esses trocadores podem ser instalados entre um efeito e outro e promover o aquecimento das correntes entre dois efeitos a partir de correntes quentes existentes no processo industrial. Uma análise do processo de evaporação

de maneira isolada pode levar à conclusão de que haverá um aumento da quantidade de água de resfriamento, mas uma análise da evaporação integrada com o restante do processo da indústria pode mostrar que o consumo total diminui.

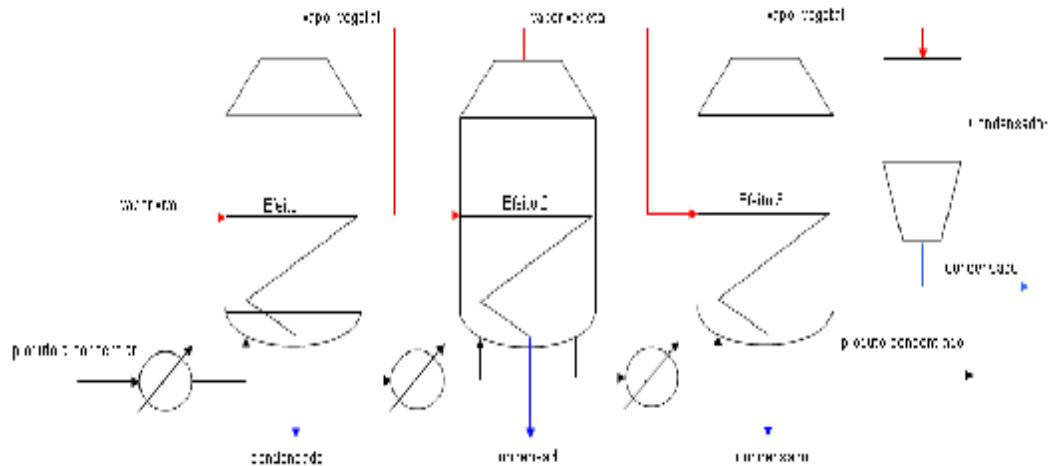


Figura 29 - Evaporação com trocadores de calor intermediários.

3.4. Coeficiente global de transferência de calor em evaporadores

A diferença de temperatura entre dois pontos é a força motriz que determina a transmissão de calor que ocorrerá entre estes pontos, sendo que as resistências à transmissão do calor devem ser consideradas para o cálculo do calor transmitido.

Para o caso da transmissão de calor em evaporadores a resistência total à transmissão de calor é dada em $m^2.K/kW$ ou $m^2.^{\circ}C/kW$ pela Equação (2).

$$\sum R = \frac{1}{h_1} + \frac{e}{k} + \frac{1}{h_2} \quad (2)$$

Sendo:

h_1 : coeficiente de transmissão de calor ou de película do vapor de alimentação do evaporador; $kW/m^2.K$ ou $kW/m^2.^{\circ}C$;

h_2 : coeficiente de transmissão de calor ou de película do líquido que está sendo evaporado no evaporador; $kW/m^2.K$ ou $kW/m^2.^{\circ}C$;

k: condutividade térmica dos tubos ou da parede metálica que separa o vapor de alimentação e o líquido que está sendo evaporado em um evaporador, kW/K.m ou kW/°C.m;

e: espessura da parede metálica entre o vapor de alimentação e o líquido a ser evaporado no evaporador ou espessura dos tubos do evaporador, m.

A transmissão de calor em um evaporador pode ser representada pela equação de Fourier integrada para escoamento permanente e mostrada pela Equação (3).

$$\dot{Q} = \frac{A \cdot (T_V - T_L)}{\sum R} \quad (3)$$

Sendo:

\dot{Q} : taxa de calor transmitido pelo vapor de alimentação em um evaporador, kW;

T_L : temperatura de ebulição do líquido no interior de um evaporador, K ou °C;

T_V : temperatura do vapor alimentado à calandra de um evaporador, K ou °C;

A: área de troca térmica de um evaporador, m².

Assim, a taxa de calor transmitido em um evaporador depende da diferença de temperatura entre o vapor de alimentação e o líquido que está sendo evaporado, isto é, da força motriz de temperatura, da área de troca térmica e das resistências à transmissão do calor mostradas na Equação (2).

A Equação (2) pode ser reescrita substituindo o termo $\sum R$ por $1/U$. O termo U em kW/m². K ou kW/m². °C é conhecido como coeficiente global de transferência de calor.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_1} + \frac{e}{k} + \frac{1}{h_2} \quad (4)$$

Normalmente, a resistência térmica referente à parede metálica dos tubos é pequena e o termo e/k acaba sendo desprezado nas Equações (2) e (4). Assim, o

coeficiente global de transferência de calor em evaporadores é mais influenciado pelos coeficientes de transmissão de calor ou de película dos fluidos envolvidos no processo, o seja, do vapor de alimentação e do líquido que está sendo evaporado no interior dos tubos do evaporador. Esses processos de transferência de calor dependem do movimento dos fluidos, assim, tratam-se de processos de transferência de calor por convecção.

A convecção livre ou natural ocorre quando o movimento do fluido não é incrementado por agitação mecânica. Porém, quando o fluido for agitado mecanicamente, o calor será transmitido por convecção forçada como o que ocorre na circulação de um fluido quente e de um fluido frio com grandes velocidades nos lados opostos de uma parede ou tubo.

O coeficiente de película é uma medida do fluxo de calor por unidade de superfície (área) e unidade de diferença de temperatura, indicando assim, a taxa ou velocidade de transmissão de calor de um fluido que possui uma variedade de propriedades físicas como a viscosidade e está sob vários graus de agitação ou velocidade. Outros fatores podem influenciar o coeficiente de película como a quantidade de sólidos presentes no fluido, a dimensão do tubo onde ocorre o escoamento ou se o escoamento ocorre no interior ou exterior do tubo. Como o número de variáveis é grande, cada uma influenciando de uma maneira sobre a taxa de transferência de calor, é compreensível o fato de não se dispor de uma dedução racional para o cálculo direto do coeficiente de película.

A literatura apresenta um grande número de correlações que expressam como cada variável influencia o cálculo dos coeficientes de película. Cada correlação foi determinada empiricamente para um fenômeno específico de transferência de calor, como por exemplo, a transferência de calor que ocorre entre fluidos que escoam em lados diferentes de um tubo ou de uma superfície plana, a transferência de calor entre um fluido que está escoando no interior de um tubo e outro que está em processo de condensação no exterior do tubo, etc.

Como exemplo, para o cálculo do coeficiente de película para um fluxo incompressível em um escoamento turbulento em um tubo com diâmetro uniforme, KERN (1980) cita a Equação (5).

$$\frac{h_F \cdot D}{k_F} = \alpha \cdot \left(\frac{D \cdot G}{\mu} \right)^a \cdot \left(\frac{C \cdot \mu}{k_F} \right)^{1-f} \quad (5)$$

Sendo:

C: calor específico do fluido, J/kg.°C ou J/kg.K;

D: diâmetro interno do tubo, m;

h_F : coeficiente de transmissão de calor ou de película do fluido no interior do tubo, kW/m².K ou kW/m².°C;

k_F : condutividade térmica do fluido no interior do tubo, kW/K.m ou kW/°C.m;

G: vazão mássica do fluido no interior do tubo, kg/s.m²;

μ : viscosidade do fluido, kg/m.s.

Sendo que as constantes α , a e $1-f$ devem ser calculadas de um mínimo de três conjuntos de dados experimentais. Assim, a transmissão de calor que ocorre em um escoamento incompressível no interior de um tubo depende do diâmetro do tubo, da velocidade no interior do tubo e do calor específico, viscosidade e condutividade térmica do fluido, propriedades que sofrem influência da temperatura e porcentagem de sólidos do fluido. Para homenagear pesquisadores pioneiros no campo da mecânica dos fluidos, o grupo adimensional ($h_F \cdot D / k_F$) recebeu o nome de número de Nusselt, o grupo adimensional ($D \cdot G / \mu$) recebeu o nome de número de Reynolds e o grupo adimensional ($C \mu / k_F$) recebeu o nome de número de Prandtl.

Nos evaporadores de caldo para fabricação de açúcar e também nos evaporadores de vinhaça, a porcentagem de sólidos contribui para a diminuição do coeficiente de película e conseqüentemente do coeficiente global de troca térmica com o aumento do tempo de operação. Os sólidos se aderem às paredes dos tubos, diminuindo a velocidade do escoamento e aumentando a resistência térmica à transmissão do calor, como se fosse um isolante. Assim, esses equipamentos requerem limpezas químicas ou físicas freqüentes para garantir o desempenho operacional.

Segundo Rein (2007), durante muitos anos, pesquisou-se sobre coeficientes de transferência de calor de evaporadores, chegando-se a conclusão de que é razoavelmente complicado obter valores precisos, principalmente devido à dificuldade de se obter amostras adequadas para medição de brix, medidas precisas

de temperatura e/ou pressão, ausência de medidores de vazão na fábrica e às diferentes maneiras de se medir área e temperatura de ebulição de líquidos.

Sabe-se que coeficientes de transferência decrescem do primeiro efeito de evaporação para o último, o que é atribuído ao aumento da viscosidade do líquido ao longo dos efeitos. Vários pesquisadores tentaram correlacionar valores medidos em termos da viscosidade, concentração de sólidos dissolvidos, diferenças de temperatura e temperaturas de ebulição, o que não é tarefa fácil segundo Rein (2007), já que todas essas variáveis são fortemente correlacionadas entre si. As três primeiras variáveis aumentam ao longo dos efeitos e a última diminui. Desvincular esses efeitos é praticamente impossível quando se analisa medições em plantas industriais.

Segundo Rein (2007), a melhor fórmula conhecida que tenta levar esses efeitos em conta na evaporação de caldo de açúcar é a fórmula de Dessin, a qual é largamente utilizada com algum sucesso e dá o valor da taxa de evaporação em unidades inglesas (lb./ (ft². h. °F)). A taxa de evaporação expressa na Equação (6) é a vazão de vapor vegetal produzida em um evaporador por unidade de área e temperatura.

$$\tau_{evaporação} = \frac{(100 - W_{DS,s})(T_v (^{\circ}F) - 130)}{18000} \quad (6)$$

O valor no denominador era originalmente 16.000, mas a equação encontrava valores muito altos e foi preciso ajustar a equação para que os valores encontrados representassem melhor as condições de projeto. A concentração de sólidos no líquido é medida na saída do evaporador, $W_{DS,s}$. Em unidades métricas (kg./h.m². K), a equação pode ser escrita como:

$$\tau_{evaporação} = 0,00089.(100 - W_{DS,s})(T_v - 54) \quad (7)$$

Para converter esta expressão em uma equação para coeficiente global de transferência de calor, é necessário multiplicá-la pela entalpia de vaporização. Considerando a faixa de pressões que normalmente operam os evaporadores e levando-se em conta que a relação é para fins de aproximação, pode-se assumir o

valor de 2300 kJ/kg como entalpia de vaporização. A Equação (7), depois de multiplicada por 2300 kJ/kg e dividida por 3600 s pode ser escrita como:

$$U = 0,000567.(100 - W_{DS,s})(T_V - 54) \quad (8)$$

Sendo U, o coeficiente global de transferência de calor expresso em kW / (m². K) e T_v é a temperatura do vapor alimentado na calandra em °C.

A maioria das correlações para o cálculo do coeficiente de transferência encontradas na literatura são expressões que incorporam a concentração de sólidos no líquido e temperatura. Às vezes, a diferença de temperatura é incorporada à equação para levar em conta o fato de que maior será a taxa de transferência quando o líquido estiver em regime de ebulição plenamente desenvolvido.

Segundo Rein (2007), é muito improvável que o valor de U seja linearmente relacionado à concentração de sólidos e à temperatura, assim o mesmo postulou uma correlação para o cálculo do coeficiente global de transferência de calor conforme Equação (9).

$$U = a.(100 - W_{DS})^b . T_V^c \quad (9)$$

Ainda segundo Rein (2007), Guo (1983) encontrou uma equação semelhante a esta, baseando-se em estudos de laboratório, ignorando efeitos de perda de carga, considerando nível ótimo de líquido nos tubos, mas considerando a temperatura de ebulição do líquido no interior do evaporador. Esta equação está expressa a seguir:

$$U = 0,16.(100 - W_{DS})^{0,4} T_L^{0,25} \quad (10)$$

Rein (2007) apresenta também valores típicos de coeficientes globais de transferência de calor recomendados para o projeto de evaporadores e utilizados durante muitos anos na África do Sul para evaporadores de caldo. Tais valores encontram-se na Tabela 4.

