



UNIVERSIDADE FEDERAL DA GRANDE DOURADOS
FAEN – FACULDADE DE ENGENHARIA
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE ENERGIA



SAMARA KEIKO DOS SANTOS MIYAKAWA

**SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE FERMENTAÇÃO EM USINA
SUCROENERGÉTICA UTILIZANDO *CHILLER* DE ABSORÇÃO
ACIONADO POR BIOGÁS DE VINHAÇA**

Dourados

2014

Samara Keiko dos Santos Miyakawa

SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE FERMENTAÇÃO EM USINA
SUCROENERGÉTICA UTILIZANDO *CHILLER* DE ABSORÇÃO
ACIONADO POR BIOGÁS DE VINHAÇA

Trabalho apresentado ao curso de Engenharia de Energia da Faculdade de Engenharia – UFGD, para a obtenção do título de Graduado em Engenharia de Energia.

Orientador: Prof. Dr. Eduardo Manfredini Ferreira

Coorientador: Prof. Me. Antonio Carlos Caetano de Souza

Dourados

2014

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP).

M685s Miyakawa, Samara Keiko dos Santos.
Sistema de resfriamento de fermentação em usina sucroenergética utilizando *chiller* de absorção acionado por biogás de vinhaça. / Samara Keiko dos Santos Miyakawa. – Dourados, MS : UFGD, 2014.

63f.

Orientador: Prof. Dr. Eduardo Manfredini Ferreira.

Monografia (Graduação em Engenharia de Energia) – Universidade Federal da Grande Dourados.

1. Resfriamento de mosto. 2. *Chiller* de absorção. 3. Aquecimento direto. 4. Biogás. 5. Vinhaça. I. Título.

CDD – 621.56

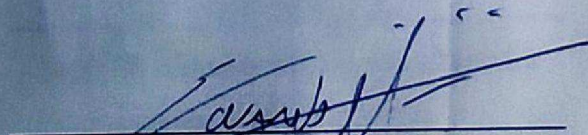
Ficha catalográfica elaborada pela Biblioteca Central – UFGD.

SAMARA KEIKO DOS SANTOS MIYAKAWA

SISTEMA DE RESFRIAMENTO DE FERMENTAÇÃO EM USINA
SUCROENERGÉTICA UTILIZANDO CHILLER DE ABSORÇÃO ACIONADO POR
BIOGÁS DE VINHAÇA

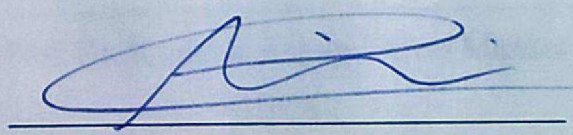
Trabalho apresentado ao curso de
Engenharia de Energia da Faculdade de
Engenharia – UFGD, para a obtenção do título
de Graduado em Engenharia de Energia.

APROVADO: 11 de Agosto de 2014




Prof. Dr. Eduardo Manfredini Ferreira

(Orientador – UFGD)



Prof. Dr. Clivaldo de Oliveira

(UFGD)



Prof. MSc. Ramon Eduardo Pereira Silva

(UFGD)

AGRADECIMENTOS

Aos meus pais Afonso e Madalena, por todo amor, carinho, apoio e compreensão.

As minhas queridas irmãs Camila e Mariana pelos momentos de alegria, pela motivação e incentivo.

A minha dinda Monica pelo apoio, carinho, e direção nas decisões mais difíceis.

Ao Eduardo Santos Andrade pelo amor, apoio, companheirismo e, sobretudo pela paciência.

Aos meus tios e primos que compreenderam minhas ausências e ainda assim me apoiaram nos momentos difíceis.

Aos meus amigos e colegas que me proporcionaram momentos inesquecíveis.

Ao meu orientador Prof. Dr. Eduardo Manfredini por aceitar me orientar, pelo suporte, pelas correções e incentivos.

Ao meu coorientador Antonio Carlos Caetano de Souza, por viabilizar a finalização deste trabalho.

RESUMO

A indústria sucroenergética brasileira tradicionalmente tem utilizado torres de resfriamento na refrigeração do processo de fermentação. Entretanto, a mínima temperatura alcançada por uma torre de resfriamento é limitada pela temperatura de bulbo úmido, que no Brasil é relativamente elevada. Isso faz com que os sistemas de torres de resfriamento, apesar de mais econômicos, sejam pouco eficientes no resfriamento da fermentação. Diante disso, este trabalho teve como objetivo propor um sistema de resfriamento do mosto durante o processo de fermentação em uma usina sucroenergética. O sistema proposto é composto por *chillers* de absorção de duplo efeito que utilizam o par brometo de lítio-água. Os *chillers* são do tipo aquecimento direto e consomem gás natural ou diesel e, por esse motivo, foi proposta a substituição dos combustíveis tradicionais por biogás obtido da biodigestão de vinhaça. Foi realizada a modelagem matemática do *chiller* de absorção. O método da média logarítmica das diferenças de temperatura foi utilizado para analisar o trocador de calor da fermentação e o evaporador do sistema de resfriamento com o objetivo de encontrar o melhor ponto de funcionamento. A partir dos dados de produção de vinhaça na indústria estudada foi realizado o levantamento do potencial de produção de biogás, sendo o valor encontrado superior ao consumido pelo sistema de refrigeração por absorção proposto.

Palavras-chave: resfriamento de mosto; *chiller* de absorção; aquecimento direto; biogás; vinhaça.

ABSTRACT

The Brazilian sugarcane mill has traditionally used cooling towers in the fermentation process cooling. However the minimum temperature achieved by a cooling tower is limited by the wet bulb temperature, which in Brazil is relatively high. This makes the cooling towers systems, although more economical, inefficient at fermentation cooling. Thus, this work aimed to propose a system for cooling the must during fermentation process in a sugarcane mill. The proposed system consists of double effect lithium bromide absorption chillers. The chillers are direct-fired type and utilize natural gas or diesel, therefore the replacement of traditional fuels with biogas obtained from the biodigestion of vinasse was proposed. Mathematical modeling of the absorption chiller was performed. The method of logarithmic mean temperature differences was used to analyze the heat exchanger of fermentation and the evaporator of the cooling system in order to find the best operating point. From the data of vinasse production of the sugarcane plant the potential of biogas production was evaluated. The results shows that de plant has a potential of biogas production higher than cooling system utilization.

Keywords: must cooling; absorption chiller; direct-fired; biogas; vinasse.

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos Gerais

A	área de transferência de calor [m^2]
C_p	calor específico [kJ/kgK]
COP	coeficiente de Performance [-]
h	entalpia [kJ/kg]
\dot{m}	vazão mássica [kg/s]
P	pressão [kPa]
\dot{Q}	taxa de transferência de calor [kW]
T	temperatura [$^{\circ}C$]
U	coeficiente global de transferência de calor [kW/m^2K]
\dot{V}	vazão volumétrica [m^3/s]
\dot{W}	taxa de fornecimento de trabalho [kW]

Símbolos Gregos

Δ	variação [-]
ρ	massa específica [kg/m^3]
μ	concentração de açúcares totais [kg/m^3][$^{\circ}Brix$]
ε	concentração mássica de brometo de lítio [%][kg de LiBr/ kg de solução]

Subscritos

a	água
abs	absorvedor
bs	bulbo seco
$bsol$	bomba de solução
bu	bulbo úmido
c	compressor
$cond$	condensador

evap evaporador
f fermentação
ger gerador
m mosto
max máximo
ml média logarítmica
p pobre em refrigerante
r rica em refrigerante
ts trocador de calor de solução

Sumário

1. Introdução	10
2. Refrigeração no Processo Industrial.....	12
2.1. Soluções para Refrigeração Industrial.....	12
2.1.1. Ciclo de Compressão de Vapor.....	13
2.1.2 Ciclo de Absorção.....	15
2.1.3 Torres de resfriamento.....	21
3. Resfriamento do mosto em uma indústria de produção de etanol.....	25
3.1 Processo de Produção de Etanol.....	25
3.2 Fermentação.....	28
3.3 Resfriamento de mosto por torres de resfriamento.....	30
3.4 Resfriamento por absorção.....	32
3.5 Vinhaça.....	35
4. Modelagem Matemática.....	36
4.1 Trocador de Calor da Fermentação.....	36
4.2 Sistema de absorção.....	38
4.2.1 Absorvedor.....	41
4.2.2 Gerador de alta temperatura.....	42
4.2.3 Gerador de baixa temperatura.....	43
4.2.4 Trocadores de calor da solução.....	44
4.2.5 Bomba de solução.....	45
4.2.6 Válvula de Expansão.....	45
4.2.7 Condensador.....	46
4.2.8 Evaporador.....	47
4.3 Biodigestão da vinhaça.....	48
5. Resultados.....	50
6. Conclusão.....	57
Referências.....	59

1. Introdução

O Brasil é exemplo mundial no que tange à substituição de combustíveis fósseis no abastecimento da frota de veículos, devido à participação do etanol no mercado de combustíveis brasileiros. Países europeus, reconhecidamente pioneiros na área de geração de energia através de fontes renováveis como a eólica, solar, células a combustíveis entre outras, pouco conseguiram avançar na substituição do uso de combustíveis fósseis em sua frota de veículos, sendo seus maiores avanços os carros movidos a eletricidade e a biodiesel.

O etanol de cana brasileiro apresenta uma alta produtividade quando comparado, por exemplo, ao etanol de milho dos EUA. Aliada a alta produtividade da cana de açúcar está um processo de produção amadurecido ao longo de décadas desde o início do PROÁLCOOL, na ocasião da primeira crise do petróleo. O uso do etanol ganhou ainda mais força devido a políticas governamentais como a adição de álcool à gasolina brasileira e incentivo a produção de carros bicombustível.

Na última década o interesse pelas usinas de produção de álcool cresceu exponencialmente, pois além do apelo gerado por um combustível que se planta, o desenvolvimento de tecnologias de cogeração permitiu a esta indústria ser auto suficiente em energia elétrica e gerar excedentes para a venda. Na era da energia renovável e da preocupação com o impacto ambiental dos processos industriais, as hoje conhecidas usinas sucroenergéticas são referenciais de sustentabilidade.

Contudo, apesar de apresentar maior produtividade de etanol, os processos nesse segmento industrial ainda apresentam um grande potencial de melhora em eficiência, e muitos dos processos e tipos de equipamentos utilizados ainda são os mesmos praticados no início do PROÁLCOOL. Grande parte do aumento da produção nas indústrias sucroenergéticas tem sido resultado do aumento das áreas plantadas, entretanto não se pode seguir indefinidamente por este caminho devido a limitação de espaço e concorrência com culturas alimentícias. Um caminho a ser trilhado é a adoção de práticas como as realizadas em indústrias químicas, refinarias e de papel e celulose que apresentam alto rendimento em seus processos industriais, e pode levar esse segmento a um grande aumento de sua capacidade de produção.

O resfriamento do processo de fermentação utilizando torres de resfriamento é um das práticas adotadas desde o princípio nas usinas sucroalcooleiras. Esse sistema, apesar de mais econômico, tem se mostrado ineficiente no resfriamento do mosto, pois apresenta limitações reguladas pelo clima. Diante deste cenário, neste trabalho será proposto um sistema de resfriamento do mosto da fermentação que permita manter as temperaturas controladas a fim de se obter uma maior eficiência na produção do etanol.

O sistema proposto trata-se de um sistema de refrigeração por absorção que utiliza solução aquosa de brometo de lítio e água como refrigerante. Trata-se de um *chiller* de absorção de duplo efeito com aquecimento direto. Visando ainda o aumento da eficiência geral da usina sucroenergética, propõe-se a biodigestão da vinhaça, resíduo do processo produtivo rico em matéria orgânica, para a obtenção de biogás para atender ao sistema de absorção.

No capítulo 2 deste trabalho são expostas os três sistemas de refrigeração mais utilizados na indústria, apresentando seu mecanismo de funcionamento, vantagens e desvantagens do mesmos.

No capítulo 3 é descrito o processo de produção de etanol, discriminando os subprocessos e os produtos obtidos. Também é realizada uma revisão bibliográfica que aponta a influência da temperatura da fermentação na produção de etanol e do desempenho de torres de resfriamento no arrefecimento deste processo. Ainda neste capítulo faz-se uma revisão bibliográfica sobre o uso de sistemas de absorção na refrigeração e sobre a vinhaça.

No capítulo 4 é apresentado todo o equacionamento utilizado no desenvolvimento deste trabalho.

No capítulo 5 é apresentado o sistema de resfriamento obtido, e algumas considerações sobre seu funcionamento. É apresentado também o levantamento do potencial de produção de biogás a partir da vinhaça.

Por fim, o capítulo 6 apresenta a conclusão sobre o sistema proposto e sugestões de trabalhos futuros.

2. Refrigeração no Processo Industrial

A descoberta da refrigeração representou um grande avanço na qualidade de vida do ser humano, sendo isto notado desde as primeiras civilizações onde se utilizava o gelo natural na conservação de alimentos. A refrigeração pode ser entendida como o processo de retirada de calor e transferência para outro corpo ou ambiente. A refrigeração possui diversas aplicações no cotidiano, como a já mencionada conservação de alimentos, climatização de ambientes, produção de água gelada para consumo e aplicações de grande importância em indústrias de bebidas, químicas, farmacêuticas, alimentícias, petroquímicas, plantas de geração de energia, entre outras.

Em 1834 Jacob Perkins apresentou a primeira descrição de um equipamento de refrigeração operando de maneira cíclica, porém seu trabalho recebeu pequena atenção até que aproximadamente 50 anos depois Bramwell o descreveu em um artigo. Em 1856 e 1857 James Harrison obteve as patentes para um equipamento que tinha seu funcionamento baseado no princípio de refrigeração por compressão mecânica. Posteriormente Daniel Siebe fabricou e apresentou em uma feira em 1862 o equipamento projetado por James Harrison. A partir de então foram desenvolvidos diversos equipamentos de refrigeração e desenvolveram-se vários líquidos refrigerantes, entretanto os equipamentos de refrigeração só ganharam força com o descobrimento da eletricidade e dos refrigerantes fluorados (MATOS, 2014).

2.1. Soluções para Refrigeração Industrial

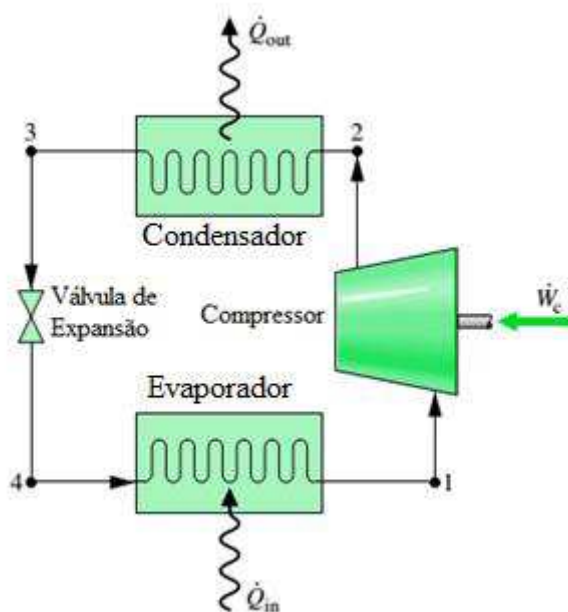
Atualmente existem várias soluções para refrigeração industrial, baseadas não apenas no tradicional ciclo de compressão de vapor, como também em configurações alternativas como os ciclos de absorção e as torres de resfriamento.

A seguir será realizada análise simplificada das três soluções citadas, serão apontados os princípios de funcionamento e algumas particularidades de cada uma dos sistemas de refrigeração.

2.1.1. Ciclo de Compressão de Vapor

O ciclo de compressão de vapor é composto por quatro equipamentos básicos, dois trocadores de calor (condensador e evaporador), um compressor e um dispositivo de expansão. Existem diversos outros equipamentos auxiliares nos sistemas reais, entretanto estes são os responsáveis pelos quatro processos que definem o ciclo de compressão de vapor. A Fig. 2.1 mostra os componentes de um ciclo básico de refrigeração por compressão de vapor.