Tabela 4 - Valores de coeficientes globais de transferência de calor utilizados para o projeto de evaporadores

Efeito	Evaporação com quatro efeitos (kW/m². K)	Evaporação com cinco efeitos (kW/m². K)
1° efeito	2,5	2,5
2° efeito	2,2	2,5
3 efeito	1,7	2,0
4° efeito	0,7	1,5
5° efeito		0,7

Fonte: Rein (2007)

Segundo Rein (2007), as mudanças na concentração de sólidos e temperatura nos primeiros três efeitos são relativamente pequenas quando comparadas com o último efeito. Assim, Smith e Taylor (1981) observaram que os coeficientes para o primeiro até o terceiro efeito ficavam entre 3,5 e 1,8 kW/ (m². K). Porém, para o último efeito, esses pesquisadores apresentaram uma correlação para o coeficiente global de transferência de calor em termos da temperatura do vapor gerado no último efeito, $T_{VG,N}$, conforme a Equação (11).

$$U = 0,034.T_{VG,N}^{-1,13} \quad (11)$$

3.5. Perdas de calor na evaporação

A perda de calor em um evaporador depende do grau de isolamento dos vasos e tubulações. Rein (2007) cita o valor de 1,5% de perda como valor razoável para cada efeito de evaporação. Assim, a perda total de um sistema de múltiplos efeitos de evaporação será maior, quanto maior for o número de efeitos em operação.

As perdas de calor são maiores para o efeito que opera na maior temperatura, normalmente o primeiro efeito.

É importante garantir que os evaporadores estejam bem isolados para diminuir a transferência de energia (calor) para o meio ambiente.

3.6. Evaporação da Vinhaça

Os primeiros registros sobre evaporadores de vinhaça datam de 1954, quando a empresa austríaca Vogelbusch instalou um sistema concentrador que se utilizava de evaporadores inclinados tipo termo-sifão. Pouco tempo depois, a mesma empresa desenvolveu o evaporador “falling film”, ou película fina que se utiliza do princípio de evaporação de filme descendente, já descrito neste texto. (BIASE, 2007)

No Brasil, as duas primeiras instalações para se concentrar a vinhaça foram instaladas em 1978. Uma delas foi instalada na Usina Tiúma em Pernambuco e foi projetada por uma empresa nacional chamada Borag, sendo integrada à destilaria de álcool da usina. A instalação teve muitos problemas de incrustações e as paradas para limpeza dificultavam a operação da destilaria. Atualmente, tanto o sistema de concentração quanto à usina estão desativados. (BIASE, 2007)

A outra unidade foi instalada na Usina Santa Elisa em São Paulo e foi fabricada pela empresa brasileira Conger sob licença da Vogelbusch. A unidade ficou parada em função do alto consumo de energia, mas em 1999 com a implantação do sistema de co-geração de energia elétrica na usina, a unidade passou a funcionar continuamente, produzindo cerca de 3 m³/h de vinhaça concentrada. O sistema permitiu que a usina reduzisse o custo de transporte da vinhaça para as regiões mais afastadas e pudesse ter a flexibilidade de dosar a concentração de cada aplicação de vinhaça conforme as características do solo. Para a aplicação da vinhaça concentrada ao solo, foi desenvolvido um caminhão tanque com bomba de pressurização e barra aplicadora de sete metros de largura que possibilitou a dosagem em cerca de 5.000 ha. (BARBOSA; 2006) e (BIASE, 2007).

Em 1984, a Destilaria Santa Izabel, em Novo Horizonte, São Paulo, instalou um conjunto de evaporação de vinhaça que permitia uma redução de até cinquenta por cento do volume total de vinhaça produzido, que era distribuído por caminhões como fertirrigação na lavoura. Atualmente, a empresa brasileira Dedini é detentora da licença da Vogelbusch para fabricação dos evaporadores de vinhaça e em consórcio com as empresas Siemens e Chemtech comercializou uma planta completa de destilação de álcool integrada com evaporadores de vinhaça para a empresa petrolífera da Venezuela PDVSA. A unidade tem capacidade de produção de 8,5 milhões de litros de álcool por ano (BIASE, 2007).

Atualmente, encontra-se em operação um sistema de evaporação, fabricado pela empresa brasileira Citrotec, destinado a concentrar a vinhaça na Usina Cerradinho em Potirendaba, São Paulo. Tal sistema será objeto de estudo desse trabalho.

4. MATERIAL E MÉTODOS

4.1. Descrição da planta de evaporação de vinhaça

A planta de evaporação de vinhaça está localizada na usina Cerradinho, que fica situada à cidade de Potirendaba, no interior do estado de São Paulo. A usina tem uma moagem de cerca de 3.000.000 toneladas de cana por safra e produz 500 m³/dia de álcool e 250 m³/h de vinhaça. As Figuras 30 e 31 apresentam fotos da usina.

A unidade de evaporação de vinhaça é constituída por cinco efeitos, opera com vapor de alimentação de pressão manométrica de cerca de 170 kPa e temperatura 115 °C, vapor vegetal extraído do sistema de evaporação de caldo da usina e tem capacidade para processar 100 m³/h de vinhaça, o restante da vinhaça produzida é aplicado “in natura” como fertirrigação. Separadores de arraste estão instalados entre um efeito e outro para evitar o arraste de gotículas de vinhaça para o próximo efeito.



Figura 30 - Vista frontal da usina Cerradinho.



Figura 31 - Vista aérea da usina Cerradinho. Fonte: JORNAL DA CANA (2006).

A planta de evaporação possui dois pré-aquecedores do tipo casco e tubos que tem a função de aquecer a vinhaça antes da alimentação do primeiro efeito de evaporação.

Nesta usina, a vinhaça “in natura” (produzida na destilação do álcool) tem concentração de 3 a 5 brix (3% a 5% em concentração mássica de sólidos) e $3,37 \text{ kg/m}^3$ de K_2O . Após passar pelo processo de concentração, 18 a $20 \text{ m}^3/\text{h}$ de vinhaça com concentração de 20 a 25 Brix e 30 kg/m^3 de K_2O são produzidas.

Ao final do sistema de múltiplos efeitos de evaporação, encontra-se instalado um condensador evaporativo que permite o contato indireto entre o vapor produzido no último efeito e a água utilizada na condensação. Algumas usinas utilizam condensadores tipo contato direto na evaporação de caldo de cana, ou seja, o vapor vegetal do último efeito é condensado e diluído pela água de resfriamento.

A Figura 32 mostra o fluxograma básico da planta de evaporação de vinhaça da usina.

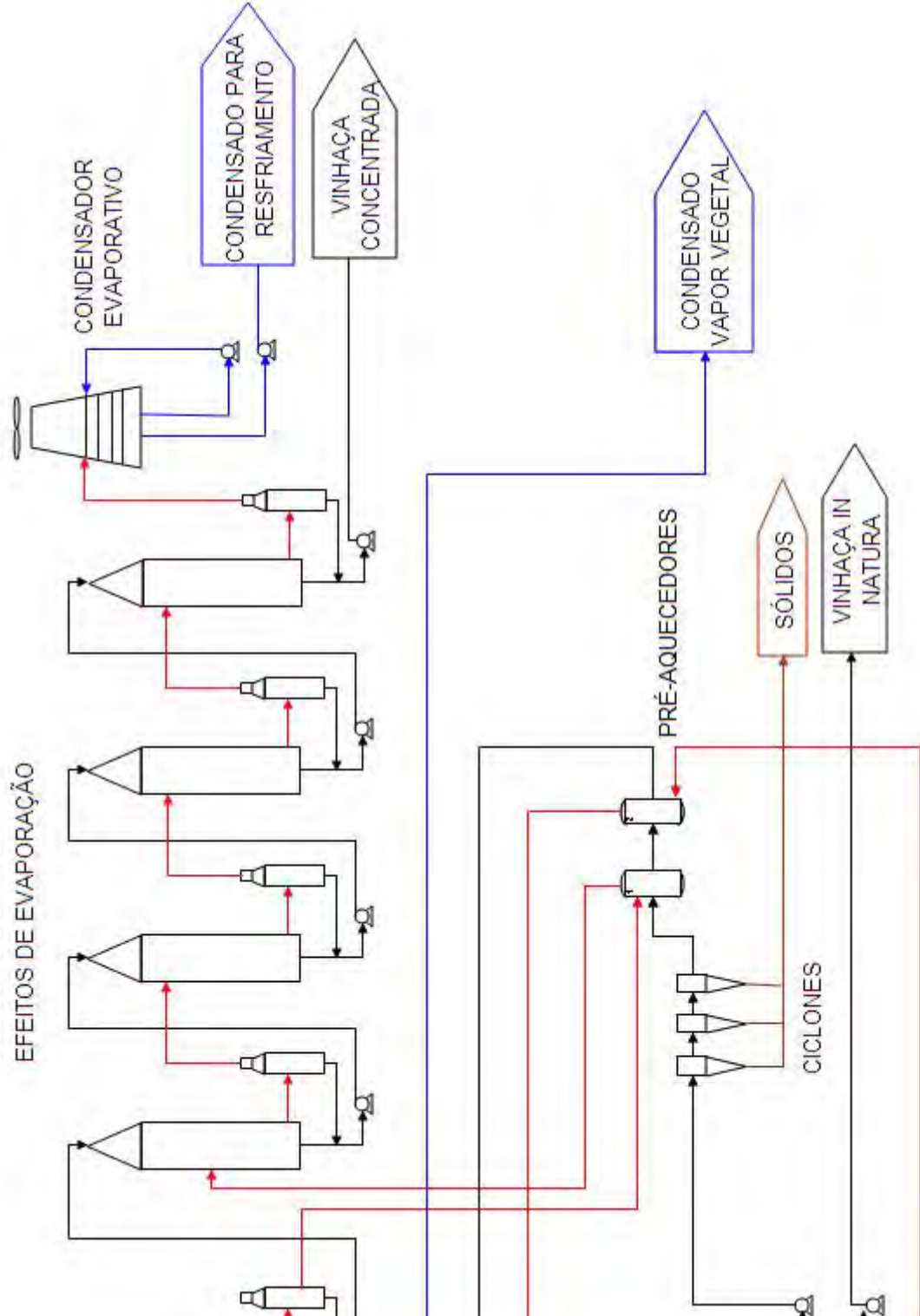


Figura 32 - Fluxograma básico da unidade de concentração de vinhaça da Usina Cerradinho.

O condensador evaporativo é constituído basicamente por uma carcaça, tubulações de condensação, ventilador, bomba e bacia de água, distribuidor de água, borrifadores de água e entrada de vapor a ser condensado. O vapor circula internamente pelas tubulações de troca térmica e a água pelo lado externo dos tubos. O ar é aspirado em contracorrente resfriando a água por evaporação que resfria os tubos. Um esquema do equipamento é mostrado na Figura 33.

Com a unidade de evaporação, a usina recupera cerca de 80 m³/h de água. Atualmente, estuda-se utilizar o condensado recuperado como água de reposição de torres de resfriamento, água para diluição do fermento utilizado na fermentação alcoólica, para diluição do mosto, para reposição de torres de lavagem, para o preparo de soluções poliméricas e limpeza de equipamentos em geral.

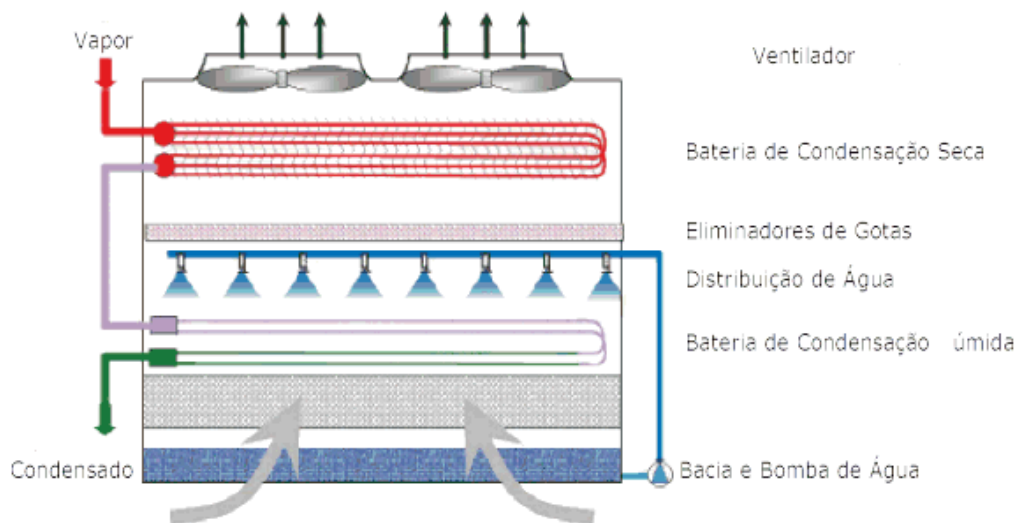


Figura 33 - Esquema de um condensador evaporativo. Fonte: Adaptado de AMACAN (2010).