Figura 2.1 – Ciclo de refrigeração por compressão de vapor.



Fonte: Moran e Shapiro (2013).

No ciclo de compressão de vapor ocorrem dois processos de transferência de calor, sendo um no condensador e outro no evaporador, um processo de compressão e um de expansão. Esses processos são necessários para permitir que calor seja retirado de uma fonte fria e rejeitado para uma fonte quente. Um fluido refrigerante atravessa os componentes do ciclo e através de sucessivas transformações em seu estado termodinâmico permite que se obtenha o efeito de refrigeração (MORAN e SHAPIRO, 2013).

O Evaporador é o equipamento responsável pela retirada de calor do corpo ou ambiente que se deseja refrigerar. O líquido refrigerante entra no equipamento a

baixa pressão e ao receber calor do ambiente começa a evaporar. A pressão do evaporador é definida pela temperatura de evaporação que por sua vez depende da sua aplicação, podendo variar de temperaturas próximas à zero para produção de água gelada até temperaturas muito abaixo de zero para aplicações criogênicas (STOECKER e SAIZ JABARDO, 2002).

O refrigerante deixa o evaporador na forma de vapor saturado ou superaquecido e entra no compressor onde tem sua pressão elevada até a pressão de condensação. Neste processo, o ciclo deve receber trabalho externo de um motor que aciona o compressor, sendo que a escolha do tipo de compressor depende da capacidade da instalação e do fluido frigorífico utilizado. De acordo com Costa (2013), os compressores utilizados em refrigeração podem ser alternativos de êmbolo ou rotativos, entre os quais se destacam os alternativos volumétricos, de palhetas ou engrenagens, além de turbocompressores.

Após a compressão o fluido refrigerante se encontra no ponto de maior pressão e maior temperatura do ciclo e deve, então, perder calor. Esse processo de perda de calor ocorre no condensador. Ao passar no condensador, o fluido refrigerante é resfriado por outro fluido que pode ser ar ou água, dependendo do tipo de condensador. Com a perda de calor o fluido refrigerando se condensa e passa à fase líquida e é, então, levado a um dispositivo de expansão responsável por diminuir a pressão até a pressão de evaporação, repetindo-se o ciclo.

Os equipamentos e processos descritos compõem o ciclo básico de refrigeração por compressão de vapor. Entretanto, podem ser feitas modificações no ciclo que podem melhorar seu desempenho. Dossat (2004) discute os efeitos do emprego de superaquecimento no evaporador e/ou subresfriamento no condensador para aumentar a potência frigorífica e diminuir o trabalho do compressor. O autor também aponta o aumento da temperatura de evaporação e a diminuição da temperatura de condensação como forma de diminuir o trabalho exigido do compressor, ressaltando que se deve manter a temperatura de evaporação menor que a do meio a ser refrigerado e a temperatura de condensação maior que a do meio pra onde o calor é rejeitado.

Os equipamentos e configuração utilizados nos sistemas de refrigeração por compressão de vapor dependem do tamanho da instalação, da finalidade (tipo meio ou processo), do refrigerante utilizado entre outros fatores. Descrições dos

equipamentos mais utilizados, suas características e condições de operação são feitas por Dossat (2004), Costa (2013) e Castro (2013) e diversos outros autores, podendo ser consultados também catálogos de fabricantes de equipamentos para instalações frigoríficas.

De acordo com Moran e Shapiro (2013), em ciclos de refrigeração não faz sentido o uso do conceito de eficiência, uma vez que o parâmetro de interesse é o calor retirado e, por este motivo, se define o COP (coeficiente de performance ou de desempenho) como a razão entre o calor retirado do meio que se deseja refrigerar e a potência fornecida ao ciclo, neste caso a potência do compressor, como pode ser visto na Equação 2.1.

$$COP = \frac{\dot{Q}_{evap}}{\dot{W}_c} \quad (2.1)$$

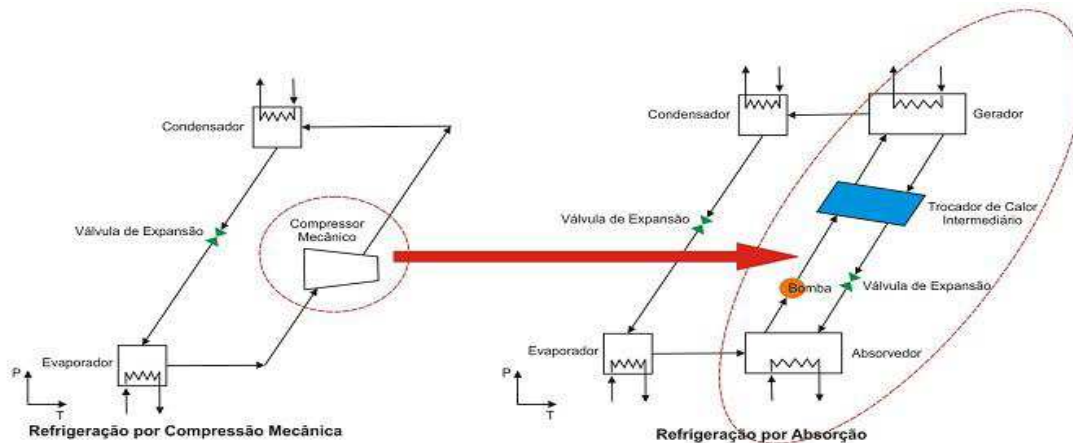
A grande quantidade de equipamentos e configurações de instalações de refrigeração tem o objetivo de melhorar a eficiência dos processos e fazer com que seu desempenho se aproxime do desempenho máximo que, em termodinâmica, é o desempenho obtido por máquinas funcionando segundo o ciclo de refrigeração de Carnot, também conhecido como ciclo de Carnot reverso. O COP de Carnot é definido de acordo com a Equação 2.2.

$$COP_{max} = \frac{T_{evap}}{T_{cond} - T_{evap}} \quad (2.2)$$

2.1.2 Ciclo de Absorção

O ciclo de refrigeração por absorção é semelhante ao ciclo de refrigeração por compressão de vapor, como pode ser visto na Fig. 2.2. Os dois ciclos se diferenciam na maneira de elevar a pressão do fluido refrigerante desde a pressão de evaporação à pressão de condensação. No ciclo de compressão de vapor o aumento de pressão se dá devido ao trabalho mecânico realizado pelo compressor. Já no ciclo de absorção o vapor do fluido refrigerante é absorvido por um líquido ou solução salina que tem sua pressão aumentada devido ao bombeamento do par refrigerante/líquido-solução (STOECKER e JONES, 1985).

Figura 2.2 – Comparação ciclo compressão de vapor e ciclo de absorção.



Fonte: Magazoni (2011).

O funcionamento do ciclo de absorção se deve ao fato de que alguns líquidos e soluções salinas, quando resfriados, possuem afinidade física com o vapor do fluido refrigerante e é capaz de absorvê-lo, na forma de líquido essa solução pode ser bombeada. Quando recebe calor de alguma fonte quente, a afinidade da solução aquosa diminui e o líquido/solução libera o refrigerante em forma de vapor. A Tab. 2.1 apresenta pares de refrigerante-absorvente (líquidos ou soluções salinas) que podem ser utilizados em sistemas de absorção, sendo que, de acordo com Herold, Radermacher e Klein (1996), ASHRAE (2001) e Costa (2003) os pares mais utilizados são Água-Brometo de Lítio e Amônia-Água.

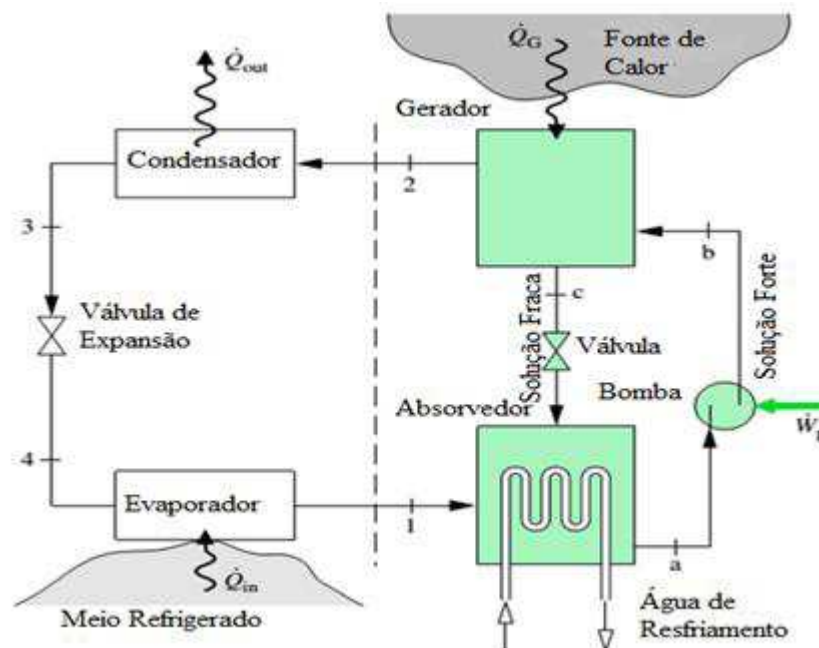
Para que possa funcionar de maneira cíclica, o sistema de absorção deve contar com alguns equipamentos básicos, sendo eles o condensador e o evaporador (como no sistema de compressão de vapor), o absorvedor, o gerador e uma bomba. A Fig. 2.3 apresenta o esquema de um sistema de refrigeração por absorção com os equipamentos básicos para o funcionamento do ciclo.

Tabela 2.1 – Pares refrigerante-Absorvente.

Refrigerante	Absorventes
Água (H ₂ O)	LiBr
	LiClO ₃
	Halogênios Alcalinos
	CaCl ₂
	Sais
	ZnCl ₂
	ZnBr
	Nitratos Alcalinos
	Sulfocianetos Alcalinos
	Bases
Hidróxidos Alcalinos	
Ácidos	
H ₂ SO ₄	
H ₃ P ₄ O ₄	
Amônia (NH ₃)	H ₂ O Sulfocianetos Alcalinos
TFE (Orgânico)	NMP E181 DMF Pirrolidona
SO ₂	Solventes Orgânicos

Fonte: ASHRAE (2001).

Figura 2.3 – Ciclo de refrigeração por absorção.



Fonte: Moran e Shapiro (2013).

A solução fraca em refrigerante, ou rica em brometo de lítio, entra no absorvedor, onde também entra vapor de refrigerante vindo do evaporador. A solução absorve o vapor do refrigerante em uma reação exotérmica, que por esse motivo deve ser resfriada por uma fonte fria externa, em geral água de torres de resfriamento. Na saída do absorvedor, a solução líquida e rica em refrigerante é bombeada até o gerador. No gerador, uma fonte quente fornece calor fazendo com que a afinidade com o refrigerante diminua e este comece a evaporar. A solução se torna novamente pobre em refrigerante e segue para o absorvedor (STOECKER e JONES, 1985).

O vapor de refrigerante que evaporou no gerador segue para o condensador. Deste ponto até a saída do evaporador o ciclo é idêntico ao de refrigeração por compressão de vapor. O vapor de refrigerante condensa em contato com uma fonte fria no condensador, segue em forma de líquido para a válvula de expansão, onde tem sua pressão diminuída até a pressão de evaporação. O fluido que sai da válvula segue para o evaporador onde, ao evaporar, retira calor do meio ou processo que se pretende resfriar e depois segue para o absorvedor para que o ciclo se inicie novamente.

O sistema apresentado na Fig. 2.3 trata apenas da configuração básica para o funcionamento do sistema de refrigeração por absorção. Na prática, existem diversas configurações e melhorias que podem ser implementadas para melhorar o desempenho do ciclo. Herold, Radermacher e Klein (1996) e Stoecker e Jones (1985) apresentam a introdução de um recuperador de calor localizado entre o gerador e o absorvedor, que promove a troca térmica entre a solução fraca e a solução forte e, desta maneira, diminui a necessidade de aporte de calor no gerador e de resfriamento no absorvedor. Esta melhoria é implementada em praticamente todos os modelos comerciais de *chillers* de absorção.

Os sistemas de refrigeração por absorção podem ser classificados de diferentes maneiras, sendo elas pela sua construção, pelo par refrigerante-absorvente ou pela fonte de calor do gerador.

Na classificação pela construção identificam-se dois tipos principais: o ciclo de simples efeito e o ciclo de duplo efeito. Ambos possuem o funcionamento e configuração bastante semelhantes ao da Figura 2.3, diferindo na existência do recuperador de calor. No caso do sistema de duplo efeito existem ainda alguns

componentes adicionais, como um gerador primário, condensador, trocador de calor e, opcionalmente, um trocador de calor de condensado subresfriado. Os dois sistemas, bem como seus equipamentos e condições de operações, são descritos por Herold, Radermacher e Klein (1996) e ASHRAE (2010), além de informações adicionais que podem ser obtidas em catálogos de fabricantes.

Na classificação por par refrigerante-absorvente, como descrito anteriormente, os dois principais tipos são os que utilizam o par Água-Brometo de Lítio e Amônia-Água com cada par apresentando vantagens e desvantagens. O par Água-Brometo de Lítio apresenta valores de volatilidades superiores ao do par Amônia-Água, com elevadas entalpias de vaporização e condensação, o que aumenta a capacidade de refrigeração, mas tem seu uso limitado em baixas temperaturas, devido ao fato do refrigerante ser água e existir a formação de fase sólida em temperaturas próximas a zero, o que não ocorre com o par Amônia-Água, pois o ponto de solidificação da Amônia apresenta-se a temperatura bastante inferior.

Uma desvantagem importante do par Água-Brometo de Lítio é a ocorrência do fenômeno de cristalização, que ocorre quando a fração mássica de Brometo de Lítio excede a solubilidade limite da solução. O par Amônia-Água não apresenta o fenômeno de cristalização, mas a toxicidade da amônia inviabiliza seu uso em aplicações domésticas e aumenta os cuidados com a segurança de operação. Uma caracterização detalhada destes dois pares é feita por Herold, Radermacher e Klein (1996) e a definição de suas propriedades termodinâmicas podem ser encontradas em ASHRAE (2001).

Por fim, a classificação de acordo com o fornecimento de calor para o gerador pode ser dividida em aquecimento direto ou indireto, sendo que o aquecimento indireto pode ser subdividido ainda em aquecimento por vapor ou água quente.

No aquecimento direto o sistema conta com um queimador onde se realiza a combustão de um gás, em geral gás natural, e o calor dos gases de exaustão é utilizado para fornecer calor ao gerador. Os sistemas de aquecimento direto são os que contam com o melhor desempenho e possuem as maiores capacidades de refrigeração.

Nos sistemas de aquecimento indireto pode-se utilizar vapor ou água quente para fornecer calor ao gerador, pois nestes sistemas quanto maior a temperatura

maior será seu desempenho. A vantagem dos sistemas de aquecimento indireto é que se pode utilizar rejeitos de calor que muitas vezes estão presentes em plantas industriais. Informações detalhadas sobre o funcionamento, temperaturas de operação, configurações dos equipamentos e desempenho do sistema de acordo com a temperatura de fornecimento de calor são fornecidas por fabricantes tais como YORK, THERMAX, BROAD, entre outros.

Assim como nos sistemas de compressão de vapor, para os sistemas de absorção o coeficiente de desempenho (COP) é definido como a razão entre o calor retirado do meio que se deseja refrigerar e a potência aportada ao ciclo. A diferença é que, no ciclo de absorção a potência é fornecida ao ciclo em forma de calor, como pode ser visto na Equação 2.3, enquanto que no ciclo de compressão a potência é fornecida em forma de trabalho mecânico.

$$COP = \frac{\dot{Q}_{evap}}{\dot{Q}_{ger}} \quad (2.3)$$

A partir do conceito do coeficiente de performance de Carnot, ASHRAE (2001) apresenta o coeficiente de performance máximo do ciclo de refrigeração, como definido na Eq. 2.4.

$$COP_{max} = \frac{T_{evap}(T_{ger} - T_{cond})}{T_{ger}(T_{cond} - T_{evap})} \quad (2.4)$$

Algumas considerações podem ser feitas a respeito do COP dos sistemas de absorção. De acordo com Costa (2013) o COP de sistemas de refrigeração por absorção em geral são menores do que 1. Isto quer dizer que a potência aportada ao ciclo é maior do que o calor retirado do meio a ser refrigerado, diferente do que ocorre em sistemas de compressão de vapor onde o calor retirado pode chegar a ser quatro vezes maior do que a potência aportada. Entretanto, deve-se atentar que a potência aportada a ciclos de absorção é feita em forma de energia térmica, que pode ser obtida de rejeitos de calor em processos industriais enquanto a energia elétrica deve ser adquirida. Portanto, os sistemas de refrigeração por absorção podem se mostrar uma alternativa interessante quando existe disponibilidade de aproveitamento de fontes de calor.

2.1.3 Torres de resfriamento

Torres de resfriamento são equipamentos amplamente utilizados para resfriamento de processos industriais. As torres de resfriamento podem fazer parte de sistemas de refrigeração, fornecendo água de arrefecimento para condensadores em sistemas de absorção, de compressão de vapor e até mesmo ciclos de potência e para o arrefecimento de absorvedores nos sistemas de absorção. Em diversas aplicações se utilizam apenas as torres de resfriamento como sistema de refrigeração, devido à simplicidade de construção e operação e custo menor em relação a outros sistemas de refrigeração. Entretanto, sua aplicação é limitada, a mínima temperatura que pode atingir idealmente é a temperatura de bulbo úmido ambiente, sendo que em realidade não se atinge esta temperatura devido ao alto consumo de água do sistema.

Torres de resfriamento são equipamentos que utilizam processos de evaporação e transferência de calor para resfriar água. Na grande maioria dos processos industriais existe a necessidade de resfriamento dos equipamentos devido ao calor gerado durante a operação. Em geral o fluido utilizado é água devido as suas propriedades físicas (elevado calor específico, alta condutibilidade térmica, baixa viscosidade e alta densidade) e facilidade de obtenção. Após a utilização na refrigeração, a água pode ser eliminada do sistema ou reutilizada, sendo que o descarte era uma prática comum e, devido à dificuldade de obtenção de água a custos reduzidos, leis ambientais sobre poluição e preocupação com o esgotamento das fontes de água potável, tais restrições levaram ao surgimento de sistemas semifechados como o das torres de resfriamento.

O funcionamento das torres de resfriamento se baseia no aumento da superfície de troca térmica para favorecer a troca de calor. Quando duas massas iguais de água a mesma temperatura estão expostas ao ambiente, sendo a temperatura das massas de água maior que a temperatura ambiente, a primeira massa de água a ser resfriada será aquela que possuir maior superfície de troca térmica. Tendo em vista esse princípio, as torres de resfriamento são projetadas de maneira que aumentem a superfície de exposição da água a ser refrigerada ao ar através da divisão do fluxo de água em gotículas. O aumento da superfície de contato nas torres de resfriamento pode ser obtido por aspensão de água através de

bicos que promovem a aspersão do líquido em gotículas, obstáculos na queda d'água que provocam a formação de um filme sobre uma superfície ou, ainda, através de respingos sobre uma superfície que provoca maior número de divisões das gotículas de água.

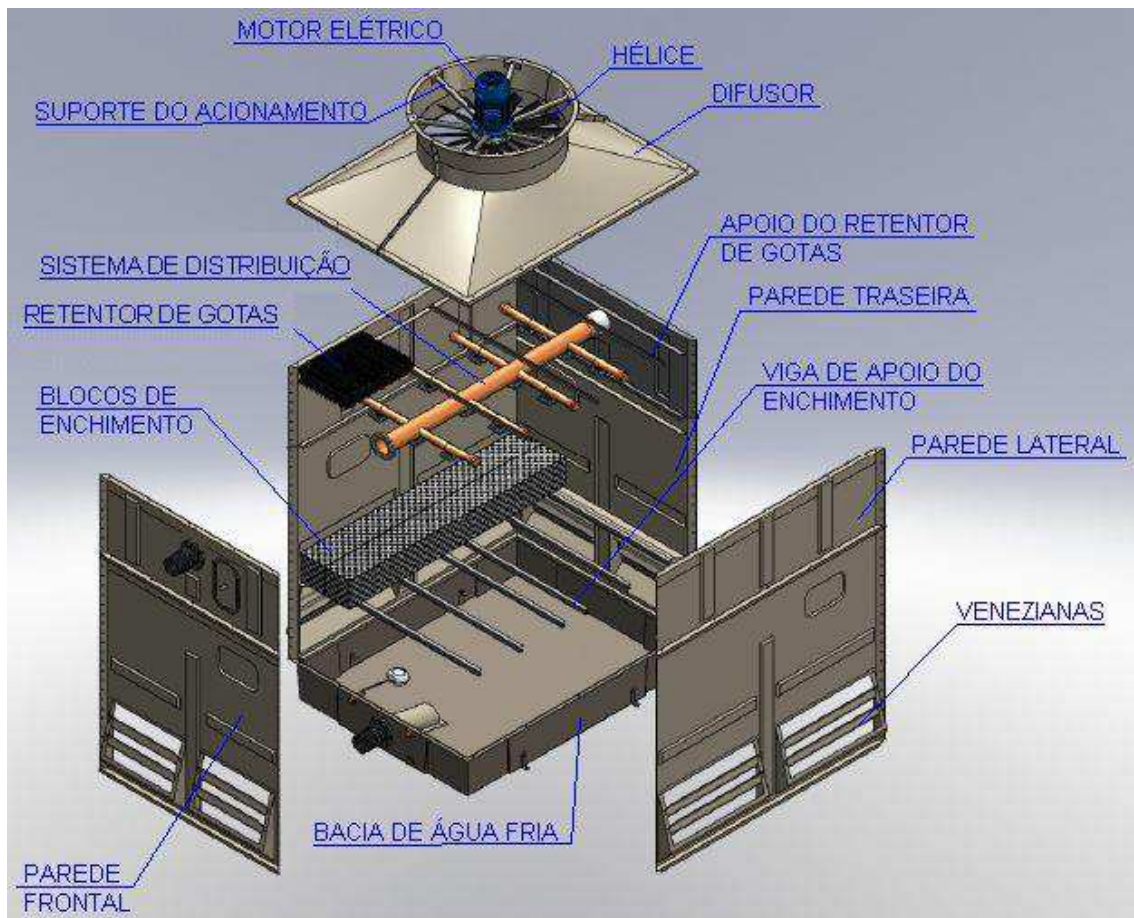
Basicamente existem dois fluxos nas torres de resfriamento: um de água a ser resfriada e um de ar para provocar o resfriamento da água. Macintyre (1997) e Miller e Miller (2008) utilizam a forma como os fluidos escoam pela torre como parâmetro para a classificação das torres de resfriamento. De acordo com os autores, as torres de resfriamento podem ser de tiragem natural, com o ar escoando pela torre pelo efeito chaminé, ou de tiragem mecânica em contra corrente, com tiragem induzida ou forçada ou mecânica de corrente cruzada.

As torres de resfriamento de tiragem natural com borrifamento são compostas basicamente por uma tubulação de alimentação de água quente localizada na parte superior da estrutura, dotada de venezianas que orientam e auxiliam a passagem de ar. O movimento do ar depende das condições climáticas e do efeito de aspiração causado pelos bicos borrifadores. Na parte inferior esta localizada a bacia coletora de água resfriada. Entre as torres de tiragem natural encontra-se também a chamada torre de resfriamento hiperbólica, sendo este modelo composto por um sistema de aspersão de água, associada ou não a uma superfície de troca de calor. Trata-se de uma estrutura que tem suas paredes construídas em forma de uma hipérbole, favorecendo a saída do ar pelo efeito chaminé. O ar quente, por ser menos denso que o ar frio, tende a subir pela torre criando uma zona de baixa pressão na parte inferior que induz a entrada de uma nova massa de ar.

Nas torres de tiragem mecânica, o fluxo de ar é provocado em grande parte devido à instalação de um ventilador. Quando este vem instalado na entrada de ar da torre denomina-se tiragem forçada, uma vez que a instalação na saída de ar da torre passa a ser classificada como de tiragem induzida. Neste último caso, o escoamento dos fluidos na torre ocorre em contra corrente com o fluxo de água em movimento descendente e o fluxo de ar em movimento ascendente. As torres de tiragem mecânica são as mais utilizadas nas indústrias. Outra forma de instalação do ventilador é lateralmente na torre, provocando um fluxo de ar horizontal enquanto a água escoar em fluxo vertical, caracterizando-se o escoamento neste tipo de torre como de fluxo cruzado.

De acordo com Macintyre (1997), as torres de resfriamento são compostas por um sistema de distribuição de água, enchimento, venezianas, eliminadores de gotas, plataformas e cilindro ou difusor do ventilador. Na maioria dos casos os componentes citados são pré-fabricados para simplificar a montagem e instalação das torres. A Fig. 2.4 apresenta os componentes de uma torre de resfriamento.

Figura 2.4 – Componentes de uma torre de resfriamento.



Fonte: Alfaterm (2014).

A estrutura da torre deve ser pensada para suportar não só a carga dos componentes básicos, a saber, ventiladores, enchimento, venezianas, como também a da água em circulação e do vento ou fluxo de ar, sendo que esta deve ser capaz de atingir uma longa vida útil. O projeto da torre deve possuir uma configuração tal que exista o menor número de obstáculos ao fluxo de ar e buscar empregar o maior número de peças pré-montadas para facilitar e baratear os custos de montagem (OMNI, 1989).

Nas torres de resfriamento, o enchimento exerce a função de acelerar o processo de dissipação de calor, pois este aumenta a área molhada e a exposição contínua da água ao ar, provocando a formação de gotas e filmes na torre, aumentando, assim, o tempo de contato entre a água e o fluxo de ar. O enchimento deve ser suficiente para promover a quantidade adequada de troca térmica sem prejudicar o fluxo de ar e manter uma distribuição uniforme da água e do ar durante a operação da torre. O material que compõe o enchimento deve ser de baixo custo e fácil instalação.

As venezianas são os componentes responsáveis pela admissão de ar na torre. Elas devem ser projetadas de maneira que melhorem a eficiência de entrada do ar e impeçam a perda de água através das superfícies de entrada. Para evitar a perda de água deve-se projetar de maneira adequada a inclinação, largura e espaçamento das venezianas.

O eliminador de gotas possui a função de reter as gotículas de água arrastadas pelo ar aspirado pelo ventilador através de uma mudança da direção do fluxo de ar. A força centrífuga provocada pela mudança de direção faz com que a água se separe do ar e se deposite na superfície do separador e posteriormente escorra de volta até a bacia de coleta de água fria.

3. Resfriamento do mosto em uma indústria de produção de etanol

Em uma planta industrial existem diversos processos ocorrendo sequencialmente e/ou simultaneamente. Dentre esse vários processos industriais estão aqueles em que existe a necessidade de retirada de calor para que se possa dar continuidade à manufatura dos produtos.

A refrigeração permite o controle dos processos ou garante a segurança de operação dos mesmos. Um processo que depende da refrigeração para que possa ocorrer, entre outros fatores, é a fermentação alcoólica em uma indústria de produção de etanol.

A fermentação é uma reação exotérmica realizada por microrganismos (MAGAZONI, 2011). Com a liberação de calor, a temperatura do meio aumenta afetando o metabolismo dos microrganismos que são muito sensíveis à temperatura e, por este motivo, deve-se manter a temperatura em níveis adequados. Neste capítulo será apresentado o processo de produção de etanol bem como o do resfriamento do mosto através de torres de resfriamento.

Como as torres de resfriamento estão sujeitas às variações das condições ambientais e, muitas vezes, se mostram deficientes no resfriamento da fermentação, se propõe um sistema de refrigeração por absorção em conjunto com as torres de resfriamento para o controle da temperatura de fermentação.

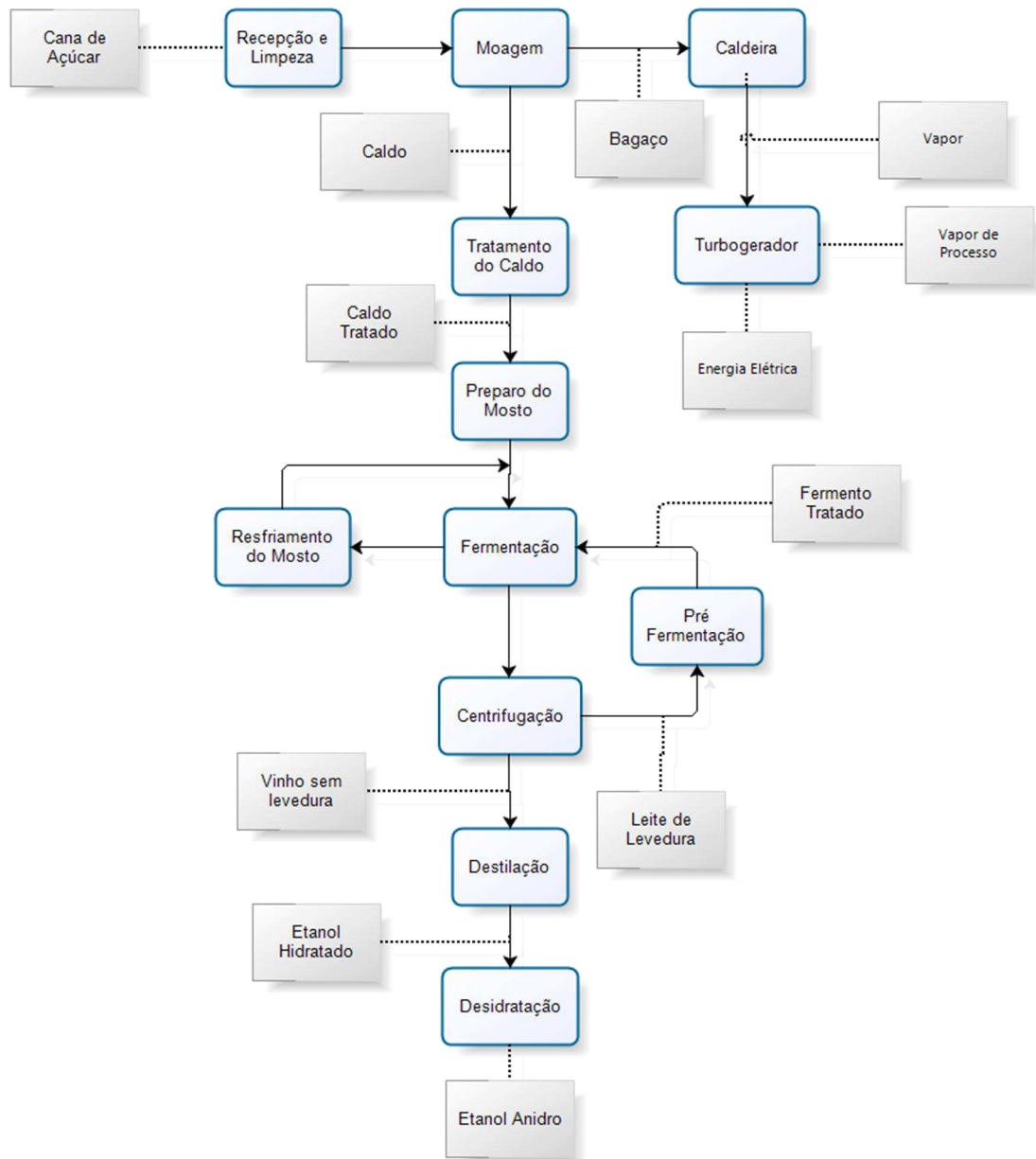
3.1 Processo de Produção de Etanol

O etanol é um produto de grande importância no mercado brasileiro, devido a sua participação no mercado de combustíveis. Além de ser um substituto para a gasolina e sua cadeia produtiva gerar emprego e renda em várias regiões de país. A Fig. 3.1 apresenta o fluxograma do processo produtivo de etanol da planta de produção de etanol e bioeletricidade localizada na microrregião da Grande Dourados, no Mato Grosso do Sul, que será objeto de estudo deste trabalho.