As Figuras 34 e 35 apresentam fotos da planta de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho. A Figura 34 apresenta em destaque os separadores de gotículas de vinhaça entre um efeito e outro e na Figura 35 aparecem em destaque os cinco efeitos de evaporação. A Figura 36 apresenta uma foto do condensador evaporativo utilizado pela planta.



Figura 34 - Vista I da unidade de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho.



Figura 35 - Vista II da unidade de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho.



Figura 36 - Condensador evaporativo da unidade de evaporação de vinhaça da Usina Cerradinho.

A Figura 37 apresenta foto da tubulação de drenagem de condensado recuperado da vinhaça. A vinhaça concentrada é aplicada ao solo através de caminhão tanque com barra aplicadora, capaz de dosar a vinhaça em oito “ruas” de cana plantada conforme mostra a Figura 38.



Figura 37 - Condensado recuperado da evaporação da Vinhaça na Usina Cerradinho.



Figura 38 - Aplicação de vinhaça concentrada no solo através de caminhão tanque.

A Figura 39 apresenta o tanque de vinhaça concentrada da Usina Cerradinho.



Figura 39 - Tanque de vinhaça concentrada.

Para alcançar os objetivos do presente trabalho, utilizou-se de informações técnicas e dados coletados da planta de evaporação de vinhaça da usina Cerradinho. Os dados e informações foram obtidos através de três visitas realizadas

na usina. Os valores médios coletados encontram-se na Tabela 5 e foram obtidos através dos instrumentos de medição “online” que estão disponíveis na planta, com exceção do brix médio da vinhaça que é obtido através de análises de laboratório.

Tabela 5 - Dados coletados na usina

Variáveis	Valores
Vazão de vinhaça na alimentação (m ³ /h)	105
Temperatura da vinhaça na alimentação (°C)	80
Brix da vinhaça na alimentação (%)	4,5
Temperatura do vapor de alimentação (°C)	115
Temperatura do 1° efeito (°C)	94
Temperatura do 2° efeito (°C)	91
Temperatura do 3° efeito (°C)	84
Temperatura do 4° efeito (°C)	78
Temperatura do 5° efeito (°C)	62

Os dados foram processados por um software comercial específico denominado Sugars TM, que permite o cálculo dos fluxos de massa e energia no processo para posterior análise. Foi inserido também no software um modelo gráfico que representa os fluxos de massa entre os efeitos de evaporação. O item 4.2 apresenta as equações para o balanço de massa e energia em sistemas de evaporação e que são utilizadas pelo software para a elaboração do balanço.

4.2. Balanço de Massa e Energia em Sistemas de Evaporação

Considerando um sistema de evaporação a múltiplos efeitos conforme mostrado na Figura 40, podem-se definir equações para o balanço de massa e energia do sistema.

O balanço de massa e energia para um sistema de evaporação com N efeitos é feito considerando-se cada um dos vasos de evaporação (balanços individuais) e todo o conjunto (balanço global), ambos em estado estacionário. As equações 12, 13 e 14 descrevem o balanço de massa e energia global do sistema. Inicialmente, despreza-se o aproveitamento da vaporização (flash) dos condensados como fonte de energia para o próximo efeito.

O vapor extraído do efeito i é representado por $\dot{m}_{VB,i}$.

O vapor proveniente do efeito i para o próximo efeito é representado por $\dot{m}_{V,i}$.

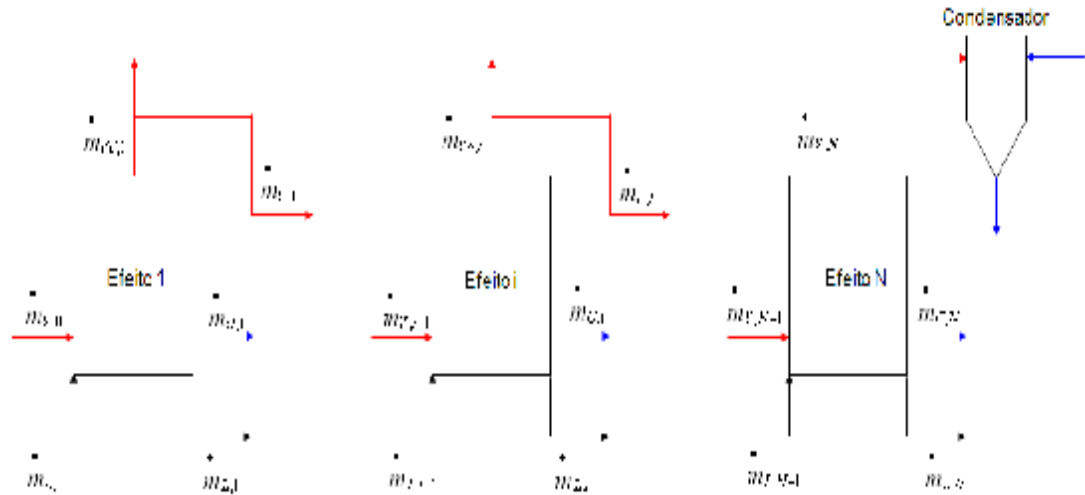


Figura 40 - Esquema típico de evaporação a múltiplos efeitos.

$$\dot{m}_{V,0} + \dot{m}_{L,0} = \dot{m}_{V,N} + \dot{m}_{L,N} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{VB,i} \quad (12)$$

$$\dot{m}_{L,0} \cdot W_{DS,0} = \dot{m}_{L,N} \cdot W_{DS,N} \quad (13)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{V,0} \cdot h_{V,0} + \dot{m}_{L,0} \cdot h_{L,0} &= \dot{m}_{V,N} \cdot h_{V,N} + \dot{m}_{L,N} \cdot h_{L,N} + \\ \sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i} \cdot h_{C,i} + \sum_{i=1}^N \dot{Q}_{transferido,i} + \sum_{i=1}^N \dot{m}_{VB,i} \cdot h_{V,i} \end{aligned} \quad (14)$$

Sendo:

$\dot{m}_{V,0}$: vazão mássica de vapor alimentado ao efeito 1, kg/h;

$\dot{m}_{L,0}$: vazão mássica de líquido alimentado ao efeito 1, kg/h;

$\dot{m}_{V,N}$: vazão mássica de vapor gerado no efeito N e direcionado ao condensador, kg/h;

$\dot{m}_{L,N}$: vazão mássica de líquido concentrado do efeito N, kg/h;

$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{C,i}$: somatória das vazões mássicas de condensado do efeito 1 ao efeito N
kg/h;

$\sum_{i=1}^N \dot{m}_{VB,i}$: somatória das vazões mássicas do vapor extraído do efeito 1 ao efeito N
kg/h;

$w_{DS,0}$: concentração mássica de sólidos (Brix) no líquido alimentado ao efeito 1, %;

$w_{DS,N}$: concentração mássica de sólidos (Brix) no líquido concentrado do efeito N, %;

$h_{V,0}$: entalpia do vapor alimentado ao efeito 1, kJ/kg;

$h_{L,0}$: entalpia do líquido alimentado ao efeito 1, kJ/kg;

$h_{V,N}$: entalpia do vapor gerado no efeito N, kJ/kg;

$h_{L,N}$: entalpia do líquido concentrado do efeito N, kJ/kg;

$h_{C,i}$: entalpia do condensado do efeito i, kJ/kg;

$h_{V,i}$: entalpia do vapor gerado no efeito i, kJ/kg;

$\sum_{i=1}^N \dot{Q}_{transferido,i}$: somatória das taxas de calor transferido ao meio ambiente do efeito 1 ao efeito N, kW.

As equações 15 a 19 representam o balanço de massa e energia do efeito i do sistema de evaporação a múltiplos efeitos da Figura 40.

$$\dot{m}_{V,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} = \dot{m}_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} + \dot{m}_{L,i} + \dot{m}_{C,i} \quad (15)$$

$$\dot{m}_{V,i-1} = \dot{m}_{C,i} \quad (16)$$

$$\therefore \dot{m}_{L,i} = \dot{m}_{L,i-1} - \dot{m}_{V,i} - \dot{m}_{VB,i} \quad (17)$$

$$\dot{m}_{L,i-1} \cdot W_{DS,i-1} = \dot{m}_{L,i} \cdot W_{DS,i} \quad (18)$$

$$\begin{aligned} \dot{m}_{V,i-1} \cdot h_{V,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} \cdot h_{L,i-1} &= \dot{m}_{V,i} \cdot h_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} \cdot h_{V,i} \\ + \dot{m}_{L,i} \cdot h_{L,i} + \dot{m}_{C,i} \cdot h_{C,i} + \dot{Q}_{transferido,i} \end{aligned} \quad (19)$$

Sendo:

$\dot{m}_{V,i-1}$: vazão mássica de vapor alimentado ao efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{L,i-1}$: vazão mássica de líquido alimentado ao efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{V,i}$: vazão mássica de vapor gerado no efeito i e que alimenta o efeito i+1, kg/h;

$\dot{m}_{VB,i}$: vazão mássica do vapor extraído do efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{L,i}$: vazão mássica de líquido concentrado do efeito i, kg/h;

$\dot{m}_{C,i}$: vazão mássica do condensado do efeito i, kg/h;

$h_{V,i-1}$: entalpia do vapor alimentado ao efeito i, kJ/kg;

$h_{L,i-1}$: entalpia do líquido alimentado ao efeito i, kJ/kg;

$h_{L,i}$: entalpia do líquido concentrado no efeito i, kJ/kg;

$\dot{Q}_{transferido,i}$: taxa de calor transferido do efeito i para o meio ambiente, kW.

Utilizando a Equação (16):

$$\dot{m}_{V,i-1} \cdot (h_{V,i-1} - h_{C,i}) + \dot{m}_{L,i-1} \cdot h_{L,i-1} = \dot{m}_{V,i} \cdot h_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} \cdot h_{V,i} + \dot{m}_{L,i} \cdot h_{L,i} + \dot{Q}_{transferido,i} \quad (20)$$

Sendo que $(h_{V,i-1} - h_{C,i})$ é a entalpia de vaporização do vapor de alimentação do efeito i e pode ser escrita como $\Delta h_{VL,i-1}$. Para o cálculo do vapor que flui de um efeito para o outro, utiliza-se da Equação (17) na Equação (20):

$$\dot{m}_{V,i-1} \cdot \Delta h_{VL,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} \cdot h_{L,i-1} = \dot{m}_{V,i} \cdot h_{V,i} + \left(\dot{m}_{L,i-1} - \dot{m}_{V,i} - \dot{m}_{VB,i} \right) \cdot h_{L,i} + \dot{Q}_{transferido,i} \quad (21)$$

$$\therefore \dot{m}_{V,i} = \frac{\left(\dot{m}_{V,i-1} \cdot \Delta h_{VL,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} \cdot (h_{L,i-1} - h_{L,i}) - \dot{m}_{VB,i} \cdot (h_{V,i} - h_{L,i}) - \dot{Q}_{transferido,i} \right)}{(h_{V,i} - h_{L,i})} \quad (22)$$

O vapor total gerado pelo efeito i pode ser calculado pela Equação (23) a seguir:

$$\left(\dot{m}_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} \right) = \frac{\left(\dot{m}_{V,i-1} \cdot \Delta h_{VL,i-1} + \dot{m}_{L,i-1} \cdot (h_{L,i-1} - h_{L,i}) - \dot{Q}_{transferido,i} \right)}{(h_{V,i} - h_{L,i})} \quad (23)$$

A Equação (23) pode ser reduzida com algumas considerações simplificadoras. Assumindo-se que não há calor transferido ao meio ambiente,

$$\dot{Q}_{transferido,i} = 0.$$

Assumindo-se também que todas as entalpias dos líquidos são iguais e que a entalpia de vaporização não muda com a pressão e temperatura, a Equação (23) pode ser reduzida em:

$$\dot{m}_{V,i} + \dot{m}_{VB,i} = \dot{m}_{V,i-1} \quad (24)$$

A Equação (24) indica que 1 kg de vapor evapora 1 kg de água. Esta simplificação é útil e ajuda no entendimento da evaporação com múltiplos efeitos, podendo oferecer bons resultados, particularmente a altas pressões (Rein, 2007).

O calor transmitido pelo vapor de alimentação pode ser calculado pela Equação (25):

$$\dot{Q}_i = \dot{m}_{V,i-1} \cdot (h_{V,i-1} - h_{C,i}) \quad (25)$$

O calor transmitido em cada efeito também pode ser calculado pela Equação (26), que é a forma integrada da equação de Fourier:

$$\dot{Q}_i = U \cdot A \cdot (T_V - T_L) \quad (26)$$

Onde U é o coeficiente global de transferência de calor, T_V a temperatura do vapor alimentado à calandra e T_L a temperatura do líquido no interior do efeito i . A área A é definida como a área total dos tubos do evaporador. O termo \dot{Q}_i se refere ao calor que é transferido do vapor de alimentação ao líquido que está sendo evaporado, diferentemente, o termo $\dot{Q}_{transferido,i}$ se refere ao calor que é transmitido do evaporador ao meio ambiente.