A unidade iniciou suas atividades em setembro de 2009, fruto de um investimento de 660 milhões de reais, conta com uma capacidade de moagem de 6 milhões de toneladas de cana por ano para a produção de 640 milhões de litros de

etanol e 518 mil MWh de energia elétrica comercializados no mercado livre de energia.

Figura 3.1 – Fluxograma de produção de Etanol.



Fonte: Própria.

A descrição do processo, feita a seguir, é baseada no fluxograma de processos e dados de operação obtidos junto à unidade.

O processo de produção de etanol na indústria se inicia com a recepção da cana que chega através de caminhões e é depositada em uma esteira. A cana

passa por um processo de limpeza, que retira a poeira, areia, terra e outras impurezas, e, em seguida, é picada e segue para o processo de moagem.

A cana é moída ao passar por rolos trituradores, liberando o chamado caldo ou melado, sendo o bagaço o resíduo desse processo. O bagaço segue para a caldeira, onde é queimado para produzir vapor que é utilizado em turbogeradores para produção de energia elétrica. O vapor de processo pode ser obtido tanto da descarga da turbina, quando se utilizam turbinas de contrapressão, quanto de sangrias, quando se utiliza turbinas de extração e condensação.

O caldo obtido através da moagem passa pela etapa de tratamento, que é composta por vários processos com o objetivo de eliminar impurezas. O caldo passa por processos de separação de impurezas, aquecimento e decantação, onde se separa o caldo puro do lodo. Do processo de decantação, o produto obtido é o caldo clarificado, que segue para um processo de esterilização através de aquecimento.

O caldo segue para o preparo do mosto, onde será concentrado até se atingir o nível de açúcar ideal para o processo de fermentação. O mosto segue para as dornas de fermentação, adicionando-se um fermento com leveduras que se alimentam dos açúcares presentes no mosto e, através de uma reação bioquímica, produzem etanol e gás carbônico. Por se tratar de uma reação exotérmica, deve-se refrigerar o processo a fim de que a temperatura seja mantida em condições ótimas e não afete a levedura. Durante o processo de fermentação o mosto é levado a um trocador de calor onde é resfriado por água do sistema de refrigeração e é realimentado na dorna até que se finalize o processo fermentativo.

O produto obtido após a fermentação é chamado vinho e passa por um processo de centrifugação para a retirada do fermento. O fermento segue para o sistema de pré-fermentação, sendo tratado para voltar a ser inserido nas dornas para um novo processo de fermentação. O vinho livre de leveduras é enviado às colunas de destilação, onde passa por processo de evaporação e posterior condensação, obtendo-se a separação do etanol. O subproduto desse processo é a vinhaça, que atualmente é utilizada na fertirrigação da lavoura de cana de açúcar.

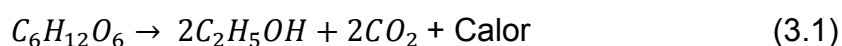
Do processo de destilação é obtido o etanol hidratado que já pode seguir para o armazenamento e posterior comercialização. Na planta estudada, parte do etanol hidratado passa por um processo adicional de desidratação para a obtenção do chamado etanol anidro. Existem diferentes formas de promover a desidratação. Na

planta, esse processo é realizado em um equipamento chamado peneira molecular, que utiliza tipos especiais de peneiras que retêm a moléculas de água. Neste processo utilizam-se elementos desidratantes, denominados zeólitos (do tipo alumínio-silicatos), com a capacidade de adsorver a água presente no álcool hidratado. Tal adsorção se deve a capacidade dos zeólitos apresentarem porosidades constantes e seletivas, na faixa de “moléculas”, levando ao nome deste processo (STAB, 1996).

3.2 Fermentação

A fermentação alcoólica é a forma mais antiga e mais utilizada de obtenção de etanol, sendo que ela pode ser realizada a partir de diferentes produtos tais como a cana de açúcar, beterraba, milho, batata, uva entre outras culturas que sejam ricas em açúcar na sua composição. No Brasil, a cana-de-açúcar é a cultura utilizada na produção de etanol em escala industrial por se tratar de uma cultura bem adaptada as condições climáticas do país e apresentar alto rendimento na produção de etanol.

A fermentação do mosto da cana de açúcar é uma reação bioquímica realizada por microrganismos (levedura) em condições anaeróbicas, ou seja, na ausência de oxigênio. Quando se adiciona o fermento contendo as leveduras no mosto, os microrganismos passam a se alimentar dos açucares ali contidos e realizam uma reação química em que produzem etanol, gás carbônico e energia (calor). De acordo com Palacios-Bereche et al. (2014) a energia é liberada em forma de calor na proporção de 580 kJ/kg do total de açúcares consumidos, como na reação a seguir.



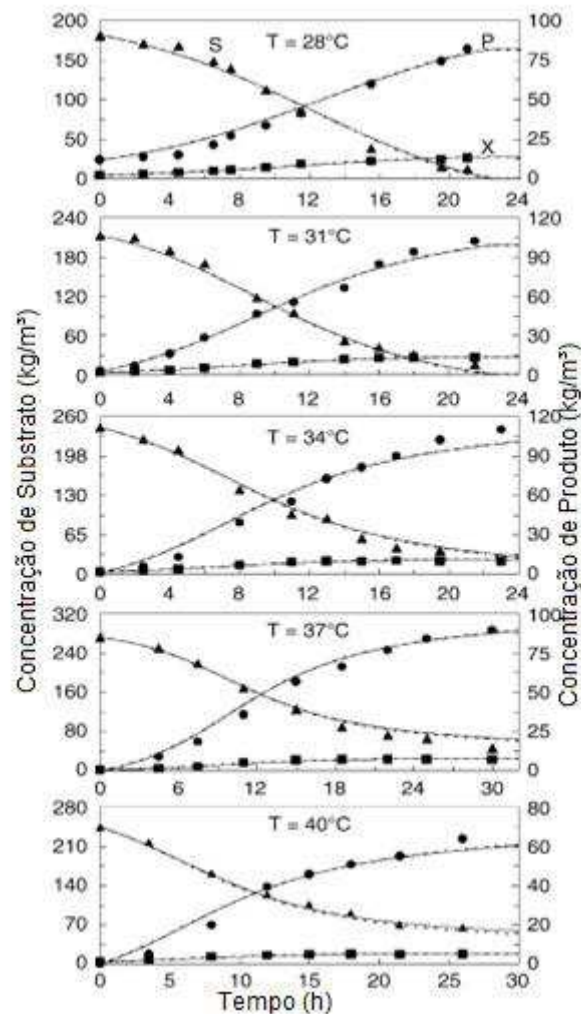
De acordo com Magazoni (2011) o modo de operação do processo de fermentação mais utilizado nas indústrias de produção de etanol brasileiras é sistema de batelada alimentada, também conhecido como *Melle-Boinot*. Neste sistema a dorna de fermentação é alimentada com mosto até seu completo enchimento. Após o final da fermentação o fermento adicionado é recuperado através da centrifugação do vinho. Godoy et al. (2008) apresenta um estudo

comparativo dos sistemas de batelada e contínuo de fermentação realizado com 63 destilarias brasileiras ao longo nove anos, sendo que 52 utilizavam o processo de batelada e 11 o processo contínuo. O estudo aponta a superioridade do processo por batelada, pois os parâmetros de processo são mais facilmente mensurados, controlado e gerenciados. Adicionalmente o processo por batelada é menos suscetível a contaminação por fungos e bactérias selvagens que podem diminuir a produtividade. Os autores apontam que, apesar do sistema contínuo apresentar um menor custo de instalação, os custos operacionais associados ao controle de contaminação e a baixa produtividade associada faz com que se opte pelo sistema de batelada.

A fermentação é uma reação bioquímica exotérmica, sendo que os microrganismos responsáveis por executá-la são sensíveis à variação de temperatura. Além da temperatura, fatores como pH, concentração de açúcar no mosto, contaminações, entre outros afetam o desempenho da fermentação. Rivera et al (2006) estima os parâmetros cinéticos da fermentação por batelada para o gênero de levedura *Saccharomyces cerevisiae* a partir de dados experimentais para as temperaturas de 28, 31, 34, 37 e 40 °C. Os dados experimentais obtidos para concentração de substrato (S) e concentração de produto (P) podem ser visualizados na Fig. 3.2. Os autores apontam 31°C como a temperatura de operação para a qual se obtém a maior produção de etanol.

De acordo com Palacios-Bereche et al. (2014), temperaturas elevadas de fermentação levam a formação de outros produtos além do etanol, significando uma menor eficiência da conversão em produto, o que é confirmado pelos dados da Fig. 3.2. Já para temperaturas baixas o tempo de fermentação aumenta e com ele o risco de contaminação por bactérias e outros microrganismos.

Figura 3.2 – Concentração de substrato (S) e concentração de produto (P).



Fonte: Rivera et al. (2006).

3.3 Resfriamento de mosto por torres de resfriamento

Dias et al. (2012) aponta que no Brasil tanto os sistemas de fermentação por batelada quanto os sistemas de fermentação contínuos são operados a temperatura de aproximadamente 34°C, considerada uma temperatura relativamente alta. Essas temperaturas são praticadas devido a limitações no sistema de resfriamento que, em quase todas as plantas, são compostos por torres de resfriamento.

Para se entender a limitação de operação de uma torre de resfriamento é importante que se conheça primeiro o conceito de temperatura de bulbo úmido.

A temperatura ambiente, como é amplamente conhecida, trata-se da temperatura de bulbo seco. A temperatura de bulbo úmido, de acordo com Moran e

Shapiro (2013), é a temperatura medida com um termômetro de bulbo seco envolvido por uma mecha embebida em água. A água, ao evaporar, retira calor do ambiente e provoca uma redução na temperatura, sendo que esta temperatura é a temperatura de bulbo úmido. Quando o ar está saturado, ou seja, quando sua umidade relativa é 100%, não ocorre evaporação e, neste caso, a temperatura de bulbo úmido é igual à temperatura de bulbo seco. A temperatura de bulbo úmido é função então da umidade relativa do ar que por sua vez é função da pressão e temperatura de bulbo seco.

Segundo Waki (2009), nas torres de resfriamento a água perde calor para o ambiente através da troca de calor sensível e de calor latente (calor de evaporação). É, desta forma, que se pode obter temperaturas de água resfriada menores do que a temperatura ambiente. Logo, a temperatura mínima teórica de resfriamento da água nesse tipo de equipamento é a temperatura de bulbo úmido. Na prática isto não é possível, pois para que isso ocorresse seria necessário que toda a massa de água entrasse em contato com o ar pelo maior período de tempo possível, culminando em parâmetros de operação inatingíveis.

De acordo com Hensley (2006) e fabricantes de torres de resfriamento, a diferença entre a temperatura de bulbo úmido e a temperatura de saída da água da torre, conhecida como *approach*, não é menor do que 3°C. Sendo assim a temperatura máxima a que se pode resfriar a água esta limitada a temperatura de bulbo úmido local que, no Brasil, costumam ser relativamente altas durante todo o ano, cerca de 29 °C (Prescott e Dunn, 1987).

Uma forma de aumento da capacidade de resfriamento de trocadores de calor, quando as temperaturas são limitadas, é o aumento da vazão de água. No caso das torres de resfriamento essa alternativa deve ser analisada com bastante cautela uma vez que o consumo de água nesse sistema já é bastante elevado. Autores como Ravagnani, Righetto e Marquini (2007) e Mosqueira-Salazar (2013) realizaram trabalhos de diagnóstico do uso de água nas indústrias sucroalcooleiras e apontam a necessidade de economia e racionalização do seu uso, o que pode inviabilizar o aumento da vazão de água de resfriamento.

Na maioria das indústrias sucroalcooleiras, o sistema de refrigeração utilizando torres de resfriamento é deficiente. De acordo com Magazoni (2011), nessas indústrias a temperatura da fermentação pode chegar a 40°C, sendo que o

sistema de torres em geral compõe uma central de resfriamento para a fermentação e outros equipamentos da indústria, sendo este o caso da planta em estudo. O sistema de resfriamento de mosto utilizado na planta em estudo é composto por nove torres de resfriamento com uma vazão individual de 1333 m³/h. O sistema é responsável por fornecer água de arrefecimento para o processo fermentativo e para o resfriamento do vapor alcoólico na destilaria.

Como discutido anteriormente, o processo de fermentação conduzido em temperaturas elevadas leva a produção de outros produtos que não são de interesse e, conseqüentemente, diminui a concentração de etanol no vinho a ser destilado. Dias et al. (2012) e Palacios-Bereche et al. (2014) discutem as conseqüências da menor concentração de etanol no vinho, apontando como principal problema o aumento do consumo de energia térmica nos processos de destilação e desidratação, pois será necessário processar uma maior quantidade de vinho para se obter a mesma quantidade de produto. Uma das soluções propostas pelos autores, em ambos os trabalhos, é a operação da fermentação em temperaturas mais baixas. Devido à impossibilidade de se obter baixas temperaturas com sistemas de refrigeração com torres de resfriamento, neste trabalho será proposto um sistema de absorção que realize o resfriamento adicional para que a fermentação ocorra em temperaturas adequadas.

3.4 Resfriamento por absorção

A utilização dos princípios de refrigeração por absorção, desenvolvidos por Faraday em 1823, só foi possível devido ao desenvolvimento de equipamentos atualmente conhecidos como *chillers* de absorção. De acordo com Stoecker e Jones (1985), o primeiro sistema de absorção foi patenteado pelo francês Ferdinand Carré em 1860 nos Estados Unidos e daí em diante seguiu-se o desenvolvimento dos *chillers* de absorção. Um histórico detalhado da evolução do sistema de refrigeração por absorção e dos equipamentos poder ser consultado em Magazoni (2011).

O uso dos *chillers* de absorção tem variado desde sua invenção. Muito utilizados no começo do século XX, caíram em desuso devido ao advento dos refrigerantes CFCs e ao desenvolvimento de compressores elétricos mais baratos e confiáveis (Ziegler, 2002), além do aumento da confiabilidade do suprimento de

eletricidade. Atualmente se nota um interesse renovado nos sistemas de absorção devido, segundo Pechers (2012), a variação nas tarifas de energia e combustíveis, melhoras na tecnologia de absorção, aplicações com recuperação de calor e preocupações ambientais pelo uso dos CFCs, que se mostraram prejudiciais à camada de ozônio. Le Lostec, Galanis e Millette (2013) adicionam às razões de interesse em sistemas de absorção tratar-se de sistemas silenciosos, livre de vibrações, que requerem baixa manutenção e que apresentam um perfil ecológico, pois podem usar como fonte de calor a energia solar, geotérmica ou de biomassa.

As possibilidades de utilização de sistemas de absorção têm sido alvo de várias pesquisas, principalmente no uso da absorção nos sistemas de condicionamento de ar, como pode ser visto em Izquierdo et al. (2008), sendo que a maior parte dos trabalhos em condicionamento de ar focam no uso da absorção para se obter refrigeração a partir da energia solar (Albers (2014), Helm et al. (2014), Evola et al. (2013), Marc et al (2012)), no uso da absorção com recuperação de calor promovendo o aumento da eficiência térmica em plantas de produção de potência a gás e plantas de processo em geral (Popli, Rodgers e Eveloy (2013), Mortazavi et al. (2010)) e no uso combinado com células de combustível (Yu, Han e Cao (2011), Margalef e Samuelsen (2011)).

Nas indústrias sucroalcooleiras foram desenvolvidos estudos para o uso de sistemas de absorção na refrigeração do processo de fermentação. Dias, Maciel Filho e Rossel (2007) desenvolveram um modelo considerando a evolução cinética do calor na produção do etanol a partir de fatores como temperaturas diárias e mensais de bulbo seco e bulbo úmido, configuração de torres de resfriamento e trocadores de calor. A partir desse modelo os autores buscam aprimorar a refrigeração do processo de fermentação através do uso de torres de resfriamento, nas horas mais amenas do dia, e um sistema complementar nas horas mais quentes, sendo os sistemas propostos e analisados um sistema de acumulação de água fria, um sistema de refrigeração por ejeção de vapor e um sistema de absorção.

Dias et al. (2009) utiliza o software UniSim Design para simular a produção de etanol a partir do caldo de cana e do bagaço. Como o bagaço é utilizado como combustível na caldeira para produção de vapor para o processo e geração de energia elétrica, foi realizada uma análise para o levantamento do calor necessário

para o processo e, dessa forma, determinou-se a quantidade de bagaço disponível para a produção de etanol. Na simulação é utilizado um sistema de absorção para o resfriamento do processo de fermentação.

Cardemil et al. (2009) realiza uma avaliação econômica de diferentes alternativas para o resfriamento da fermentação comparando sistemas de absorção de simples e de duplo efeito e o tradicional ciclo de compressão. Também foram analisados sistemas híbridos com os ciclos de absorção e compressão trabalhando em série. Nas análises realizadas os sistemas não apresentaram grandes diferenças econômicas e, por isso, os autores sugerem que se devem levar em conta outros fatores na escolha do sistema de refrigeração.

Magazoni et al. (2010) modela, simula e analisa o comportamento de máquina de refrigeração por absorção de acordo com a demanda de refrigeração do processo de fermentação. A máquina de refrigeração por absorção é um *chiller* de Brometo de Lítio/Água que utiliza como fonte de calor rejeitos térmicos do processo de produção do etanol. Foi simulado, para efeito de comparação, o sistema com e sem o *chiller* de absorção notando-se a diminuição de 1°C na temperatura e um aumento de 0,8% na eficiência da fermentação.

Olivério et al. (2010) descreve uma planta semi-industrial de demonstração instalada pela empresa Dedini, com capacidade de produção de 20 mil litros de etanol por dia, com refrigeração da fermentação realizada por um *chiller* de absorção fabricado pela empresa Thermax. Segundo o autor, o objetivo desta planta experimental é a obtenção de parâmetros que permitam a otimização do processo de fermentação através do controle de temperatura, sendo que esta planta é operada com temperaturas de fermentação variando entre 28 e 30 °C.

Costa et al. (2012) propõe um sistema de refrigeração utilizando energia solar para otimizar o processo de produção de etanol. O sistema proposto utiliza um campo de coletores solares, um sistema de armazenamento de água quente, um aquecedor de gases e um *chiller* de absorção. Os ensaios foram realizados em Almería, na Espanha, utilizando um sistema de simulação da fermentação nas indústrias brasileiras. Os resultados obtidos mostram que o sistema proposto permite incremento na produção de etanol. Todavia o autor aponta a dependência da radiação solar como uma limitação do sistema, uma vez que as indústrias operam também no período noturno, no qual a energia solar não está disponível.

3.5 Vinhaça

A vinhaça é produzida no processo de destilação do vinho para a obtenção de etanol. Juntamente com o bagaço é um dos principais resíduos da indústria sucroenergética. Diferentemente do bagaço, que tem uma aplicação nobre como combustível na obtenção de calor para processo e produção de energia elétrica e passou a ser tratado como subproduto, a vinhaça ainda tem poucas aplicações e é tratada como resíduo.

A pratica mais comum nas indústrias sucroenergéticas é a aplicação da vinhaça no campo como fertilizante através do processo de fertirrigação. Hassuda, Rebouças e Cunham (1990) recomendam cautela na aplicação da vinhaça no solo devido à possibilidade de contaminação de águas subterrâneas e mananciais superficiais. Devido à ampla utilização da vinhaça na fertirrigação essa aplicação é feita de forma adequada, sendo que atualmente o principal problema é o gasto com o bombeamento da vinhaça a longas distâncias, em alguns casos tornando esta alternativa inviável. De acordo com Magazoni (2011) uma opção para viabilizar o uso da vinhaça na fertirrigação de áreas afastadas é a concentração da vinhaça que vem sendo utilizado em processos mais modernos.

Ainda de acordo com Magazoni (2011) outra opção que vem sendo explorada é a biodigestão anaeróbica da vinhaça. Esse processo permite a diminuição da carga orgânica da biomassa tendo como produto o biogás, rico em metano, e a vinhaça biodigerida. Para Granato (2003) os principais usos do biogás obtido da biodigestão da vinhaça em uma usina sucroenergética são sua queima na caldeira, substituição de combustíveis utilizados na agroindústria durante a safra ou a queima em uma turbina a gás para a produção de energia elétrica.

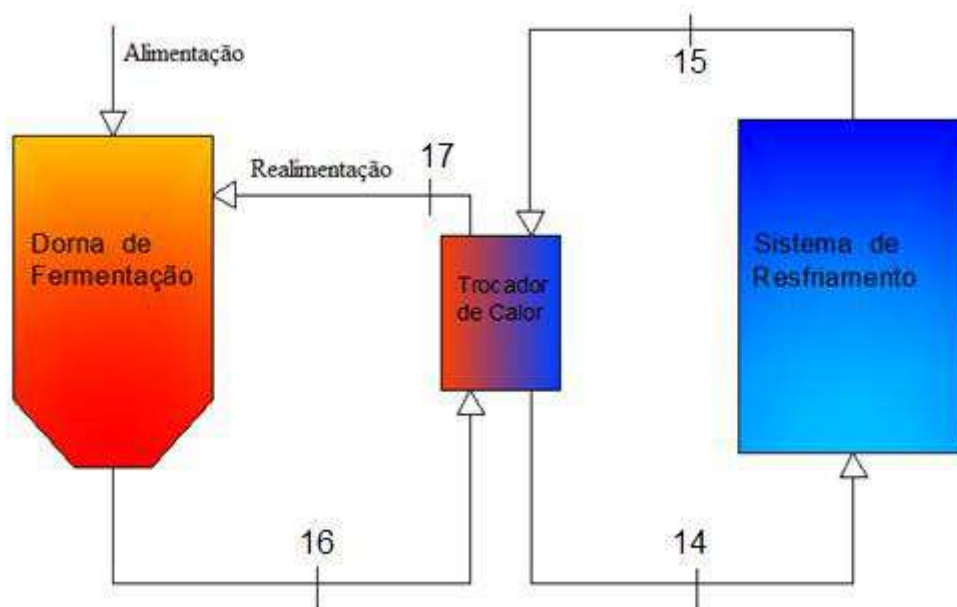
Neste trabalho se propõe o uso do processo de biodigestão da vinhaça para obtenção de biogás, que será queimado para o acionamento de um sistema de absorção de aquecimento direto, em substituição ao gás natural ou diesel.

4. Modelagem Matemática

4.1 Trocador de Calor da Fermentação

O processo de resfriamento da fermentação se dá através da passagem do mosto por um trocador de calor do tipo placas. O resfriamento é realizado utilizando-se água do sistema de resfriamento como pode ser visto no esquema da Figura 4.1.

Figura 4.1 – Esquema de refrigeração da Fermentação



Fonte: Própria.

O modelo de trocador de calor adotado é modelo tipo contra fluxo no qual o mosto circula na direção contrária a da água de resfriamento. As perdas de calor para o ambiente são consideradas desprezíveis e o trocador está funcionando em regime permanente.

Abaixo estão representadas as taxas de transferência de calor trocadas no processo de resfriamento do mosto considerando o lado da água (Eq. 4.1), o lado do mosto (Eq. 4.2).

$$\dot{Q}_a = \dot{V}_a \rho_a C p_a (T_{14} - T_{15}) \quad (4.1)$$

$$\dot{Q}_m = \dot{V}_m \rho_m C p_m (T_{16} - T_{17}) \quad (4.2)$$

As propriedades do mosto foram estimadas utilizando as Eq. 4.3 e 4.4, propostas por Zurita (2008). As equações levam em consideração a temperatura e concentração de açúcares totais no mosto.

$$Cp_m = 4,12553 - 0,024804\mu + 6,7 \times 10^{-5} \mu T + 1,8691 \times 10^{-3} T - 9,271 \times 10^{-6} T^2 \quad (4.3)$$

$$\rho_m = 1000 \left(1 + \mu \frac{\mu + 2000}{54000} \right) \left(1 - 0,036 \frac{T - 20}{160 - T} \right) \quad (4.4)$$

O método utilizado para a modelagem da transferência de calor é o método da média logarítmica das diferenças de temperatura (MLDT) recomendado por ALFA LAVAL (2004), conhecido fabricante de trocadores de calor tipo placas. De acordo com Çengel e Ghajar (2011) o MLDT é o método mais indicado quando são conhecidas as temperaturas (ou são especificadas para projeto) e as vazões mássicas de fluido. A Eq. 4.5 representa a transferência de calor no trocador de calor da fermentação.

$$\dot{Q}_f = \dot{U} A \Delta T_{ml_f} \quad (4.5)$$

Como são desprezadas as trocas de calor com ambiente a taxa de troca de calor tanto do lado do mosto como do lado da água podem ser representadas por \dot{Q}_f . A MLDT, representada na Eq. 4.5 por ΔT_{ml} , é equivalente a diferença de temperatura média entre os dois fluidos através de toda a extensão do trocador de calor (Çengel e Ghajar, 2011). Para o trocador de calor da fermentação, a MLDT é obtida pela Eq. 4.6, como segue.

$$\Delta T_{lm_f} = \frac{(T_{16} - T_{14}) - (T_{17} - T_{15})}{Ln \left(\frac{T_{16} - T_{14}}{T_{17} - T_{15}} \right)} \quad (4.6)$$

O produto (UA) do coeficiente global de troca de calor (U) e da área de superfície de troca térmica (A) é característica do trocador de calor e que não sofre alteração. Portanto para se obter uma maior troca térmica, necessária para que a temperatura da fermentação chegue à temperatura ideal, é necessário que a água de resfriamento entre no trocador de calor (ponto 3) a uma temperatura mais baixa.

A modelagem para o trocador de calor foi utilizada para a obtenção da nova temperatura de entrada da água de resfriamento. Os dados utilizados na modelagem, na Tab. 4.1, são dados reais do processo.

Tabela 4.1 – Dados trocador de calor da fermentação.

Va [m³/s]		0,367
Vm [m³/s]		0,245
μ [kg/m³]		23,9
ρa [kg/m³]		999
Cpa [kJ/kgK]		4,18
Temperaturas Atuais [°C]	T16	60
	T14	47
	T15	29
	T17	34
Temperaturas Desejadas [°C]	T16	60
	T14	47
	T17	30

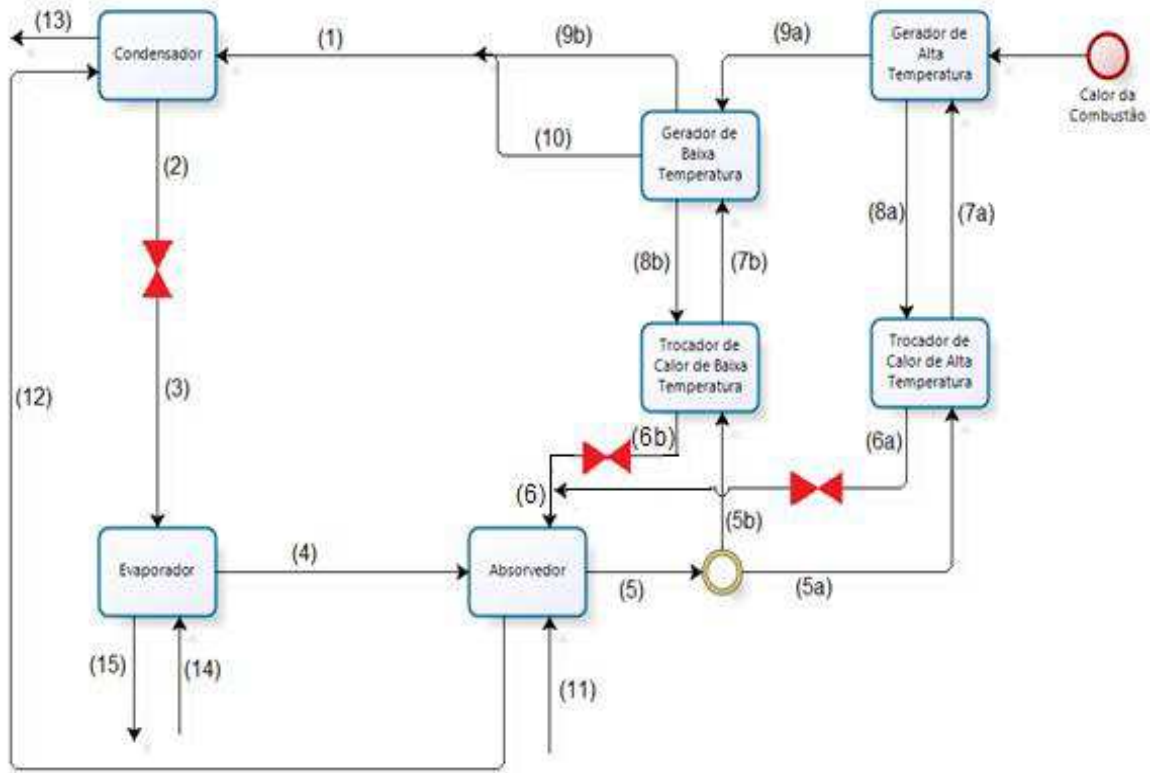
Fonte: Dados da empresa.

4.2 Sistema de absorção

O sistema de absorção proposto e simulado é exposto na Fig. 4.2. Trata-se de um sistema de absorção de duplo efeito e aquecimento direto, o qual utiliza o par Água-Brometo de Lítio. Para a obtenção das propriedades termodinâmicas da água foi utilizado o software Computer-Aided Thermodynamic Table 3 (CATT).

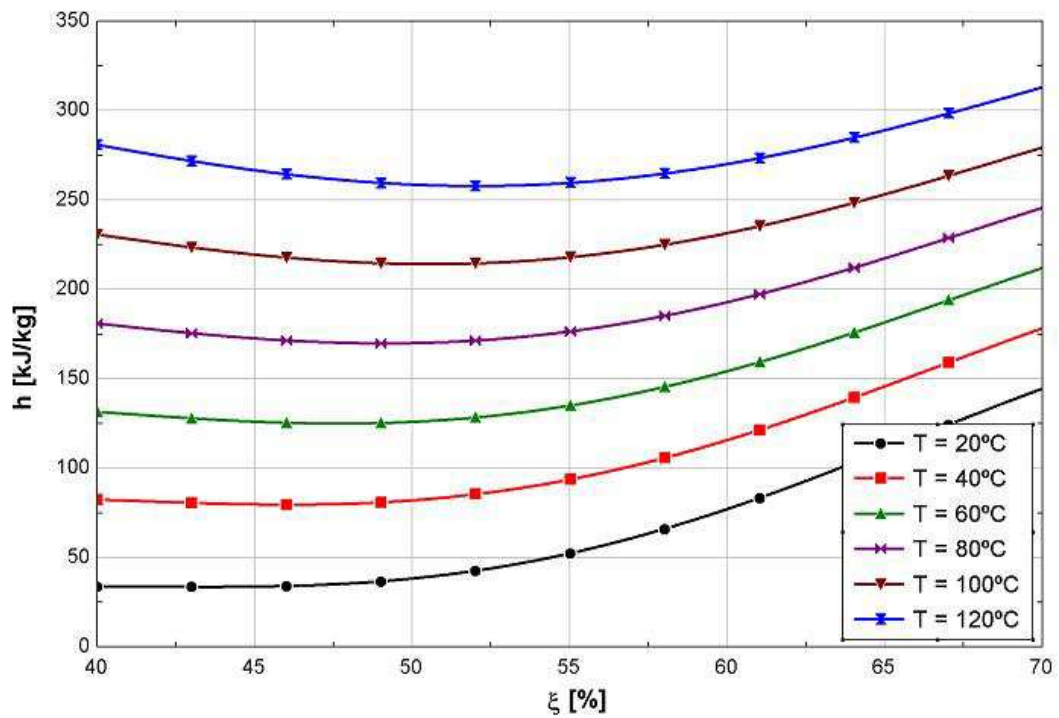
Para a obtenção das propriedades da solução aquosa de brometo de lítio foram utilizados os diagramas de entalpia em função da temperatura e da concentração da solução (Fig. 4.3) e da temperatura de saturação da solução em função da pressão e da concentração (Fig.4.4).