Para o caso de um sistema de múltiplos efeitos que aproveita o vapor gerado pelo flash dos condensados como energia para a evaporação, o balanço de massa e energia deve ser elaborado, considerando-se que o condensado de alguns efeitos sofrerá processo de vaporização (flash) para fornecer vapor para o próximo efeito conforme esquema apresentado na Figura 41.

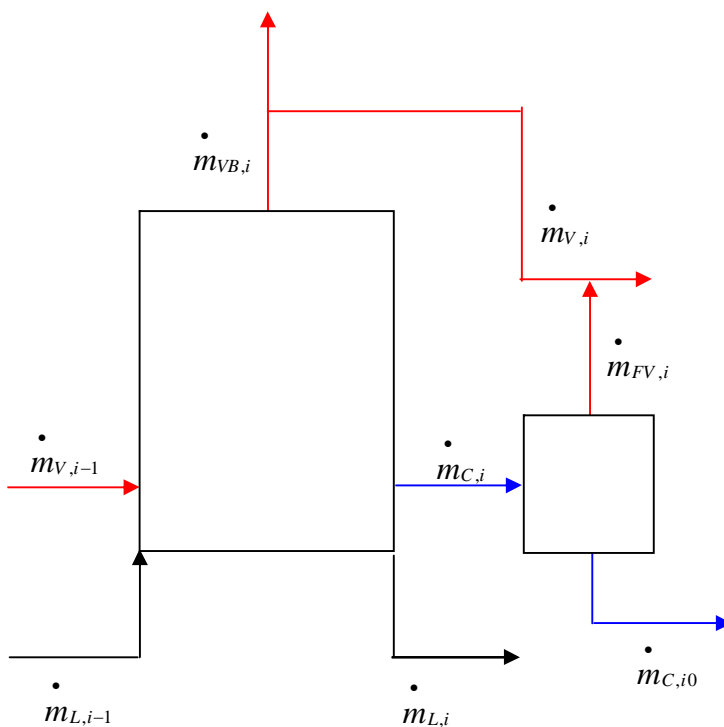


Figura 41 - Esquema típico de evaporação com aproveitamento de condensados.

As equações 27 e 28 representam o balanço de massa para o cálculo do fluxo vaporizado do condensado (flash) que é utilizado como fonte de energia para evaporação.

$$\dot{m}_{C,i0} = \dot{m}_{C,i} - \dot{m}_{FV,i} \quad (27)$$

$$\dot{m}_{C,i} \cdot h_{C,i} = \dot{m}_{C,i0} \cdot h_{C,i0} + \dot{m}_{FV,i} \cdot h_{V,i} \quad (28)$$

Combinando as equações, pode-se calcular a vazão de flash $\dot{m}_{FV,i}$:

$$\dot{m}_{FV,i} = \dot{m}_{C,i} \cdot \frac{h_{C,i} - h_{C,i0}}{h_{V,i}} \quad (29)$$

As equações apresentadas para múltiplos efeitos requerem cálculos por tentativa e erro que podem ser conduzidos por um pacote matemático ou por uma planilha que execute cálculos iterativos. A convergência geralmente é rápida (Rein, 2007).

4.3. Descrição do software Sugars TM

O cálculo do balanço de massa e energia da planta de evaporação de vinhaça foi realizado através de um software matemático denominado Sugars TM. Trata-se de um programa computacional capaz de calcular os fluxos de massa e energia; e fornecer simulações para fábricas de açúcar de cana e beterraba, auxiliando no gerenciamento e projeto de unidades industriais. O programa reconhece os aplicativos do Windows ^R e utiliza o Visio ^R para a representação gráfica do diagrama de fluxos.

O software utiliza equações matemáticas para calcular as entalpias dos fluxos, o processo de cristalização de cristais de açúcar, a elevação do ponto de ebulição de xaropes de açúcar, entalpias de vaporização, densidade de soluções açucaradas, de soluções com sólidos em suspensão e de gases (vapor de água, gás carbônico, amônia, etc.), solubilidade da sacarose e supersaturação de soluções açucaradas.

O software proporciona simulações de vários processos, como troca de calor, evaporação, separação em centrífugas e decantadores, cozimento, cristalização, entre outros. Os resultados da simulação dependem das propriedades dos fluxos

externos ao processo e das propriedades e/ou desempenho de cada estação de processo, equipamento ou operação unitária que são informadas ao software. As propriedades dos fluxos externos e dos equipamentos são digitadas em janelas ou telas disponíveis no Sugars TM.

Após a entrada das informações dos fluxos externos e de propriedades dos equipamentos, o software inicia os cálculos interativos de modo a obter os balanços de massa e energia com uma precisão de 0,01%. A Figura 42 apresenta um esquema das operações realizadas para permitir os cálculos.

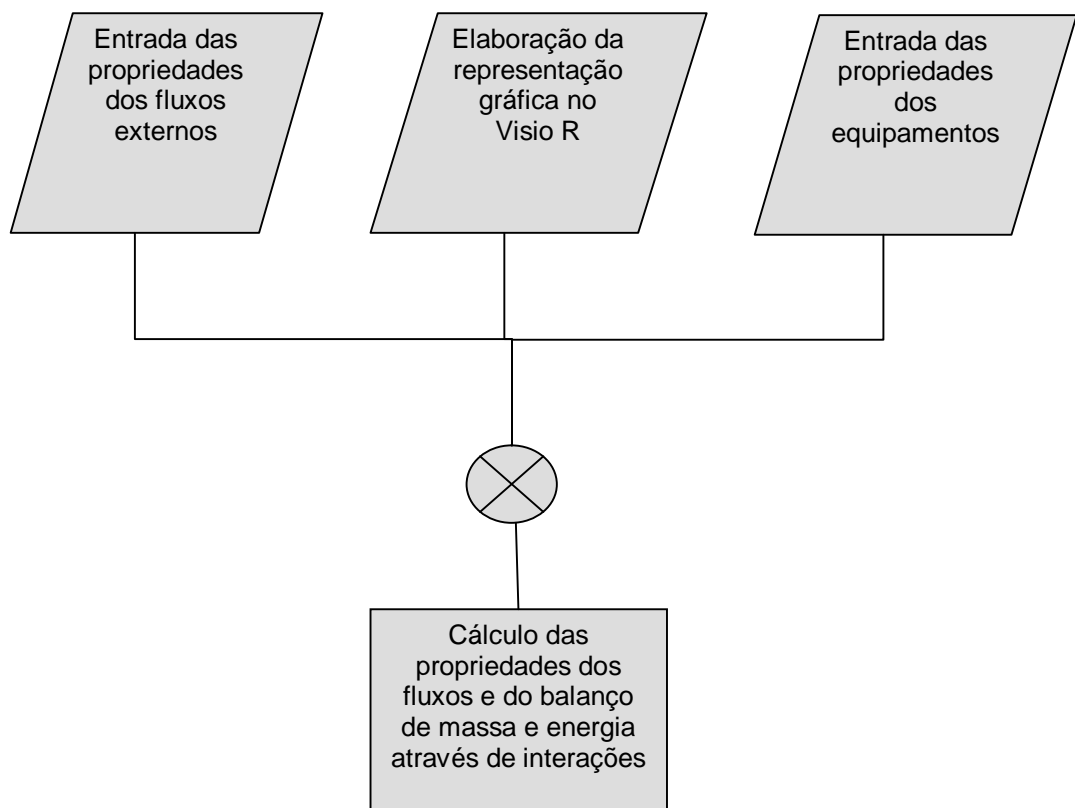


Figura 42 - Fluxograma esquemático para o cálculo do balanço de massa e energia no Sugars TM.

O software apresenta três opções para o cálculo dos fluxos em um evaporador. Assim, uma das seguintes propriedades deve ser informada ao software para a realização dos cálculos:

- Opção (a): pressão de vapor do líquido no interior do evaporador;
- Opção (b): temperatura do líquido no interior do evaporador;
- Opção (c): coeficiente global de transferência de calor e a área de troca térmica.

A entalpia do líquido é calculada pela integral do calor específico a pressão constante (C_p) com respeito à temperatura. O calor específico é calculado pela Equação (30) de Janowsky e Archangielski, em função da temperatura (T), do brix (DS) e da pureza (PU). A pureza é definida como a porcentagem mássica de sacarose que está presente nos sólidos dissolvidos e deve ser considerada para o cálculo do calor específico do caldo de cana, o qual apresenta teor de sacarose. No caso da vinhaça, a pureza deve ser zero. Embora, a vinhaça não deva apresentar teores de sacarose, apresenta teores de sais e outros sólidos solúveis que podem influenciar no cálculo do calor específico. Por aproximação, o software utilizou a Equação (30) para o cálculo do calor específico das correntes de vinhaça, considerando zero o valor de pureza, o que não introduziu erros significativos na faixa de operação considerada.

$$C_p = 1,0 - [0,6 - 0,0018.T + 0,11.(1,0 - PU)].DS \quad (30)$$

A elevação do ponto de ebulição do líquido no interior do evaporador é calculada em função do brix (DS), pureza (PU) e da pressão ambiente da solução que está em ebulição através de um algoritmo inserido no software e encontrado no “Sugar technologists manual”. Assim, o software calcula o aumento do ponto de ebulição de uma solução açucarada em relação ao ponto de ebulição da água. Quanto maior a concentração de açúcares, maior é a elevação do ponto de ebulição.

Propriedades como entalpia de vapor d’água, entalpia de condensado, temperatura de saturação da água em uma pressão conhecida e pressão de saturação da água em uma temperatura conhecida são obtidas através de algoritmos inseridos no software e desenvolvidos pela “The International Association for the Properties of Water and Steam (IAPWS)”, que possibilita calcular as propriedades do líquido abaixo da saturação e do vapor saturado e superaquecido. O cálculo das densidades em função do brix, pureza e temperatura é feito também através de algoritmos inseridos no software e provenientes do “Sugar technologists manual”.

A opção (a) de cálculo utiliza a Equação (30), os algoritmos para o cálculo da elevação do ponto de ebulição e para o cálculo das propriedades da água e vapor. A opção (b) utiliza a Equação (30) e os algoritmos para o cálculo das propriedades da

água e vapor. A opção (c) realiza os mesmos cálculos da opção (a) e utiliza a Equação (26), apresentada anteriormente.

Para o cálculo do balanço de massa e energia da planta de evaporação de vinhaça, foi utilizada a opção (b), ou seja, as temperaturas dos líquidos no interior dos efeitos de evaporação foram informadas ao software que calculou as entalpias, as densidades e as propriedades dos vapores e condensados. Informando a vazão, brix e temperatura da vinhaça a ser concentrada e a pressão e temperatura do vapor vivo (de alimentação), o software efetuou cálculos iterativos para obter o balanço de massa e energia da planta.

5. RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1. Cálculo do balanço de massa e energia da planta de evaporação

Os dados reais médios da planta utilizados para alimentar o software se encontram na Tabela 6. Tais valores foram informações coletadas mediante medições “online” realizadas por instrumentos da planta ou medições do laboratório da usina. Os efeitos operam continuamente sob vácuo progressivo de maneira que as temperaturas decrescem de um efeito para o outro. As informações da Tabela 6 foram inseridas em janelas do software como as mostradas na Figura 43 e na Figura 44.

Tabela 6 - Valores médios da planta de evaporação de vinhaça utilizados como dados de entrada do software

Variáveis	Valores
Vazão de vinhaça na alimentação (m ³ /h)	105
Temperatura da vinhaça na alimentação (°C)	80
Brix da vinhaça na alimentação (%)	4,5
Temperatura do vapor de alimentação (°C)	115
Temperatura do 1° efeito (°C)	94
Temperatura do 2° efeito (°C)	91
Temperatura do 3° efeito (°C)	84
Temperatura do 4° efeito (°C)	78
Temperatura do 5° efeito (°C)	62

External External Flow Properties

To: 10 Input1 aquecedor 2
To: 36 Input0 aquecedor 1

Parameters

Flow Stream Name: vinhaça

Flow Stream Summary

Pressure: 300.0 kPa Temperature: 80.0 °C Flow: 103.910.0 kg/h

Tons/h	TDM	Sugar	DS	Purity	Crystals	ISNS	Gas
103.91	4.50%	0.00%	4.50%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Flow Stream Components

Liquid - DS and Purity		Solid		Gas	
Water	95.50000 %	Sucrose Crystals	0.00000 %	Steam/Vapor	0.00000 %
Ethanol	0.00000 %	Lime Rock (CaCO ₃)	0.00000 %	Ethanol	0.00000 %
Sucrose	0.00000 %	Lime (CaO)	0.00000 %	Carbon Dioxide	0.00000 %
Invert	0.00000 %	Fiber	0.00000 %	Ammonia	0.00000 %
Ash	0.00000 %				
Non-sucrose #1	4.50000 %				
Non-sucrose #2	0.00000 %				

Color: 0

Solubility Coefficients: a = 0.0400 b = 0.7100 c = -2.100

Value: 0.00000 per kg

Set at run time Model Name: 6-Effect Multiple Units: SI

Figura 43 - Janela para entrada de dados da vinhaça.