Figura 4.2 – Sistema de absorção proposto.



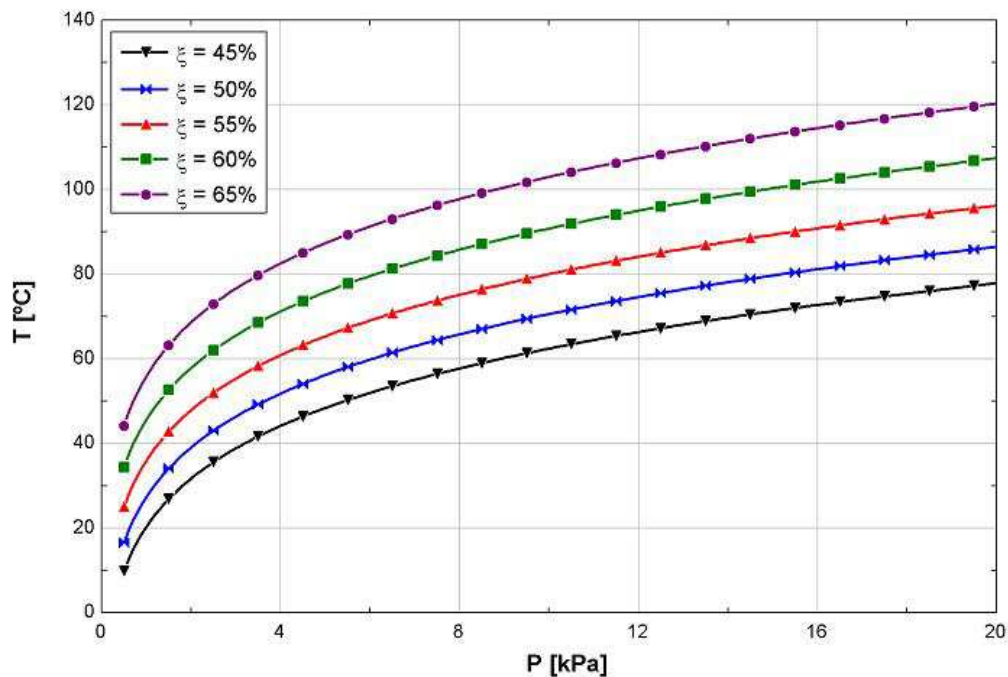
Fonte: Própria.

Figura 4.3 – Entalpia da solução aquosa de brometo de lítio.



Fonte: Magazoni (2011).

Figura 4.4 – Temperatura da solução aquosa de brometo de lítio.



Fonte: Magazoni (2011).

Para a modelagem do ciclo foram utilizadas as variáveis de entrada apresentadas na Tab. 4.2. As demais variáveis foram assumidas a partir de hipóteses indicadas por Herold, Radermacher e Klein (1996) e ASHRAE (2001) que permitem a modelagem dos sistemas de absorção de duplo efeito, a saber:

- Gerador de baixa temperatura e condensador, bem como absorvedor e evaporador, operam à mesma pressão. Essa hipótese é válida, pois nos equipamentos comerciais o gerador e o condensador costumam ocupar o mesmo recipiente, assim como o evaporador e o absorvedor;
- O refrigerante deixando o evaporador é vapor saturado de água pura;
- O refrigerante deixando o condensador é líquido saturado;
- A solução rica em refrigerante deixando o absorvedor é saturada;
- Não existem trocas de calor com o ambiente;
- Bomba e válvulas de expansão são isentrópicas;
- As perdas de carga nos trocadores são desprezíveis.

Tabela 4.2 – Variáveis de entrada da simulação do sistema de absorção.

Variáveis	Valor
Temperatura de entrada da água de resfriamento do absorvedor	30°C
Temperatura de saída da água de resfriamento do condensador	37°C
Temperatura de entrada da água resfriada	12°C
Temperatura de saída da água resfriada	7°C
Pressão evaporador/absorvedor	0,799 kPa
Pressão condensador/gerador de baixa temperatura	7,598 kPa
Pressão do gerador de alta temperatura	91,977 kPa
Concentração da solução forte de brometo de lítio	0,64 kg/kg
Concentração da solução fraca de brometo de lítio	0,57 kg/kg
Temperatura de entrada da solução no absorvedor	42°C
Temperatura de saída da solução do gerador de baixa temperatura	90°C
Temperatura de saída da solução do gerador de alta temperatura	160°C

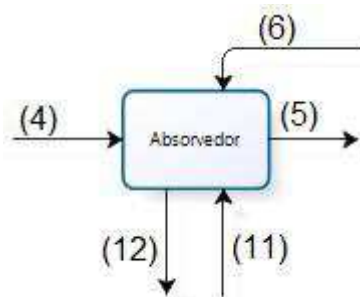
Fonte: TUMA/BROAD (2014a).

A seguir apresenta-se o equacionamento de cada componente utilizado na simulação do sistema de absorção.

4.2.1 Absorvedor

No absorvedor, a solução fraca em refrigerante absorve o líquido refrigerante que vem do evaporador em um processo exotérmico. A refrigeração do absorvedor é promovida por água vinda das torres de resfriamento. A Fig. 4.5 ilustra o absorvedor e a numeração nos terminais do componente faz referência aos fluxos de massa apresentados na Fig. 4.2.

Figura 4.5 - Absorvedor.



Fonte: Própria

Os balanços de massa no absorvedor são expressos pelas Eq. 4.7, 4.8 e 4.9.

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} \quad (4.7)$$

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_6 = \dot{m}_5 \quad (4.8)$$

$$\dot{m}_6 \varepsilon_p = \dot{m}_5 \varepsilon_r \quad (4.9)$$

Os balanços de energia no absorvedor são expressos pelas Eq. 4.10 e 4.11.

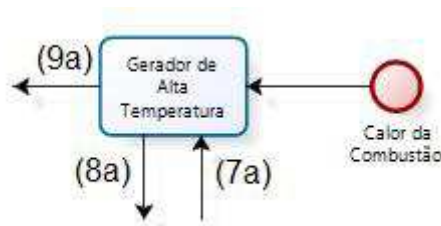
$$\dot{Q}_{abs} = \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_6 h_6 - \dot{m}_5 h_5 \quad (4.10)$$

$$\dot{Q}_{abs} = \dot{m}_{12} h_{12} - \dot{m}_{11} h_{11} \quad (4.11)$$

4.2.2 Gerador de alta temperatura

No gerador de alta temperatura, a solução rica em refrigerante é aquecida pela chama do queimador. Como o refrigerante possui um ponto de ebulição menor que do brometo de lítio, o refrigerante começa a evaporar. O vapor formado segue para o gerador de baixa temperatura, onde aquece a solução e posteriormente para o condensador. A Fig. 4.6 ilustra o gerador e a numeração nos terminais do componente faz referência aos fluxos de massa apresentados na Fig. 4.2.

Figura 4.6 – Gerador de alta temperatura



Fonte: Própria.

Os balanços de massa no gerador são expressos pelas Eq. 4.12, 4.13 e 4.14.

$$\dot{m}_{7a} = \dot{m}_{8a} + \dot{m}_{9a} \quad (4.12)$$

$$\dot{m}_{7a} \varepsilon_r = \dot{m}_{8a} \varepsilon_p \quad (4.13)$$

$$\varepsilon_p = \varepsilon_r - \Delta \varepsilon \quad (4.14)$$

Os balanços de energia no gerador são expressos pelas Eq. 4.15 e 4.16.

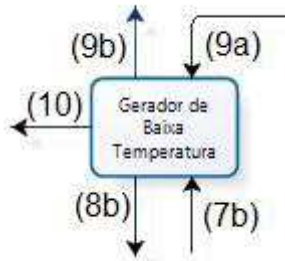
$$\dot{Q}_{ger} = \dot{m}_{8a}h_{8a} + \dot{m}_{9a}h_{9a} - \dot{m}_{7a}h_{7a} \quad (4.15)$$

$$\dot{Q}_{ger} = \text{Calor}_{_da_} \text{Combustão} \quad (4.16)$$

4.2.3 Gerador de baixa temperatura

No gerador de baixa temperatura, a solução rica em refrigerante é aquecida pelo vapor formado no gerador de alta temperatura. Como o refrigerante possui um ponto de ebulição menor que do brometo de lítio, o refrigerante começa a evaporar. O vapor formado segue para o condensador e a solução se torna concentrada e pobre em refrigerante. A Fig. 4.7 ilustra o gerador e a numeração nos terminais do componente faz referência aos fluxos de massa apresentados na Fig. 4.2.

Figura 4.7 – Gerador de baixa temperatura



Fonte: Própria.

Os balanços de massa no gerador são expressos pelas Eq. 4.17, 4.18, 4.19 e 4.20.

$$\dot{m}_{9a} = \dot{m}_{9b} \quad (4.17)$$

$$\dot{m}_{7b} = \dot{m}_{8b} + \dot{m}_{10} \quad (4.18)$$

$$\dot{m}_{7b}\varepsilon_r = \dot{m}_{8b}\varepsilon_p \quad (4.19)$$

$$\varepsilon_p = \varepsilon_r - \Delta\varepsilon \quad (4.20)$$

Os balanços de energia no gerador são expressos pelas Eq. 4.21 e 4.22.

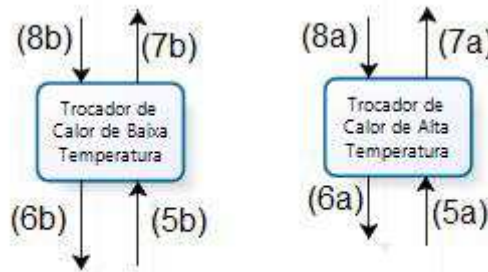
$$\dot{Q}_{ger} = \dot{m}_{8b}h_{8b} + \dot{m}_{10}h_{10} - \dot{m}_{7b}h_{7b} \quad (4.21)$$

$$\dot{Q}_{ger} = \dot{m}_{9a}h_{9a} - \dot{m}_{9b}h_{9b} \quad (4.22)$$

4.2.4 Trocadores de calor da solução

Os trocadores de calor da solução são inseridos no sistema para melhorar o desempenho do ciclo. As soluções forte e fraca trocam calor entre o absorvedor e os geradores. O calor trocado pela solução diminui a quantidade de calor que deve ser aportada ao gerador e a que deve ser retirada no absorvedor. A Fig. 4.8 ilustra o trocador de calor da solução e a numeração nos terminais do componente faz referência aos fluxos de massa apresentados na Fig. 4.2.

Figura 4.8 – Trocadores de calor da solução.



Fonte: Própria.

Os balanços de massa no trocador de calor de solução são expressos pelas Eq. 4.23; 4.24; 4.25; 4.26.

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_5 \quad (4.23)$$

$$\dot{m}_8 = \dot{m}_6 \quad (4.24)$$

$$\varepsilon_7 = \varepsilon_5 \quad (4.25)$$

$$\varepsilon_8 = \varepsilon_6 \quad (4.26)$$

Os balanços de energia no trocador de calor da solução são expressos pelas Eq. 4.27 e 4.28.

$$\dot{Q}_{ts} = \dot{m}_7 h_7 - \dot{m}_5 h_5 \quad (4.27)$$

$$\dot{Q}_{ts} = \dot{m}_8 h_8 - \dot{m}_6 h_6 \quad (4.28)$$

As temperaturas são avaliadas pela MLDT conforme a Eq. 4.29.

$$\Delta T_{mls} = \frac{(T_8 - T_7) - (T_6 - T_5)}{\text{Ln} \left(\frac{T_8 - T_7}{T_6 - T_5} \right)} \quad (4.29)$$

4.2.5 Bomba de solução

A bomba de solução tem a função de elevar a pressão da solução rica em refrigerante que sai do absorvedor. Para que a bomba possa elevar a pressão da solução da pressão do absorvedor para a do gerador é necessário que se aporte trabalho mecânico.

Os balanços de massa na bomba de solução são expressos pelas Eq. 4.30 e 4.31.

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_{5a} + \dot{m}_{5b} \quad (4.30)$$

$$\varepsilon_5 = \varepsilon_{5a} = \varepsilon_{5b} \quad (4.31)$$

O balanço de energia na bomba de solução é expresso pela Eq. 4.32.

$$\dot{W}_{bsol} = \frac{\dot{m}_{5a}(P_{7a} - P_{5a}) + \dot{m}_{5b}(P_{7b} - P_{5b})}{\rho_5} \quad (4.32)$$

4.2.6 Válvula de Expansão

A válvula de expansão tem a função de provocar perdas de carga durante a passagem do fluido para que sua pressão seja reduzida. A válvula de expansão é inserida na modelagem do sistema apenas para representar as quedas de pressões. Contudo, não existem nos equipamentos comerciais, sendo a perda de carga nas tubulações suficiente para reduzir a pressão ao nível desejado.

Os balanços de massa nas válvulas de expansão são expressos pelas Eq. 4.33, 4.34, 4.35 e 4.36.

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_3 \quad (4.33)$$

$$\varepsilon_{6b} = \varepsilon_6 \quad (4.34)$$

$$\varepsilon_{6a} = \varepsilon_6 \quad (4.35)$$

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_{6a} + \dot{m}_{6b} \quad (4.36)$$

Os balanços de energia nas válvulas de expansão da solução e do refrigerante são expressos pelas Eq. 4.37, 4.38 e 4.39.

$$h_2 = h_3 \quad (4.37)$$

$$h_6 = h_{6b} \quad (4.38)$$

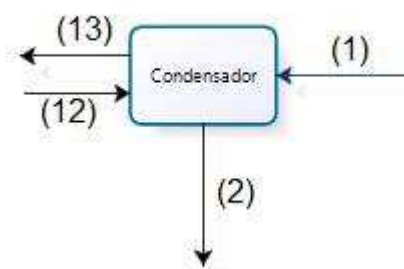
$$h_6 = h_{6a} \quad (4.39)$$

4.2.7 Condensador

O condensador é o equipamento responsável por rejeitar pra o ambiente o calor retirado do meio resfriado. O vapor de refrigerante proveniente do gerador passa pelo condensador onde, em contato com a água de resfriamento, perde calor e condensa.

A Fig. 4.9 ilustra o condensador e a numeração nos terminais do componente faz referência aos fluxos de massa apresentados na Fig. 4.2.

Figura 4.9 – Condensador.



Fonte: Própria.

Os balanços de massa nas válvulas de expansão são expressos pelas Eq. 4.40 e 4.41.

$$\dot{m}_{12} = \dot{m}_{13} \quad (4.40)$$

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 \quad (4.41)$$

Os balanços de energia no trocador de calor da solução são expressos pelas Eq. 4.42 e 4.43.

$$\dot{Q}_{cond} = \dot{m}_{13}h_{13} - \dot{m}_{12}h_{12} \quad (4.42)$$

$$\dot{Q}_{cond} = \dot{m}_1h_1 - \dot{m}_2h_2 \quad (4.43)$$

As temperaturas são avaliadas pela MLDT conforme a Eq. 4.44.

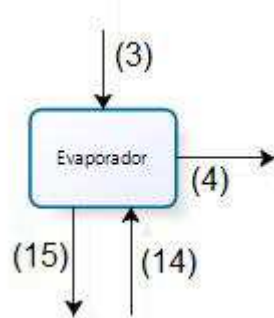
$$\Delta T_{ml_{cond}} = \frac{(T_1 - T_{13}) - (T_2 - T_{12})}{Ln \left(\frac{T_1 - T_{13}}{T_2 - T_{12}} \right)} \quad (4.44)$$

4.2.8 Evaporador

O evaporador é o componente responsável por retirar calor do meio a ser refrigerado. O fluxo de água que se deseja refrigerar passa pelo evaporador e perde calor para o vapor de refrigerante, saindo com uma temperatura inferior a de entrada. O calor recebido do fluido faz com que o refrigerante, a baixa pressão, evapore.