External External Flow Properties

To: 10 Input1 aquecedor 2
To: 36 Input0 aquecedor 1
To: 85 Input1 Condensador evaporat

Parameters

Flow Stream Name: vapor 1

Flow Stream Summary

Pressure: 169.0 kPa Temperature: 115.0 °C Flow: 18.217.9 kg/h

Tons/h	TDM	Sugar	DS	Purity	Crystals	ISNS	Gas
18.22	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	100.00%

Flow Stream Components

Liquid - DS and Purity		Solid		Gas	
Water	0.00000 %	Sucrose Crystals	0.00000 %	Steam/Vapor	100.00000 %
Ethanol	0.00000 %	Lime Rock (CaCO ₃)	0.00000 %	Ethanol	0.00000 %
Sucrose	0.00000 %	Lime (CaO)	0.00000 %	Carbon Dioxide	0.00000 %
Invert	0.00000 %	Fiber	0.00000 %	Ammonia	0.00000 %
Ash	0.00000 %				
Non-sucrose #1	0.00000 %				
Non-sucrose #2	0.00000 %				

Color: 0

Solubility Coefficients: a = b = c =

Value: 0.00000 per kg

Set at run time Model Name: 6-Effect Multiple Units: SI

Figura 44 - Janela para entrada de dados do vapor de alimentação.

As Figuras 43 e 44 apresentam a janela de propriedades de um fluxo externo criado no Sugars TM. O termo “externo” se refere a toda corrente de entrada no balanço, isto é, qualquer fluxo proveniente de um ponto e que é utilizado como dado de cálculo do balanço. Encaixam-se nesta definição a vinhaça que é alimentada à planta de evaporação e o vapor de alimentação utilizado como fonte de energia para a evaporação.

Para toda corrente de fluxo externo criada, propriedades como pressão, temperatura, vazão mássica, brix (concentração de sólidos) devem ser informadas para que o software calcule propriedades como vazão volumétrica, densidade, entalpia e calor específico.

Para a vinhaça, foram informados o brix médio, a vazão média de alimentação e a temperatura. Para o vapor de alimentação, foram informadas a pressão e a temperatura. A vazão de vapor de alimentação é calculada pelo software após informação das temperaturas de operação de cada um dos efeitos de evaporação.

O termo “interno” se refere às correntes entre equipamentos, cujas propriedades são calculadas pelo software, como por exemplo, os fluxos de vinhaça concentrada e vapor vegetal entre um efeito e outro.

Equipamentos como trocadores de calor, evaporadores, decantadores, tanques, misturadores, centrífugas também têm suas respectivas janelas de cálculo no software. Em tais janelas, propriedades como pressão, temperatura, brix e coeficientes de transferência de calor são solicitadas para permitir que o software calcule o balanço do equipamento.

As Figuras 45, 46, 47, 48 e 49 ilustram as janelas de entrada para cada um dos cinco efeitos de evaporação. Neste caso para que o software faça o balanço, é necessário preencher um dos três conjuntos de propriedades: transferência de calor (coeficiente global de transferência de calor e área de troca térmica), vapor de saída (pressão ou temperatura de saturação do vapor evaporado) ou fluxo de saída de produto (temperatura do líquido dentro do efeito). Cada um desses três conjuntos de propriedades se refere às três opções de cálculo anteriormente descritas no item 4.3.

Foram informadas ao software, as temperaturas de operação de cada efeito e a taxa de perda de calor considerada. Considerou-se uma perda de energia de 1,5% para cada efeito, valor razoável segundo Rein (2007).

Evaporator Properties

Equipment ID:

Station Name:

Heat Transfer

Coefficient W/(m²·K)

Heating Surface m²

Heat Loss %

Condensate Drop K

Effect Number:

Vapor Out

Pressure kPa

Saturation Temperature °C

Entrainment Sugar Loss mg/kg

Pressure Feedback

Flow Out

Temperature °C

Total Solids %

Color Rise CU

Station No.: 30 Model Name: 6-Effect Multiple Units: SI

Figura 45 - Janela para entrada de dados do primeiro efeito.

Evaporator Properties

Equipment ID:

Station Name:

Heat Transfer

Coefficient W/(m²·K)

Heating Surface m²

Heat Loss %

Condensate Drop K

Effect Number:

Vapor Out

Pressure kPa

Saturation Temperature °C

Entrainment Sugar Loss mg/kg

Pressure Feedback

Flow Out

Temperature °C

Total Solids %

Color Rise CU

Station No.: 40 Model Name: 6-Effect Multiple Units: SI

Figura 46 - Janela para entrada de dados do segundo efeito.

Evaporator Properties

Equipment ID: 50 Station Name: evaporador 3

Heat Transfer

Coeficient W/m² K

Heating Surface m²

Heat Loss %

Condensate Drop K

Effect Number: 3 - Effect after Station: 40

Vapor Out

Pressure kPa

Saturation Temperature °C

Entrainment Sugar Loss mg/kg

Pressure Feedback

Flow Out

Temperature °C

Total Solids %

Color Rise % CU

Station No.: 50 Model Name: 6-Effect Multiple Units: SI

Figura 47 - Janela para entrada de dados do terceiro efeito.

Evaporator Properties

Equipment ID: 60 Station Name: evaporador 4

Heat Transfer

Coeficient W/m² K

Heating Surface m²

Heat Loss %

Condensate Drop K

Effect Number: 4 - Effect after Station: 50

Vapor Out

Pressure kPa

Saturation Temperature °C

Entrainment Sugar Loss mg/kg

Pressure Feedback

Flow Out

Temperature °C

Total Solids %

Color Rise % CU

Station No.: 60 Model Name: 6-Effect Multiple Units: SI

Figura 48 - Janela para entrada de dados do quarto efeito.

The image shows a software window titled "Evaporator Properties" with the following fields and values:

- Equipment ID: 70
- Station Name: evaporador 5
- Heat Transfer:
 - Coeficiente: (W/m² K)
 - Heating Surface: 0.0 m²
 - Heat Loss: 1.50 %
 - Condensate Drop: 0.0 K
- Vapor Out:
 - Pressure: (Pa)
 - Saturation Temperature: (°C)
 - Entrainment Sugar Loss: 0 mg/kg
 - Pressure Feedback:
- Flow Out:
 - Temperature: 62.0 °C
 - Total Solids: 0.00 %
 - Color Rise: 0.00 %
- Effect Number: 5 - Effect after Station: 60
- Station No.: 70 | Model Name: 6-Effect Multiple | Units: SI

Figura 49 - Janela para entrada de dados do quinto efeito.

Para possibilitar o cálculo, além das informações de entrada para cada um dos efeitos de evaporação, deve ser construído também um modelo gráfico que ilustre as interligações físicas entre os efeitos de evaporação. Tal representação gráfica é elaborada do Visio[®] e interpretada pelo Sugars[™] para a execução dos cálculos. A Figura 50 apresenta o modelo gráfico construído. O modelo gráfico mostra os cinco efeitos de evaporação, os dois aquecedores de vinhaça, o aproveitamento energético do condensado no terceiro, quarto e quinto efeitos e o condensador da planta.

As Figuras 51, 52 e 53 apresentam as janelas do software com os resultados dos cálculos para os fluxos de vinhaça e condensado que retorna ao processo da usina. O condensado é obtido com uma temperatura de cerca de 60 °C e é enviado a um sistema de torres de resfriamento para ser resfriado a 30°C e aproveitado como água de diluição da levedura ou do mosto utilizados na fermentação alcoólica da usina.

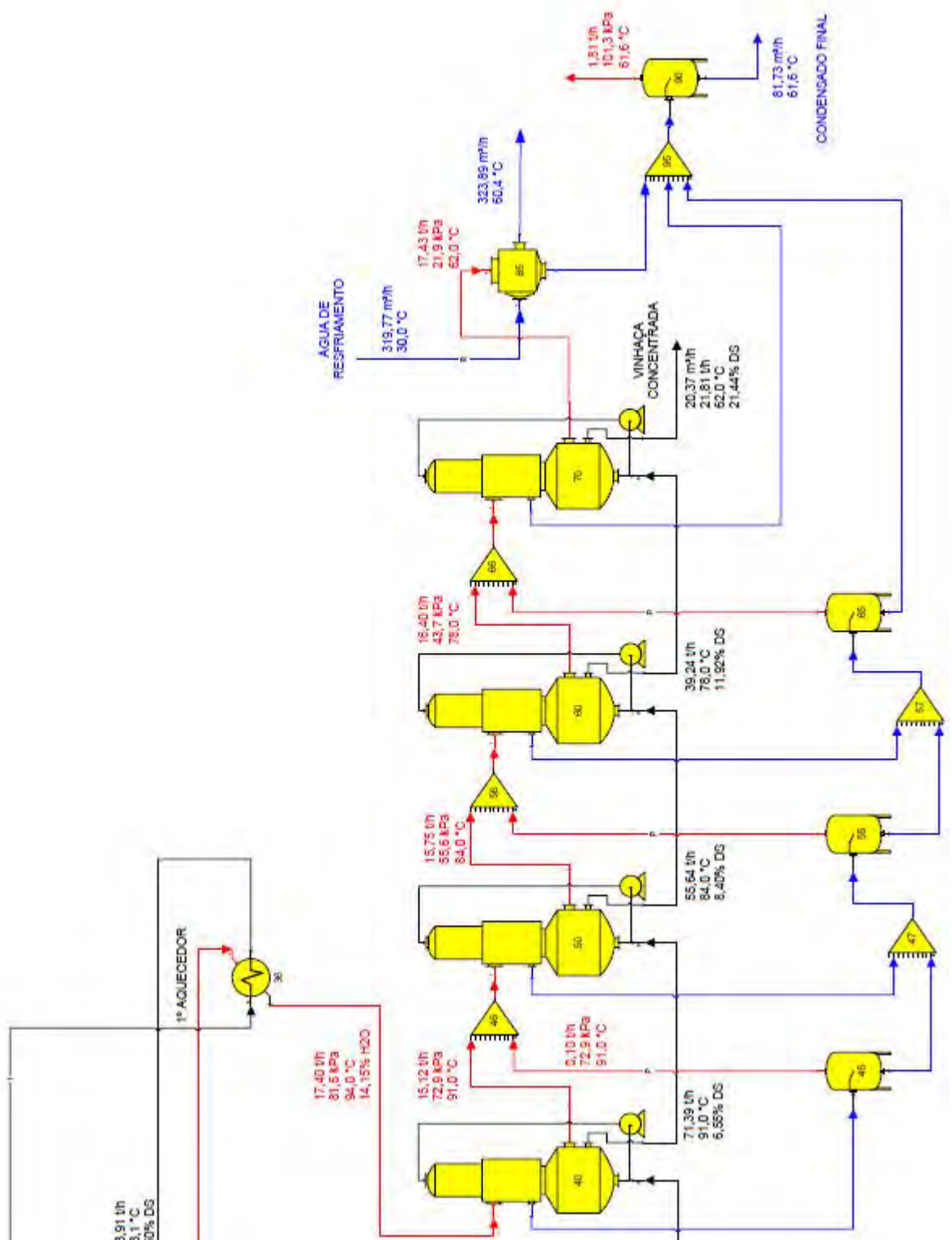


Figura 50 - Modelo gráfico da planta de evaporação de vinhaça.

Internal Flow Properties

70 Evaporator: evaporador 5
 Output0 - Exit model
 Output1 To 95 Input0 Condensador evaporat
 Output2 To 95 Input5 RECEIVER

From Station To Input Port Of Station Out

Flow Stream Summary
 Pressure kPa Temperature °C Flow kg/h

Tons/h	TDM	Sugar	DS	Purity	Crystals	ISNS	Gas
21.81	21.44%	0.00%	21.44%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Flow Stream Components

Liquid - DS and Purity		Solid		Gas	
Water	<input type="text" value="78,56396"/> %	Sucrose Crystals	<input type="text" value="0,00000"/> %	Steam/Vapor	<input type="text" value="0,00000"/> %
Ethanol	<input type="text" value="0,00000"/> %	Lime Rock (CaCO3)	<input type="text" value="0,00000"/> %	Ethanol	<input type="text" value="0,00000"/> %
Sucrose	<input type="text" value="0,00000"/> %	Lime (CaO)	<input type="text" value="0,00000"/> %	Carbon Dioxide	<input type="text" value="0,00000"/> %
Invert	<input type="text" value="0,00000"/> %	Fiber	<input type="text" value="0,00000"/> %	Ammonia	<input type="text" value="0,00000"/> %
Ash	<input type="text" value="0,00000"/> %				
Non-sucrose #1	<input type="text" value="21,43603"/> %				
Non-sucrose #2	<input type="text" value="0,00000"/> %				

Color

Solubility Coefficients Value per kg

a = b = c =

Figura 51 - Brix da vinhaça concentrada.

Internal Flow Properties

70 Evaporator: evaporador 5
 Output0 - Exit model
 Output1 To 95 Input0 Condensador evaporat
 Output2 To 95 Input5 RECEIVER

From Station To Input Port Of Station Out

Flow Stream Summary
 Pressure kPa Temperature °C Flow kg/h

Tons/h	TDM	Sugar	DS	Purity	Crystals	ISNS	Gas
21.81	21.44%	0.00%	21.44%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Flow Stream Parameters

Parameter	Total	Liquid	Gas
Volume flow, m ³ /h	<input type="text" value="20,37"/>	20,37	
Density, kg/m ³	1.071,12	1.071,12	
Enthalpy, kJ/kg	222,9	222,9	
Specific Heat, kJ/(kg · K)	3,645	3,645	
Supersaturation Coef. (VanHook)			
Boiling point elevation, K	0,0	0,0	
Viscosity			

Figura 52 - Vazão da vinhaça concentrada.

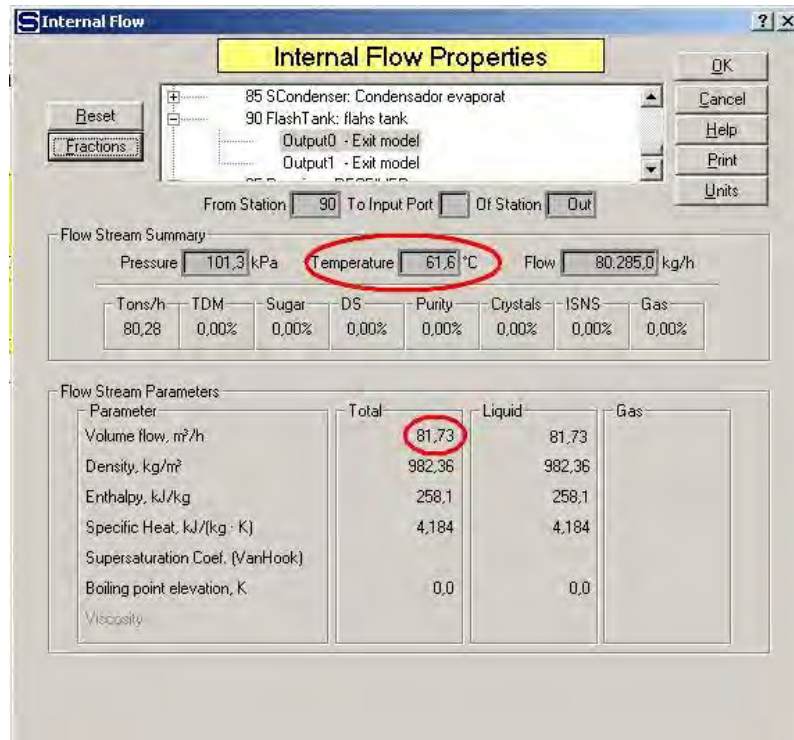


Figura 53 - Vazão e temperatura do condensado.

A Tabela 7 resume os principais resultados obtidos pela simulação do software Sugars TM.

Tabela 7 - Valores calculados pela simulação

Variáveis	Valores
Vazão de vinhaça concentrada (m ³ /h)	20,37
Temperatura da vinhaça concentrada (°C)	62
Brix da vinhaça concentrada (%)	21,44
Vazão de condensado final ou de água recuperada (m ³ /h)	81,73
Brix após 1° efeito (%)	5,40
Brix após 2° efeito (%)	6,55
Brix após 3° efeito (%)	8,40
Brix após 4° efeito (%)	11,92

Conforme informação da usina a unidade de evaporação de vinhaça tem capacidade de produzir 18 a 20 m³/h a 60°C de vinhaça com concentração de 20 a 25 Brix a partir de cerca de 100 m³/h de vinhaça “in natura” com 3 a 5 de Brix, produzindo cerca de 80 m³/h de condensado, que retorna para utilização no processo da usina. Portanto, os resultados obtidos e apresentados na Tabela 7

estão muito próximos das informações fornecidas pela usina, o que demonstra que o modelo simula razoavelmente bem a planta de evaporação de vinhaça. A Tabela 8 resume os valores obtidos pela simulação do software e os coletados na usina.

Tabela 8 - Comparação entre os valores calculados e informados pela usina

Variáveis	Valores	Valores
	calculados pelo Sugars TM	informados pela usina
Vazão de vinhaça concentrada (m ³ /h)	20,37	18 - 20
Temperatura da vinhaça concentrada (°C)	62	60
Brix da vinhaça concentrada (%)	21,44	20 - 25
Vazão de condensado final ou de água recuperada (m ³ /h)	81,73	80
Vapor gerado por vapor alimentado (kg/kg)	4,5	4,3
Brix após 1° efeito (%)	5,40	-
Brix após 2° efeito (%)	6,55	-
Brix após 3° efeito (%)	8,40	-
Brix após 4° efeito (%)	11,92	-

O vapor de alimentação utilizado é o vapor vegetal extraído do sistema de evaporação de caldo para fabricação de açúcar, é saturado e tem pressão de cerca de 1,7 bar (170 kPa) e temperatura de 115°C. Trata-se, portanto, de uma integração energética entre os sistemas de evaporação de vinhaça e fabricação de açúcar, o que aumenta o consumo de vapor de alimentação para a evaporação de caldo. Dessa maneira, ao se elaborar o projeto dos sistemas de evaporação de caldo, deve-se levar em conta as integrações energéticas, visando o dimensionamento correto das áreas de troca térmica e das linhas de vapor vegetal que serão extraídas do sistema.

A simulação mostra que a planta consome 18,22 t/h de vapor de alimentação, equivalente a 4,5 kg de vapor gerado por kg de vapor alimentado. O fabricante dos evaporadores informa que a planta foi projetada para uma taxa de evaporação de 4,3 kg de vapor gerado por kg de vapor alimentado, próximo do valor obtido pela simulação.

A usina não faz análises de brix entre um efeito e outro, portanto não foi possível verificar se os valores calculados foram coerentes com os valores reais.

5.2. Cálculo dos coeficientes de transferência de calor

Para o cálculo dos coeficientes globais de transferência de calor, foram utilizadas as Equações (8), (10) e (11) apresentadas anteriormente e que se referem à evaporação de caldo de cana. As concentrações de sólidos (brix) obtidas em evaporadores de caldo de cana são próximas às concentrações obtidas pela planta de evaporação de vinhaça, sendo assim, por aproximação, decidiu-se utilizar dessas equações para o cálculo dos coeficientes na evaporação de vinhaça. Não foram encontradas na literatura correlações específicas para a evaporação da vinhaça. Não foram informados pela usina e nem pelo fabricante dos equipamentos os valores dos coeficientes utilizados para o projeto dos mesmos. Fica aqui a sugestão para que em futuros trabalhos científicos, se determine correlações específicas para evaporação da vinhaça. A determinação dos coeficientes globais de transferência de calor é de extrema importância para se verificar a eficiência de troca térmica de qualquer equipamento térmico como trocadores de calor e evaporadores. Sabe-se que a determinação desses coeficientes depende de um levantamento de dados criterioso do escoamento no interior dos tubos desses equipamentos.

A Tabela 9 mostra os valores calculados para os coeficientes globais de transferência de calor para cada um dos efeitos de evaporação a partir das Equações (8), (10) e (11).

Tabela 9 - Valores de coeficientes globais de transferência de calor (U) calculados para a planta de evaporação de vinhaça

Nº	Equações para U	U, kW/m ² . K				
		1° efeito	2° efeito	3° efeito	4° efeito	5° efeito
8	$U = 0,000567 \cdot (100 - W_{DS,s}) \cdot (T_V - 54)$	3,27	2,12	1,92	1,50	1,07
10	$U = 0,16 \cdot (100 - W_{DS})^{0,4} \cdot T_L^{0,25}$	3,07	3,03	2,95	2,85	2,57
11	$U = 0,034 \cdot T_{VG,N} - 1,13$	-	-	-	-	0,98

Observando-se os valores da Tabela 9, chega-se a conclusão que a Equação (10), desenvolvida por Guo (1983) resulta em coeficientes mais conservadores, ou seja, valores que resultam em maiores áreas de evaporação. Ainda assim, os valores sugeridos por Rein (2007) na Tabela 4 são ainda mais conservadores.

Para o quinto efeito de evaporação, o valor apresentado por Rein (2007) na Tabela 4 ($0,7 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{K}$) é menor que o valor calculado pela Equação (11) de Smith e Taylor (1981), $0,98 \text{ kW/m}^2 \cdot \text{K}$, resultando assim em uma maior área de troca térmica.

Observa-se também que os valores calculados pelas Equações (8) e (10) se aproximam dos valores citados por Smith e Taylor (1983) para evaporadores de caldo de cana, do primeiro ao terceiro efeito ($3,5$ e $1,8 \text{ kW/ (m}^2 \cdot \text{K)}$).

5.3. Cálculo das áreas de troca térmica dos evaporadores de vinhaça

O software Sugars TM pode calcular a área de cada efeito de evaporação, bastando para isso, informar o valor do coeficiente global de transferência de calor para cada um dos efeitos. Objetivando calcular uma faixa de valores para a área (A) de cada um dos efeitos, foram informados ao software o menor e o maior valor de coeficientes (U) entre os informados na Tabela 4 e os calculados na Tabela 9. A Tabela 10 apresenta os valores de área calculados.

Tabela 10 - Valores de área de troca térmica calculados para a planta de evaporação de vinhaça

	Valores de U e A				
	1° efeito	2° efeito	3° efeito	4° efeito	5° efeito
U, kW/m². K	2,50 - 3,27	2,12 - 3,03	1,92 - 2,95	1,50 - 2,85	0,70 - 2,57
A, m²	165 - 126	1460-1022	707-460	1130-595	956-261

Infelizmente, a área de cada efeito não foi informada pela usina e nem pelo fabricante dos equipamentos e assim, não foi possível verificar se as áreas calculadas se aproximaram ou não das áreas reais.

5.4. Cálculo do balanço de massa e energia de uma planta de evaporação de vinhaça para uma usina fictícia que produza 1.000 m³/dia de etanol

Conforme visto no item 3.2, para uma destilaria fictícia que produza 1.000 m³/dia de etanol, dependendo do grau alcoólico do vinho e do tipo de aquecimento, o volume de vinhaça produzido pode variar de 325 m³/h a 815 m³/h.

Considerando a menor produção de vinhaça, ou seja, 325 m³/h e supondo elaborar o projeto de um sistema de evaporação que opere nas mesmas condições da planta de Potirendaba, foi feita a simulação no software Sugars TM para se verificar o consumo de vapor de alimentação e o retorno de condensado ao processo. A Tabela 11 mostra os valores calculados e a Figura 54 apresenta o modelo gráfico construído para a simulação.