A Fig. 4.10 ilustra o condensador e a numeração nos terminais do componente faz referência aos fluxos de massa apresentados na Fig. 4.2.

Figura 4.10 – Evaporador.



Fonte: Própria.

Os balanços de massa no evaporador são expressos pelas Eq. 4.45 e 4.46.

$$\dot{m}_4 = \dot{m}_3 \quad (4.45)$$

$$\dot{m}_{14} = \dot{m}_{15} \quad (4.46)$$

Os balanços de energia no trocador de calor da solução são expressos pelas Eq. 4.47 e 4.48.

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{m}_4 h_4 - \dot{m}_3 h_3 \quad (4.47)$$

$$\dot{Q}_{evap} = \dot{m}_{14} h_{14} - \dot{m}_{15} h_{15} \quad (4.48)$$

As temperaturas são avaliadas pela MLDT conforme a Eq. 4.49.

$$\Delta T_{ml_{evap}} = \frac{(T_{14} - T_3) - (T_{15} - T_4)}{\ln \left(\frac{T_{14} - T_3}{T_{15} - T_4} \right)} \quad (4.49)$$

4.3 Biodigestão da vinhaça

A metodologia utilizada para avaliar o potencial de obtenção de biogás a partir de vinhaça foi proposta por Lamo (1991). A carga orgânica é obtida através da Eq. 4.50.

$$CO = Q_v * DQO \quad (4.50)$$

Onde a demanda química de oxigênio é adotada como o valor médio apresentado na Tab. 4.3, sendo que Cortez, Freire e Rosillo-Calle (1996) apresentam uma caracterização da vinhaça de acordo com a matéria-prima utilizada para a produção do etanol.

Tabela 4.3 – Caracterização da vinhaça.

Parâmetro	Matéria - Prima para o álcool		
	Melaço	Caldo	Mistura
pH	4,2 – 5,0	3,7 – 4,6	4,4 – 4,6
Temperatura (°C)	80 – 100	80 – 100	80 – 100
DBO (mg/l O ₂)	25.000	6.000 – 16.500	19.80
DQO (mg/l O ₂)	65.000	15.000 – 33.000	45.000
Sólidos totais (mg/l)	81.500	23.700	52.700
Material volátil (mg/l)	60.000	20.000	40.000
Material fixo (mg/l)	21.500	3.700	12.700
Nitrogênio (mg/l N)	450 – 1.600	150 – 700	480 – 710
Fósforo (mg/l P ₂ O ₅)	100 – 290	10 – 210	9 – 200
Potássio (mg/l K ₂ O)	3.740 – 7.830	1.200 – 2.100	3.340 – 4.600
Cálcio (mg/l CaO)	450 – 5.180	130 – 1.540	1.330 – 4.570
Magnésio (mg/l MgO)	420 – 1.520	200 – 490	580 – 700
Sulfato (mg/l SO ₄)	6.400	600 – 760	3.700 – 3730
Carbono (mg/l C)	11.200 – 22.900	5.700 – 13.400	8.700 – 12.100
Relação C/N	16 – 16,27	19,7 – 21,07	16,4 – 16,43
Material orgânico (mg/l)	63.400	19.500	38.000
Outras Substâncias (mg/l)	9.500	7.900	8.300

Fonte: Cortez, Freire e Rosillo-Calle (1998).

A produção diária de biogás pode ser calculada através da equação 4.51. A eficiência (E) de remoção de DQO do processo é considerada 65% e o fator de conversão (F) de biogás por DQO removido é 0,45 Nm³/kg de DQO removida, esses valores são adotados conforme indicado por Lamo (1991).

$$PB = CO \times E \times F \quad (4.51)$$

Na Tab. 4.4 estão dispostos os valores dos PCIs dos combustíveis. Esses valores foram utilizados para obtenção da quantidade biogás necessária para atender ao sistema de absorção a partir do consumo de diesel ou gás natural.

Tabela 4.4 – Poder calorífico inferior dos combustíveis.

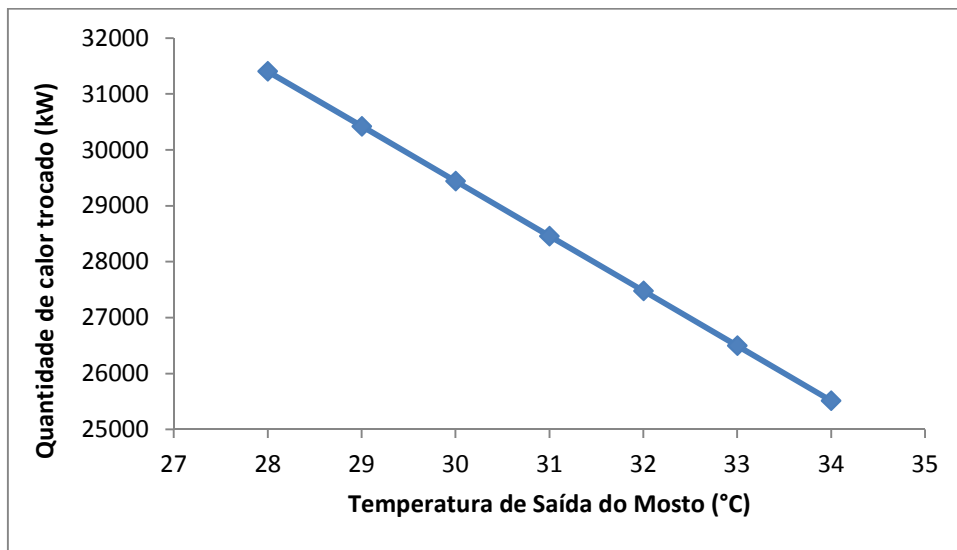
Combustível	kcal/Nm ³	kJ/Nm ³
Biogás	5100	21369
Diesel	9065	37982
Gás Natural	8620	36118

Fonte: AlfaLaval(2014).

5. Resultados

A quantidade de calor necessária para o resfriamento do mosto, apresentada na Fig. 5.1, foi obtida através das Eq. 4.1 e 4.2.

Figura 5.1 – Evolução da quantidade calor em função da temperatura de saída do mosto.



Fonte: Própria.

Dada a quantidade de calor necessária para o resfriamento do mosto, optou-se por um sistema de resfriamento composto por três *chillers* de absorção de aquecimento direto, com as características nominais de funcionamento dispostas na Tab. 5.1.

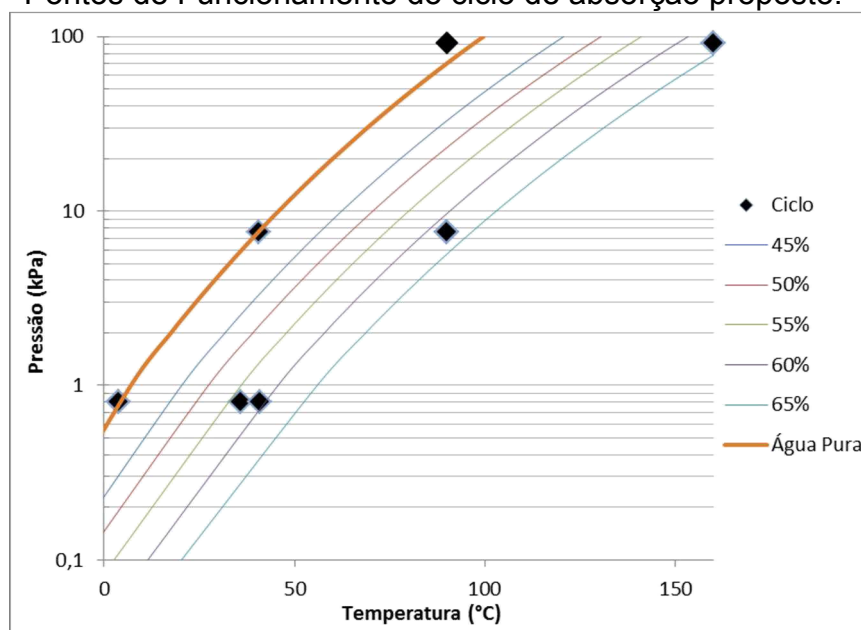
Tabela 5.1 – Características do *Chiller* de absorção

Modelo	BZS-1000		
Capacidade de Refrigeração		kW	11630
Água Resfriada	Vazão	m ³ /h	2000
	Te	°C	12
	Ts	°C	7
Água de Resfriamento	Vazão	m ³ /h	2449
	Te	°C	30
	Ts	°C	37
Consumo de Combustível	Gás Natural	Nm ³ /h	817
	Diesel	Nm ³ /h	859

Fonte: TUMA/BROAD (2014b).

A Fig. 5.2 apresenta os pontos de funcionamento plotados sobre as curvas de pressão, temperatura e concentração da solução do brometo de lítio.

Figura 5.2 – Pontos de Funcionamento do ciclo de absorção proposto.



Fonte: Própria

A modelagem matemática do *chiller* de absorção, descrita no item 4.2, permitiu a obtenção dos principais pontos de funcionamento do sistema de absorção, apresentados na Tab. 5.2.

Tabela 5.2 – Principais pontos de funcionamento do *chiller* de absorção

Ponto	Substância	Concentração (kg/kg)	Pressão (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)
1	refrigerante	-	7,598	90,0	2669,0
2	refrigerante	-	7,598	40,5	169,8
3	refrigerante	-	0,799	3,8	169,8
4	refrigerante	-	0,799	3,8	2508,0
5	solução de LiBr	0,57	0,799	36,0	93,2
6	solução de LiBr	0,63	0,799	41,0	134,9
9a	refrigerante	-	91,977	160,0	2797,0
9b	refrigerante	-	91,977	90,0	2802,0
10	refrigerante	-	7,598	90,0	2501,0
11	água de resfriamento	-	100	30,0	125,9
12	água de resfriamento	-	100	32,6	136,8
13	água de resfriamento	-	100	37,0	155,1
14	água resfriada	-	100	12,0	50,5
15	água resfriada	-	100	7,0	29,5

Fonte: Própria.

A Tab. 5.3 apresenta os fluxos mássicos e de calor obtidos para as condições nominais simuladas.

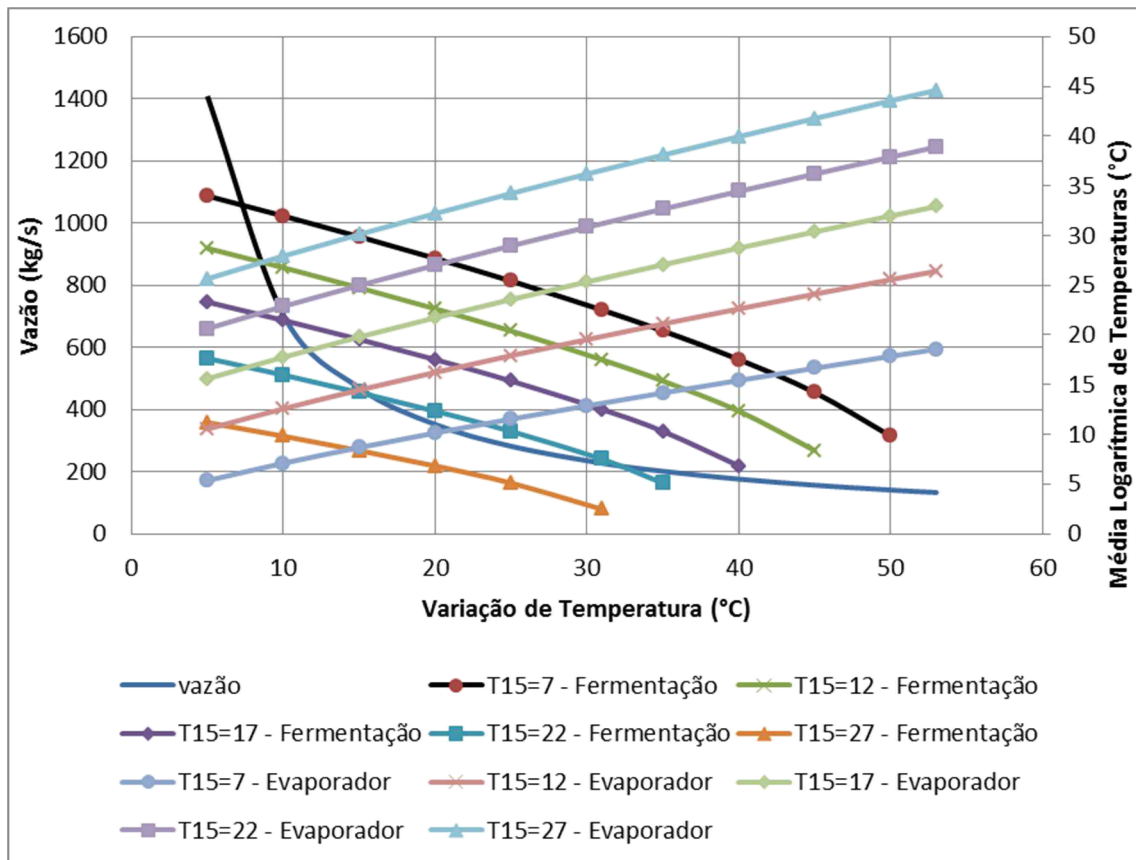
No sistema de absorção proposto, a vazão mássica da água de resfriamento do mosto, água resfriada gerada pelo *chiller* (T15), é superior à da instalação atual do sistema de resfriamento. Uma maior vazão de água significa maior custo operacional, pois exige maior potência de bombeamento. De acordo com a equação 4.2, a vazão mássica da água de resfriamento é função da diferença de temperatura, quando se mantêm constante a taxa de troca de calor, como pode ser visto na Fig. 5.3.

Tabela 5.3- Vazões mássicas e taxas de transferências de calor.

Vazão Mássica (kg/s)	Solução Forte	41
	Solução Fraca	46
	Refrigerante	5
	Água Resfriada	556
	Água de Resfriamento	680
Taxa de Transferência de Calor (kW)	Evaporador	11672
	Condensador	12476
	Absorvedor	7388

Fonte: Própria

Figura 5.3 – Evolução da vazão e das MLDTs em função da diferença de temperatura.



Fonte: Própria

Buscando a diminuição do custo de operação, a vazão de água resfriada pelo *chiller* deve ser diminuída. Para a escolha da nova vazão foi realizada uma análise

no trocador de calor da fermentação (Eq. 4.6) e no evaporador (Eq. 4.49) do sistema de absorção utilizando a MLDT. O valor de MLDT representa a diferença média entre os dois fluidos ao longo de todo o trocador de calor; sendo assim quanto maior a MLDT, mais favorecida será a troca térmica.

No caso da água que circula entre o trocador de calor da fermentação e o evaporador do sistema de absorção, a MLDT do evaporador cresce com o aumento da T15, enquanto a MLDT do trocador de calor da fermentação decresce nesta mesma situação. As curvas de T15 em função da diferença de temperaturas e da MLDT do trocador da fermentação e do evaporador são mostradas na Fig. 5.3. Na intersecção das curvas do evaporador e do trocador de calor da fermentação para uma mesma T15, as MLDT são iguais e, portanto as taxas de troca térmica nos dois trocadores de calor são igualmente favorecidas. Como os pontos que oferecem as maiores MLDTs para os dois trocadores apresentam também os maiores valores de vazão recomenda-se a escolha do ponto de maior MLDT que apresenta a menor vazão mais próxima da vazão atual do sistema.

Uma análise semelhante poderia ser aplicada visando diminuir a vazão mássica da água de resfriamento do sistema de absorção. Entretanto, as temperaturas de entrada e saída já estão bem próximas aos limites de operação. O sistema de resfriamento do *chiller* de absorção tem sua temperatura mínima de entrada limitada pela temperatura de bulbo úmido, uma vez que essa água provém de torres de resfriamento. Já a temperatura de saída da água é limitada pela temperatura de condensação do refrigerante.

Como não se pode alterar a temperatura de bulbo úmido, por se tratar de uma condição ambiental, a maneira de promover o aumento da diferença de temperatura e conseqüentemente a diminuição da vazão de água de resfriamento é provocar o aumento da temperatura de condensação do refrigerante. Para promover o aumento de temperatura de condensação deve-se aumentar a pressão do condensador. Contudo, a mudança de pressão no condensador provoca alteração da pressão do gerador de baixa temperatura e a taxa de aporte de calor ao mesmo, fazendo com que o desempenho do ciclo seja alterado.

Ainda que não seja possível a diminuição da vazão de água de resfriamento, o sistema proposto se mostra interessante, pois a torre de resfriamento anteriormente utilizada para gerar água de resfriamento para o mosto pode

promover o resfriamento do sistema de absorção. A capacidade de resfriamento da torre instalada é maior do que a demandada pelo sistema de absorção, sendo que este será bem atendido pela mesma, que ainda pode fornecer água de resfriamento adicional para os demais processos da indústria.

A principal vantagem do sistema proposto é a possibilidade da utilização de biogás gerado a partir da biodigestão da vinhaça para fornecer calor para o conjunto de *chillers* de absorção. Utilizando os PCIs dos combustíveis e o consumo indicado pelo fabricante, obteve-se a quantidade de biogás necessária para atender o sistema de absorção, com valores apresentados na Tab. 5.4.

Tabela 5.4 – Consumo de combustível do sistema de absorção.

Combustível	Demanda de calor kcal/h	PCI kcal/Nm ³	Consumo Nm ³ /h
Gás Natural	22.230.000	9.065	2452,289
Diesel	22.214.400	8.620	2577,077
Biogás	22.222.200	5.100	4357,294

Fonte: Própria.

Utilizando a metodologia apresentada no item 4.3 avaliou-se a quantidade de biogás produzido a partir da quantidade de vinhaça produzida na indústria, conforme observado na Tab 5.5.

Tabela 5.5 – Potencial de produção diária de biogás.

Vazão de Vinhaça (m ³ /h)	1.057,00
DQO (kg/m ³)	24,00
CO (kg/dia)	608.832,00
E	0,65
F (Nm ³ /kg)	0,45
Produção de Biogás (Nm ³ /dia)	178.083,40

Fonte: Própria.

Passando a produção de biogás a horas, obter-se-ia o valor aproximado de 7420 Nm³/h de produção de biogás, sendo que este valor é superior ao necessário para atender ao sistema de absorção, tornando o sistema proposto uma alternativa

tecnicamente viável. O sistema de produção de biogás pode ser dimensionado visando apenas o atendimento da demanda do sistema de refrigeração do mosto ou dimensionado para utilizar todo o potencial de geração de biogás a partir de vinhaça. Assim, o biogás adicional pode ser utilizado na caldeira ou para acionar *chillers* adicionais para resfriamento de outros processos.

6. Conclusão

No presente trabalho foi apresentado e dimensionado um sistema de refrigeração por absorção para resfriamento do mosto do processo de fermentação de uma indústria sucroenergética. O sistema de absorção é composto por três *chillers* de duplo efeito com potência nominal individual de refrigeração de 11.630 kW, do tipo aquecimento direto. O combustível proposto para o acionamento do sistema de absorção é biogás produzido a partir da biodigestão da vinhaça, resíduo do processo de destilação.

O sistema de absorção proposto foi dimensionado para atender a demanda de refrigeração do processo de fermentação.

O sistema mostra vantagens em relação ao sistema de resfriamento utilizando torres, pois permite o controle adequado da temperatura da fermentação, minimizando os efeitos prejudiciais de se trabalhar com elevadas temperaturas de fermentação.

Uma análise baseada no método da média logarítmica das temperaturas (MLDT) mostrou que as temperaturas de resfriamento proporcionadas pelo sistema de absorção favorecem a troca térmica. No caso de um novo sistema, isso resultaria em trocadores de calor de menor área e, portanto, menor custo de instalação. Como os trocadores de calor já estão instalados, essa melhora na troca de calor permite o uso de menores vazões diminuindo o custo operacional.

O sistema proposto se mostra vantajoso, pois existe a possibilidade de aproveitamento dos equipamentos já instalados, como o trocador de calor da fermentação e a torre de resfriamento que fornece água resfriada para o mesmo. Isto diminui o custo de instalação do sistema de absorção e pode torna-lo economicamente mais interessante.

O levantamento do potencial de produção de biogás a partir da vinhaça para o acionamento do sistema de absorção é um dos pontos de maior vantagem desse sistema. A obtenção de vinhaça biodigerida favorece sua utilização no processo de fertirrigação. A obtenção de gás combustível a partir da vinhaça agrega valor a este resíduo e aumenta a utilização de energia renovável na indústria sucroenergética, refletindo em maior sustentabilidade do processo produtivo. A utilização de resíduo como fonte de energia aumenta, ainda, a eficiência energética da planta.

Do ponto de vista técnico o sistema se mostra bastante vantajoso. Neste sentido se propõe como trabalhos futuros uma análise econômica da instalação do sistema de absorção proposto, considerando o aumento da produção de etanol a partir da melhora no resfriamento da fermentação. Outra proposta seria análise das condições ótimas de funcionamento do *chiller* de absorção, considerando temperaturas de condensação e evaporação visando diminuir os custos operacionais do sistema. Por último, um estudo do melhor tipo de instalação para realizar a biodigestão da vinhaça buscando aumentar a qualidade do biogás produzido.

Referências

ALFATHERM. **Torres de Resfriamento**. Santana de Parnaíba: Alfatherm, 2014. Disponível em: <<http://www.alfatherm.com.br/catalogo.asp>>. Acesso em: 24 jul. 2014.

Albers, J. **New absorption chiller and control strategy for the solar assisted cooling system at the German federal environment agency**. International Journal of Refrigeration, 39 (2014), p48-56.

ALFA LAVAL HEAT EXCHANGERS. **The theory behind heat transfer: Plate heat exchangers**. Alfa Laval, 2004. 12 p. Disponível em: <[http://local.alfalaval.com/en-gb/about-us/news/Documents/The Theory behind heat transfer.pdf](http://local.alfalaval.com/en-gb/about-us/news/Documents/The_Theory_behind_heat_transfer.pdf)>. Acesso em: 19 jul. 2014.

ASHRAE. **HVAC Fundamentals Handbook**. 1. ed. Atlanta, EUA: American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, 2001. 896 p.

ASHRAE. **Refrigeration Handbook**. 1. ed. Atlanta, USA: American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers, 2010. 758 p.

Cardemil, J. M.; Colle, S.; Monteiro J. B.; Magazoni, F. C. **Economic evaluation of refrigeration alternatives for alcoholic fermentation**. In: Proceedings of 22nd International Conference on Efficiency, Cost, Optimisation, Simulation and Environmental Impact of Energy Systems. ECOS 2009, Foz de Iguaçu, Paraná, Brazil, 20 de agosto a 3 de Setembro 3, 2009. p.1455-1464. Disponível em: http://www.lepten.ufsc.br/publicacoes/solar/eventos/2009/ECOS/cardemil_colle.pdf. [acessado em 18.04.14].

Castro, J. **Refrigeração comercial e climatização industrial**. 2. ed. São Paulo: Hemus, 2013. 265 p.

Çengel, Y. A.; Ghajar, A. J. **Transferência de calor e massa: uma abordagem prática**. 4. ed. São Paulo: McGraw-Hill, 2011. 902 p.

Cortez, L. A. B.; Freire, W. J.; Rosillo-Calle, F. **Biodigestion of Vinasse in Brazil**. International Sugar Journal, v.100, 1998.

Costa, E. C. **Refrigeração**. 3. ed. São Paulo: Blucher, 2013. 321 p.

Dias, M. O. S.; Maciel Filho, R.; Rossell, C. E. V. **Efficient cooling of fermentation vats in ethanol production—Part I**. Sugar Journal, 70: 11–17.

Dias, M. O. S.; Ensinas, A.V.; Nebra, S.A.; Maciel Filho, R.; Rossell, C. E. V.; Maciel, M.R.W. **Production of bioethanol and other bio-based materials from sugarcane bagasse: integration to conventional bioethanol production process**. Chem Eng Res Des, v.87, p.1206-1216, 2009.

Dias, M. O.S.; Junqueira, T.L.; Jesus, C. D.F.; Rossell, C. E. V.; Maciel, F. R.; Bonomi, A. **Improving bioethanol production e comparison between extractive and low temperature fermentation**. Appl Energy, v.98, p.548-555, 2012.

Dossat, R. J. **Princípios de refrigeração: teoria, prática, exemplos, problemas, soluções.** São Paulo: Hemus, 2004. 884 p.

Evola, G. et al. **Proposal and validation of a model for the dynamic simulation of a solar-assisted single-stage LiBr/water absorption chiller.** International Journal of Refrigeration, 36-3 (2013), p1015-1028.

Granato, E. F. **Geração de energia através da biodigestão anaeróbia de vinhaça.** 2003. Dissertação (Mestrado em Engenharia Industrial) – Universidade Estadual Paulista, Bauru.

Godoy, A.; Amorim, H. V.; Lopes, M. L.; Oliveira, A. J. **Continuous and batch fermentation processes: advantages and disadvantages of these processes in the Brazilian ethanol production.** International Sugar Journal, v. 110, p. 175-181, 2008.

Hassuda, S.; Rebouças, A. C.; Cunha, R. C. A. **Aspectos qualitativos da infiltração da vinhaça de cana no Aquífero Bauru.** Revista IG, São Paulo, v. 11, n. 2, p. 5-20, 1990.

Helm, M.; et al. **Solar Heating and Cooling System with Absorption Chiller and Latent Heat Storage: A Research Project Summary,** Energy Procedia, 48 (2014), p837-849.

Hensley, J. C. (Ed.). **Cooling Tower Fundamentals.** 2. ed. Overland Park: Spx Cooling Technologies, 2006. 119 p.

Herold, K. E.; Radermacher, R.; Klein, S. A. **Absorption chillers and heat pumps.** Nova York: CRC Press, 1996. 329 p.

Izquierdo, M. et al. **Air conditioning using an air-cooled single effect lithium bromide absorption chiller: Results of a trial conducted in Madrid in August 2005.** Applied Thermal Engineering, v. 28, n. 8–9, p. 1074–1081, jun. 2008.

Lamo, P. **Sistema produtor de gás metano através de tratamento de efluentes industriais.** Piracicaba: Codistil, 1991.

Marc, O. et al. **Assessing performance and controlling operating conditions of a solar driven absorption chiller using simplified numerical models.** Solar Energy, 86-9 (2012), p2231-2239.

Matos, R. S.. **Refrigeração Industrial e Climatização.** Apostila da Disciplina TM-182. UFPR. Disponível em: <ftp://ftp.demec.ufpr.br/disciplinas/TM182/REFRIGERACAO/apostila/1_INTRODUCAO.pdf>. Acesso em 13/07/2014.

Le Lostec, B.; Galanis, N.; Millette, J.. **Simulation of an ammonia–water absorption chiller.** Renewable Energy 60 (2013) 269–283

Macintyre, A. J. **Equipamentos industriais de processo**. Rio de Janeiro: LTC, 1997. 277 p.

Magazoni, F. C.; Monteiro, J. B.; Cardemil, J. M.; Colle, S. **Cooling of ethanol fermentation process using absorption chillers**. International Journal of Thermodynamics, v. 13, n. 3, p. 111–118, 2010.

Magazoni, F. C. **Análise dinâmica de um chiller de absorção de brometo de lítio-água em processo de resfriamento de dorna de fermentação alcoólica**. 2011. 132 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, 2011.

Margalef, P.; Samuelsen, S. **Integration of a molten carbonate fuel cell with a direct exhaust absorption chiller**. Journal of Power Sources, 195-17 (2010), p5674-5685.

Miller, R.; Miller, M. R. **Refrigeração e ar condicionado**. Rio de Janeiro: Ltc, 2008. 524 p.

Moran, M. J.; Shapiro, H. N. **Princípios de Termodinâmica Para Engenharia**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2013. 819 p.

Mortazavi, A. et al. **Enhancement of APCI cycle efficiency with absorption chillers**. Energy, 35-9 (2010), p3877-3882.

Mosqueira-Salazar, K.J. et al. **Reduction of water consumption in an integrated first- and second-generation ethanol plant**. Energy for Sustainable Development 17 (2013) 531–535

Oliveira, A. J. **Continuous and batch fermentation processes: advantages and disadvantages of these processes in the Brazilian ethanol production**. International Sugar Journal, v. 110, p. 175-181, 2008.

Olivério, J.L.; Tamassia-Barreira, S.; Boscariol, F. C.; César, A. R. P.; Kiyomi-Yamakawa, C. **Alcoholic fermentation with temperature controlled by ecological absorption chiller e EcoChill**. Proc Int Soc Sugar Cane Technol, v.27, p.1-9, 2010. Disponível em: http://codistil.com.br/index.php?option¼com_docman&task¼cat_view&gid¼36&limit¼30&limitstart¼5&order¼name&dir¼ASC&Itemid¼40&lan [acessado 18/07/14].

OMNI **Torres de Resfriamento de Água**: Noções gerais. Omni, 1989. 14 p.

Palacios-Bereche, R.; Ensinas, A.; Modesto, M.; Nebra, S.A. **New alternatives for the fermentation process in the ethanol production from sugarcane: Extractive and low temperature fermentation**. Energy 2014; 70: 595-604.

Pechers, N. **Combined Heating, Cooling, and Power Handbook: Technologies and Applications**. 2. ed. Lilburn: The Fairmont Press, Inc., 2012. 900p.

Popli, S.; Rodgers, P.; Eveloy, V. **Gas turbine efficiency enhancement using waste heat powered absorption chillers in the oil and gas industry.** Applied Thermal Engineering, 50-1 (2013), p918-931.

Prescott, S.; Dunn, A. (1987) **Industrial Microbiology.** 4^aed. CBS Publishers and Distributors, New Delhi, India, p.541–581.
Ravagnani, M.A.S.S.; Righetto, A.R.; e Marquini, M.F., **Improving Energetic Performance and Water Usage in an Industrial Ethanol Distillery,** Trans IChemE, Part B, Process Safety and Environmental Protection, v. 85, p. 526-532, 2007.

Rivera, E. C.; Costa, A. C.; Atala, D. I. P.; Maugeri, F.; Maciel, M. R. W.; Filho, R. M. **Evaluation of optimization techniques for parameter estimation:** Application to ethanol fermentation considering the effect of temperature. Process Biochemistry, v. 41, n. 7, p. 1682–1687, 2006.

Stab Jul/Ago 1996. **A Desidratação de Álcool por Peneira Molecular.** Disponível em <http://www.procknor.com.br/articles/a-desidracao-de-alcool-por-peneira-molecular-%E2%80%93stab-julago-1996/>. Acesso em 14/07/2014.

Stoecker, W. F; Jabardo, J. M. Saiz. **Refrigeração industrial.** 2. ed. São Paulo: Blucher, 2002. 371 p.

Stoecker, W.F.; Jones, J.W. **Refrigeração e Ar Condicionado,** São Paulo: McGraw-Hill do Brasil, 1985.

TUMA/BROAD. **Dados de performance.** Belo Horizonte: Tuma, 2014b. Disponível em: http://www.empresastuma.com.br/broad/produtos/index_bzs_dados.php. Acesso em: 24 jul. 2014.

TUMA/BROAD. **Princípios de Absorção.** Belo Horizonte: Tuma, 2014a. Disponível em: <http://www.empresastuma.com.br/broad/principios/index.html>. Acesso em: 24 jul. 2014.

Waki, R. **Montagem e avaliação de uma torre de resfriamento para uso em atividades de ensino de graduação.** 2009. 133 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2009. Cap. 2.

Yu, Z.; Han, J.; Cao, X.. **Investigation on performance of an integrated solid oxide fuel cell and absorption chiller tri-generation system.** International Journal of Hydrogen Energy, 36-19 (2011), p12561-12573.

Ziegler, F. **State of the art in sorption heat pumping and cooling Technologies,** Intenational Journal of Refrigeration, 25 (2002), pp. 450–459.

Zurita, E. J. C. **Avaliação da inversão da sacarose em um sistema de evaporação:** Evaporador de filme descendente com promotor de película. 2008. 95 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2008. Cap. 3.