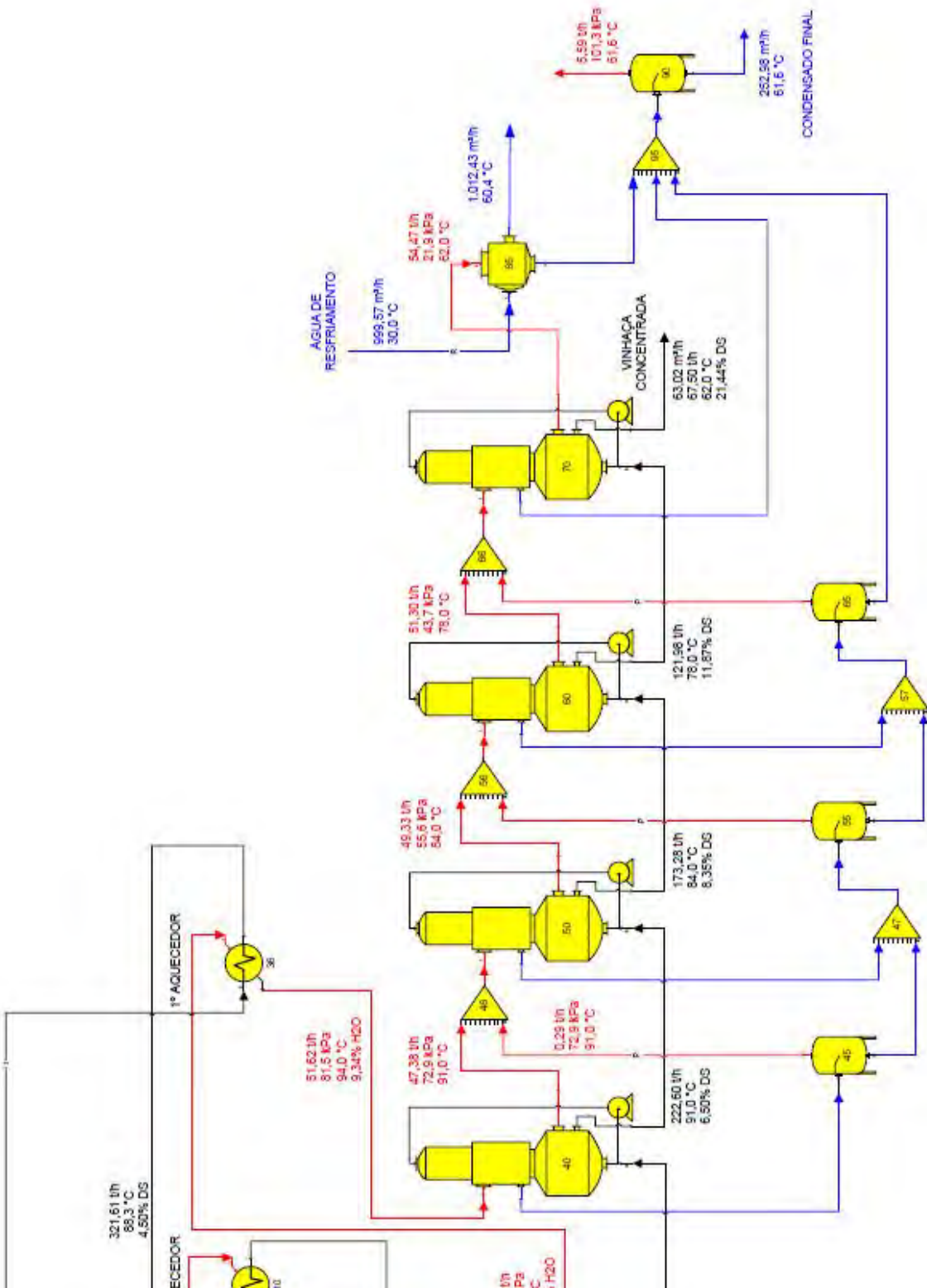
Tabela 11 - Valores calculados pela simulação para 325 m³/h de vinhaça

Variáveis	Valores
Vazão de vinhaça concentrada (m ³ /h)	63,02
Temperatura da vinhaça concentrada (°C)	62
Brix da vinhaça concentrada (%)	21,44
Vazão de condensado final (m ³ /h)	252,98
Brix após 1° efeito (%)	5,36
Brix após 2° efeito (%)	6,50
Brix após 3° efeito (%)	8,35
Brix após 4° efeito (%)	11,87

De acordo com a simulação, é necessário fornecer 57 t/h de vapor com cerca de 170 kPa e 115°C para garantir a evaporação da vinhaça até 21,44% de Brix. Recupera-se cerca de 250 m³/h de condensado que poderia ser reaproveitado no processo da usina.

Uma produção de 1.000 m³/dia de etanol equivale a uma usina que processe 21.600 t/dia de cana e ainda produza 36.000 sacos/dia de açúcar. Assim, a implantação de um sistema de evaporação de vinhaça nessa usina representaria o retorno de 0,28 m³ de água por tonelada de cana, 28% do consumo de água requerido pela resolução n° 88 da Secretaria de Estado do Meio Ambiente para as áreas classificadas como adequadas ou adequadas com limitações ambientais. Dessa maneira, a evaporação da vinhaça torna-se uma tecnologia a ser considerada

para se atingir os consumos estabelecidos, em conjunto, é claro, com outras ações como a utilização de circuito fechado de água de resfriamento na fermentação, operação de aquecedores indiretos na destilaria e fermentações com vinhos de grau alcoólico maiores. Embora o potencial de recuperação de água através da evaporação de vinhaça seja grande, devem ser estudadas as aplicações de utilização do condensado recuperado no processo, bem como as necessidades de tratamento do mesmo.



1 - Modelo gráfico da planta de evaporação de vinhaça para usina que produza 1.000 m³/dia de etanol.

5.5. Avaliação da redução dos custos de transporte de vinhaça concentrada através de caminhão tanque

A usina Cerradinho transporta a vinhaça concentrada aos canaviais distantes através de caminhões tanque. O custo desse tipo de aplicação aumenta com a distância que separa a indústria da área de aplicação da vinhaça. A Figura 55 mostra um gráfico que representa o custo em reais por hectare da aplicação de vinhaça por caminhões tanque e o custo em reais por hectare de adubo químico, ambos em função da distância entre a indústria e a área de aplicação.

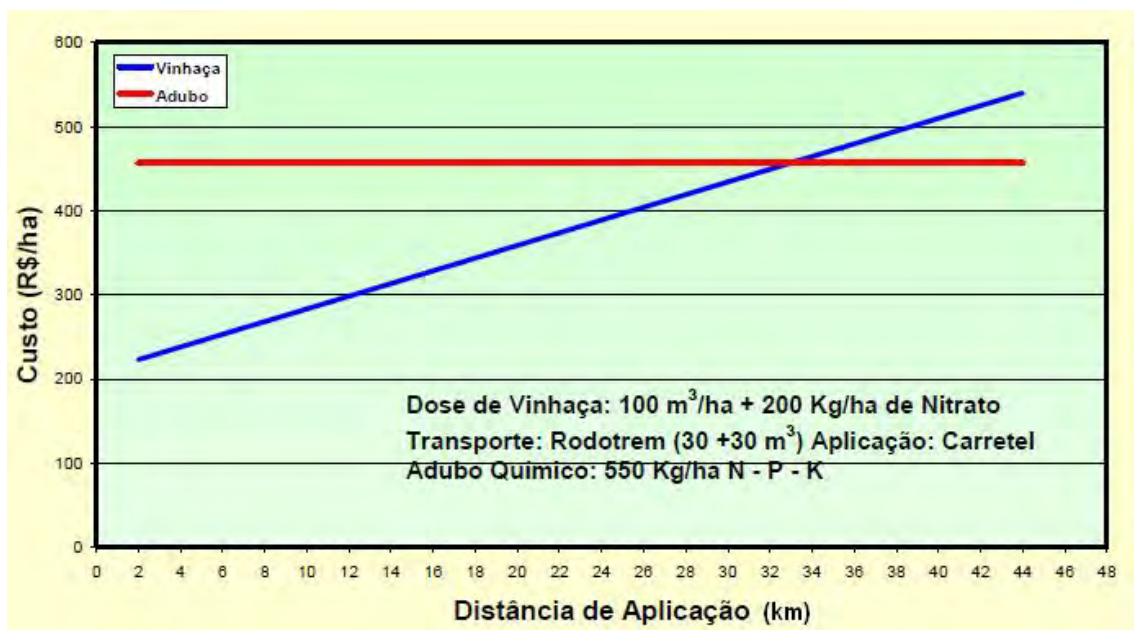


Figura 55 - Custo de aplicação de vinhaça por caminhões e custo de aplicação de adubo em função da distância. Fonte: SOUZA (2007)

Assim, existe uma distância em que o custo de aplicação da vinhaça passa a ser maior que o custo de aplicação com adubo (ao redor de 33 km segundo o gráfico).

A Figura 56 mostra um gráfico típico, que representa o custo de transporte da vinhaça por caminhões em reais por metro cúbico em função da distância da área de aplicação para uma usina fictícia localizada no interior paulista. Observa-se que o custo do transporte por volume de vinhaça varia linearmente com a distância entre a usina e a área de aplicação da vinhaça.

Segundo Rocha (2007), existe um raio econômico em função do brix da vinhaça, ou seja, uma distância em que a aplicação da vinhaça tem menores custos em relação à aplicação de adubo químico. Quanto maior o brix da vinhaça, menor o

volume a ser transportado e maior o raio econômico. A Tabela 12 mostra a variação do raio econômico em função do brix da vinhaça.

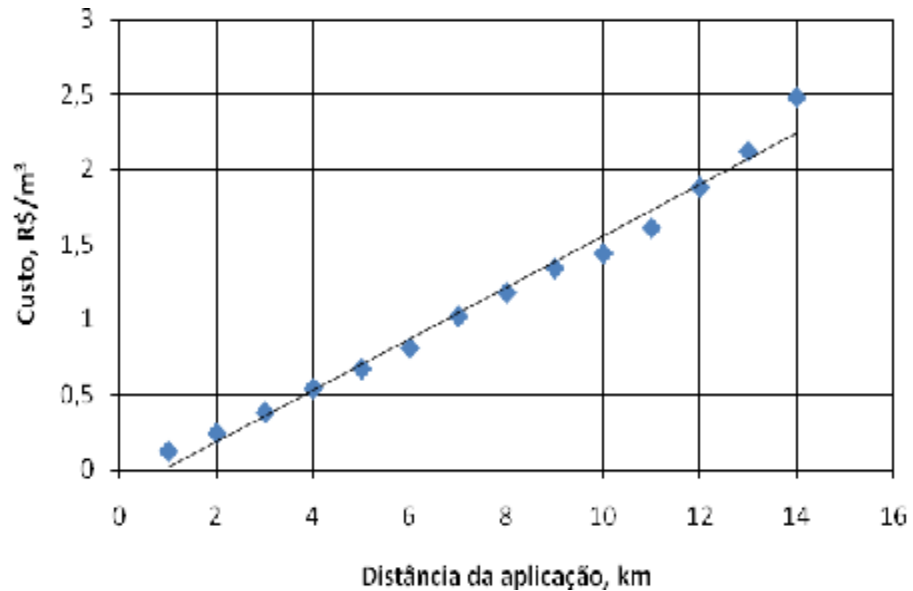


Figura 56 - Custo do transporte da vinhaça por caminhões em função da distância entre a usina e a área de aplicação.

Tabela 12 - Variação do raio econômico em função do brix da vinhaça

Brix da Vinhaça (%)	Raio econômico (km)
3	30
5	35
10	39
15	40
20	40
25	41
30	41
35	41
40	41
45	41
50	41
55	41
60	41

FONTE: Rocha (2007)

Observa-se que a partir de 25-30% de brix, o raio econômico não aumenta. Isto significa que concentrar mais a vinhaça além de 25-30% de brix não resulta em uma economia crescente do transporte da mesma através de caminhões. Isto ocorre porque a partir de 25-30% de brix, o volume de vinhaça concentrada não diminui muito, não reduzindo significativamente os custos de transporte.

Para o caso da planta de evaporação de vinhaça estudada, observou-se uma redução da vazão de vinhaça de 105 m³/h para 20,37 m³/h, ou seja, uma redução de 5,15 vezes, número que também reflete a redução dos custos de transporte para uma mesma distância das áreas de aplicação.

Para o caso da usina Cerradinho, utilizando-se os dados da Tabela 12, chega-se a conclusão que o raio econômico aumentou de 35 km para 40 km.

6. CONCLUSÕES

Os resultados obtidos neste trabalho permitiram concluir:

- Os dados de vazão, brix, temperatura de vinhaça concentrada e vazão de condensado obtidos pela simulação do Sugars TM estão bem próximos dos dados reais coletados na unidade. A taxa de evaporação calculada pela simulação ficou próxima da taxa de evaporação informada pelo fabricante dos evaporadores. Assim, os números demonstram que o modelo pode ser utilizado para simular a planta.
- É possível recuperar 78% da água presente na vinhaça, reduzindo o volume da mesma através do processo de evaporação. O que representa economia direta na captação de água para o processo e diminui os custos de estocagem e de transporte para áreas de cana distantes da usina. Assim, a tecnologia da evaporação da vinhaça deve ser avaliada com o objetivo de se atender à resolução N° 88 da Secretaria de Estado do Meio Ambiente, já que tem potencial de recuperar grande quantidade de água para o processo da usina. Porém, a utilização da água recuperada deve ser cuidadosamente estudada, já que o condensado da vinhaça pode conter componentes como sais e ácidos, o que pode requerer tratamento dependendo da utilização que se deseja.
- Existe uma faixa de concentração da vinhaça (brix de 20 a 25%), a partir da qual o raio econômico de distribuição não aumenta e que é a mesma faixa de concentração em que opera a planta de evaporação estudada.
- A vinhaça concentrada é obtida com temperatura de 60°C, o que elimina a necessidade de resfriamento antes de encaminhá-la aos canaviais.
- A vinhaça, mesmo concentrada, é transportada pela usina através de caminhões para ser utilizada como fertilizante das lavouras de cana, o que indica que a evaporação não prejudicou a fertirrigação. Porém, deve ser estudado se a concentração da vinhaça não provoca a precipitação de sais, alterando suas propriedades fertilizantes.

- Para futuros trabalhos científicos, fica a sugestão de um estudo criterioso para se determinar correlações para as propriedades físicas da vinhaça, como viscosidade, calor específico, condutividade térmica e densidade, com o intuito de se determinar correlações para o coeficiente de película e o coeficiente global de transferência de calor. Outro ponto importante a ser analisado é a variação do coeficiente global de transferência de calor com o tempo de operação dos equipamentos, visando monitorar incrustações nos tubos dos evaporadores. Também deve ser analisado se a operação da evaporação da vinhaça em contracorrente, ou seja, evaporação com os fluxos de vinhaça e vapor de alimentação ocorrendo em sentidos opostos não traria ganhos sob o ponto de vista térmico.

7. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO. **Portaria nº 2**. Rio de Janeiro, 16 de Janeiro de 2002.

AMACAN. **Esquema de um condensador evaporativo**. Disponível em: <<http://www.armacan.com/paginas/90evapcowdc.html>>. Acesso em 20 Ago. 2010.

BANCO NACIONAL DE DESENVOLVIMENTO ECONÔMICO E SOCIAL; CENTRO DE GESTÃO E ESTUDOS ESTRATÉGICOS. **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. Rio de Janeiro, 2008. 316 p.

BARBOSA, V. Novas tecnologias no uso da vinhaça e aspectos legais. In: Marques, M.O.et al. ed. **Tópicos em tecnologia sucroalcooleira**. Jaboticabal, UNESP, 2006, p. 141-150.

BIASE, L. P. Aspectos Gerais da concentração das vinhaças. In: II WORKSHOP DE GESTÃO DE ENERGIA E RESÍDUOS NA AGROINDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA, 2007, Pirassununga. **Anais...Pirassununga: Faculdade de Zootecnia e Engenharia de Alimentos, USP, 2007**. Disponível em: <<http://www.fzea.usp.br/green/GERA/Luiz%20Paulo%20De%20Biase.doc>>. Acesso em: 20 Mai. 2009.

Bubnick, Z., Kadlec, P., Urban, D., Bruhns, M., 1995. **Sugar technologists manual**. Bartens.

CARVALHO, T. C. **Perspectivas para a produção de álcool combustível no Brasil**. Piracicaba, São Paulo, 2006. Originalmente apresentada como trabalho de conclusão de curso, Instituto Nacional de Pós-Graduação, 2006.

CARVALHO, T. C, SILVA, C. L. POTENCIAL DE UTILIZAÇÃO DA EVAPORAÇÃO DE VINHAÇA NAS USINAS SUCROALCOOLEIRAS. In 5º Congresso Internacional de Bioenergia, 2010, Curitiba.

CARVALHO, T. C, SILVA, C. L. **REDUÇÃO DA QUANTIDADE DE VINHAÇA ATRAVÉS DA EVAPORAÇÃO**. In VI Forum Ambiental da Alta Paulista, 2010, Tupã.

COMPANHIA DE TECNOLOGIA DE SANEAMENTO AMBIENTAL – CETESB. **Vinhaça – Critérios e procedimentos para aplicação no solo agrícola**. Norma Técnica P4.231. São Paulo, 2005. 12 p.

CORAZZA, R. I. **Políticas públicas para tecnologias mais limpas: uma análise das contribuições da economia do meio ambiente**. Campinas, São Paulo, 2001. Originalmente apresentada como tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas, 2001.

DIRECTINDUSTRY. **Fotografia de evaporador a placas**. Disponível em: <<http://www.directindustry.es/prod/api-heat-transfer-inc/intercambiadores-de-calor-de-placas-con-juntas-de-estanqueidad-16083-41160.html>>. Acesso em 07 Jul. 2010.

FERNANDES, A. C. **Cálculos na Agroindústria da Cana-de-açúcar**. STAB Sociedade dos técnicos Açucareiros e Alcooleiros do Brasil, p. 162, 2003.

FRANCO, M. **Integração energética de sistemas de evaporação localizados abaixo do ponto pinch**. Campinas, São Paulo, 2001. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas, 2001.

GARIGLIO, H. A. A. **Alterações físicas e químicas e mobilidade de solutos em solos submetidos à aplicação de vinhaça proveniente da fabricação de álcool carburante**. Viçosa, Minas Gerais, 2008. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Federal de Viçosa, 2008.

GRANATO, E. F. **Geração de energia através da biodigestão anaeróbica da vinhaça**. Bauru, São Paulo, 2003. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Estadual Paulista, 2003.

GONÇALVES C. A. S., SILVA E. L. **Tratamento físico-químico da vinhaça**. XXVII Congresso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental, Porto Alegre, 2000.

GUO S. Y.; WHITW E. T., WIRGHT P. G. **Heat Transfer coefficients for natural circulation evaporators**. Proc. Aust. Soc. Sugar Cane Technol., pp. 237-244, 1983.

HUGOT, E. **Handbook of Cane Sugar Engineering**. Elsevier. Amsterdam. Third edition. pp. 617-624, 1986.

JORNAL DA CANA. **Vista aérea da usina Cerradinho**. Disponível em: <<http://www.canaweb.com.br/pdf/153/%5Cusinadomes.pdf>>. Acesso em 20 ago. 2010.

KERN, D. Q., 1980. **Processos de Transmissão de Calor**. Editora Guanabara S.A., pp. 27, 28 e 63; 1980.

LIMONI, G. **Panorama da Biodigestão da Vinhaça**. Aproveitamento de Energia em Sistemas de Manejo de Resíduos Sólidos. Universidade Estadual Paulista, 2008.

LYRA, M. R. C. C., ROLIM, M. M., SILVA J. A. A. **Topossequência de solos fertigados com vinhaça: contribuição para a qualidade das águas do lençol freático**. Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental, v.7, n. 3, p. 525-532, Campina Grande, 2003.

LONGO, R. M. **Efeito da vinhaça in natura e biodigerida em propriedades de um solo cultivado com cana de açúcar**. Campinas, 1994. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas, 1994.

LUDOVICE, M. T. F. **Estudo do efeito poluente da vinhaça infiltrada em canal condutor de terra sobre o lençol freático**. Campinas, 1997. Originalmente

apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Estadual de Campinas, 1997.

MAX MACHINE. **Fotografia de tacho em batelada**. Disponível em: <http://www.netmultibusca.com.br/tacho-bola-para-cozimento_2771.php>. Acesso em 07 Jul. 2010.

Microsoft Visio Viewer. 2010.

MMC EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS. **Esquema de um evaporador de filme agitado**. Disponível em:

<<http://www.mmc-equipamentos.com.br/evap%20sup%20raspada.htm>>.

Acesso em 07 Jul. 2010.

NETO, A. E. USO ENERGÉTICO DO BIOGÁS DA BIODIGESTÃO DA VINHAÇA. In Iº ECOPIRA, 2004, Piracicaba.

NETO, J. A. L. **Monitoramento de componentes químicos da vinhaça aplicados em diferentes tipos de solo**. Piracicaba, São Paulo, 2008. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade de São Paulo, 2008.

PAOLIELLO, J. M. M. **Aspectos ambientais e potencial energético no aproveitamento de resíduos da indústria sucroalcooleira**. Bauru, São Paulo, 2006. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Estadual Paulista, 2006.

PAQUES. **Esquema de um reator UASB**. Disponível em: <http://www.paques.nl/en/biopaq_uasb_anaerobic_treatment>. Acesso em 10 Jul. 2010.

REIN, P., 2007. **Cane Sugar Engineering**. Verlag Dr. Albert Bartens KG, pp. 271-281, 2007.

REVISTA ÁGUA GESTÃO E SUSTENTABILIDADE. **Setor Sucroalcooleiro caminha em direção à sustentabilidade**. Edição 11, Maio/Junho de 2009. Disponível em: <<http://www.revistaagua.com.br>>. Acesso em: 8 Jun. 2010.

RIBAS, M. M. F. **Tratamento da vinhaça em reator anaeróbio operado em batelada seqüencial contendo biomassa imobilizada sob condições termofílicas e mesofílicas**. São Carlos, São Paulo, 2006. Originalmente apresentada como tese de doutorado, Universidade de São Paulo, 2006.

ROCHA, M. H Avaliação da eco-eficiência ambiental da vinhaça para diferentes formas de disposição aplicando ACV. In: II WORKSHOP DE GESTÃO DE ENERGIA E RESÍDUOS NA AGROINDÚSTRIA SUCROALCOOLEIRA, 2007, Pirassununga. Disponível em: <http://www.nest.unifei.edu.br/portugues/pags/novidades/workshop_gestao_energia_residuos/files/dia12/6-Mateus-Henrique-Rocha.pdf>. Acesso em: 15 ago. 2010.

SALOMON, K. R. **Avaliação técnico-econômica e ambiental da utilização do biogás proveniente da biodigestão da vinhaça em tecnologias para geração de eletricidade**. Itajubá, Minas Gerais, 2007. Originalmente apresentada como tese de doutorado, Universidade Federal de Itajubá, 2007.

SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE – SMA. **Fluxograma simplificado do processo de fabricação do etanol**. Disponível em: <<http://www.ambiente.sp.gov.br/etanolverde/documentos/PocessoProdutivoEtanol.pdf>>. Acesso em: 20 Ago. 2010.

SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE – SMA. **Resolução SMA N° 88 de 19 de dezembro de 2008**. São Paulo, 2008. Disponível em: <<http://www.ambiente.sp.gov.br/etanolverde>>. Acesso em: 20 Ago. 2010.

SECRETARIA DE ESTADO DO MEIO AMBIENTE – SMA. **Mapa “Zoneamento Agroambiental para o setor Sucroalcooleiro do Estado de São Paulo”**. Disponível em: <<http://www.ambiente.sp.gov.br/etanolverde>>. Acesso em: 20 Ago. 2010.

SILVA, V. L. **Estudo Econômico das diferenças formas de transporte de vinhaça em fertirrigação na cana-de-açúcar.** Jaboticabal, São Paulo, 2009. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Estadual Paulista, 2009.

SIQUEIRA, L. M. **Influência da taxa de carregamento orgânico na degradação anaeróbia da vinhaça em reator de leito fluidizado.** São Carlos, São Paulo, 2008. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade Federal de São Carlos, 2008.

SIMÕES, C. L. N., SENA, M. E. R., CAMPOS, R. **Estudo da viabilidade econômica da concentração de vinhoto através de osmose inversa.** XXIV Encontro Nac. de Eng. de Produção, Florianópolis, Santa Catarina, 2004.

SMITH, I. A., TAYLOR L. A. W. **Some data on heat transfer in multiple effect evaporators.** Proc. S. Afr. Sugar Technolo. Ass., pp. 127-131, 1981.

SUGAR FACTORY MODELING & PROGRAM SIMULATION, USER'S GUIDE, 2009.

SOUSA, S. A. V. Distribuição e aplicação da vinhaça na lavoura de cana-de-açúcar. In: IX WORKSHOP - VINHAÇA, 2007, Jaboticabal. Disponível em: < http://www.apta.sp.gov.br/cana/anexos/workshop_vinhaca_sessao2_veronez.pdf >. Acesso em: 23 set. 2010.

SOBREIRA, G. **Fotografia da aplicação da vinhaça “in natura” na lavoura de cana-de-açúcar.** Disponível em: <www.mundodacana.com/2009_09_01_archive.html>. Acesso em 15 mar. 2010.

TECALIM. **Esquema de um evaporador com circulação forçada.** Disponível em: < <http://tecalim.vilabol.uol.com.br/polpanectar.html>>. Acesso em 10 Jul. 2010.

The Internacional Association for the Properties of Water and Steam (IAPWS). Disponível em: < <http://www.iapws.org/>>. Acesso em 23 Set. 2010.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DE CANA-DE-AÇÚCAR – UNICA. **Estatísticas**. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/downloads/estatisticas/PRODUÇÃO%20DE%20ETANOL.xls>>. Acesso em: em 30 ago. 2010.

VIANA, A. B. **Tratamento anaeróbio de vinhaça em reator UASB operado em temperatura na faixa termofílica (55°C) e submetido ao aumento progressivo de carga orgânica**. São Carlos, São Paulo, 2006. Originalmente apresentada como dissertação de mestrado, Universidade de São Paulo, 2006.

WESTPHALEN, D. L. **Modelagem, simulação e otimização de sistemas de evaporação**. Campinas, São Paulo, 1999. Originalmente apresentada como tese de doutorado, Universidade Estadual de Campinas, 1999.