

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA
MECÂNICA**

Felipe Costa Magazoni

**ANALISE DINÂMICA DE UM CHILLER DE ABSORÇÃO DE
BROMETO DE LÍTIO-ÁGUA EM PROCESSO DE RESFRIAMENTO
DE DORNA DE FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA**

Florianópolis

2011

Felipe Costa Magazoni

**ANALISE DINÂMICA DE UM CHILLER DE ABSORÇÃO DE
BROMETO DE LÍTIO-ÁGUA EM PROCESSO DE RESFRIAMENTO
DE DORNA DE FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA**

Dissertação submetida ao Programa de
Pós-Graduação em Engenharia Mecânica
da Universidade Federal de Santa Catarina
para a obtenção do Grau de Mestre em
Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof. D. Sc. Sergio Colle
Co-orientadora: Dra. Julieta Monteiro

Florianópolis

2011

Catálogo na fonte pela Biblioteca Universitária
da
Universidade Federal de Santa Catarina

M189a Magazoni, Felipe Costa

Análise dinâmica de um chiller de absorção de brometo de lítio-água em processo de resfriamento de dorna de fermentação alcoólica [dissertação] / Felipe Costa Magazoni ; orientador, Sérgio Colle. - Florianópolis, SC, 2011.

130 p.: il., grafs., tabs.

Dissertação (mestrado) - Universidade Federal de Santa Catarina, Centro Tecnológico. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica.

Inclui referências

1. Engenharia mecânica. 2. Refrigeração. 3. Absorção. 4. Álcool. 5. Fermentação. I. Colle, Sergio. II. Universidade Federal de Santa Catarina. Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica. III. Título.

CDU 621

Felipe Costa Magazoni

**ANALISE DINÂMICA DE UM CHILLER DE ABSORÇÃO DE
BROMETO DE LÍTRIO-ÁGUA EM PROCESSO DE RESFRIAMENTO
DE DORNA DE FERMENTAÇÃO ALCÓOLICA**

Esta Dissertação foi julgada adequada para obtenção do Título de Mestre em Engenharia Mecânica, e aprovada em sua forma final pelo Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica.

Florianópolis, 22 de agosto 2011

Prof. Dr. Júlio César Passos
Coordenador do Curso

Dra. Julieta Barbosa Monteiro
Co-orientadora

Banca Examinadora:

Prof. D. Sc. Sergio Colle
Orientador

Prof. Dr. Eng. Edson Bazzo
Universidade Federal de Santa Catarina

Prof. Dr. Rogério Gomes de Oliveira
Universidade Federal de Santa Catarina - Araranguá

Prof. Dr. Joaquim Manoel Gonçalves
Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia de Santa Catarina

A toda minha família e amigos. . .

AGRADECIMENTOS

Aos Professores Sergio Colle e Julieta Barbosa Monteiro pelo apoio, oportunidade e efetiva orientação.

Aos professores da banca examinadora pelas sugestões, críticas e contribuição final que deram ao trabalho.

À Universidade Federal de Santa Catarina, aos profissionais e colaboradores pelo convívio e oportunidades oferecidas, em especial ao Departamento de Engenharia Mecânica e ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica.

À CAPES pelo apoio financeiro e incentivo à pesquisa.

À Usina Cerradinho Açúcar e Álcool S/A pelo incentivo e apoio técnico.

Aos colegas do LEPTEN pelo prazer da convivência e por todo o auxílio e incentivo.

À toda minha família pelo incentivo e apoio aos meus estudos.

Quem, de três milênios,
Não é capaz de se dar conta
Vive na ignorância, na sombra,
À mercê dos dias, do tempo.

Johann Wolfgang von Goethe

RESUMO

A fermentação alcoólica é um processo exotérmico e o desempenho da levedura depende da temperatura, assim um sistema de resfriamento capaz de remover o calor liberado durante o processo torna-se necessário. Atualmente, torres de resfriamento são utilizadas no resfriamento das dornas de fermentação. Este sistema tem demonstrado não ser suficiente para manter a temperatura da fermentação em uma faixa ideal, em torno de 32 °C. O presente trabalho propõe uma alternativa de resfriamento do processo fermentativo utilizando um resfriador de absorção de simples efeito de brometo de lítio e água como fluido de trabalho, movido por uma fonte de energia residual dos processos da indústria sucroenergética. Considerando que existe uma integração energética entre os processos de produção de açúcar, etanol e energia, um sistema de resfriamento capaz de manter a temperatura próxima do ideal pode contribuir para aumentar a eficiência energética. O objetivo deste trabalho é modelar, simular e analisar o comportamento dinâmico do resfriador de absorção e da fermentação alcoólica. Os modelos do resfriador de absorção e da fermentação alcoólica em regime transiente foram desenvolvidos e simulados utilizando o programa MATLAB® R2008a. Os resultados demonstram o grande potencial da utilização do resfriador de absorção no resfriamento da fermentação alcoólica. A introdução de um resfriador de absorção permitiu uma redução da temperatura média da fermentação de 2,4 °C, conferindo assim um aumento da produtividade em etanol de 0,3 kg m⁻³ h⁻¹ e um aumento da eficiência da fermentação de 2,8 %. A concentração de etanol teve um aumento de 2,6 kg m⁻³, ou seja, a produção de etanol aumentou cerca de 2,3 m³ a cada processo fermentativo com a utilização do resfriador de absorção. Com um sistema de resfriamento mais eficiente, a fermentação pode ser otimizada através do aumento da concentração de substrato na alimentação do fermentador. Por conseguinte, a relação entre a energia renovável produzida no setor sucroenergético e a energia fóssil utilizada durante o processo deve aumentar, contribuindo para o desenvolvimento e o crescimento do país.

Palavras-chave: refrigeração por absorção, fermentação alcoólica

ABSTRACT

Ethanol fermentation is an exothermic process and the yeast kinetics is dependent on temperature. The fermentation process thus requires a refrigeration system to remove the heat released. Currently, cooling towers are used to refrigerate the ethanol fermentation, however this system is not sufficient to maintain the ideal temperature, around 32 °C. This study proposes an alternative cooling system for use in ethanol fermentation employing a single-effect water/lithium bromide absorption chiller as the working fluid, powered by waste heat from sugar and ethanol production processes. Considering that there is energy integration between the production processes, a refrigeration system is needed to keep the fermentation temperature close to the ideal value and increase the energy efficiency. The aim of this study was to model, simulate and analyze the dynamic behavior of an absorption refrigeration system and fermentation process. The dynamic models of the absorption chiller and the fermentation process were applied using the software MATLAB® R2008a. The results of this study demonstrate the potential application of the absorption chiller to refrigerate the fermentation process. The introduction of an absorption chiller allowed a reduction in the average temperature of around 2.4 °C, an increase of around 0.3 kg m⁻³ h⁻¹ in the fermentation productivity and an increase of around 2.8 % in the fermentation efficiency. The final ethanol concentration increased by around 2.6 kg m⁻³, that is, the ethanol production increased by 2.3 m³ for each fermentation process using the absorption chiller. The fermentation process can be optimized by increasing the inlet substrate concentration. This may promote an increase in the energy balance of the ethanol production process by improving the relation between the renewable energy produced in the sugar and ethanol sector and the fossil energy used during the process. All of these advantages contribute to the development and growth of Brazil.

Keywords: absorption refrigeration, ethanol fermentation

LISTA DE FIGURAS

Figura 1	Evolução da moagem brasileira de cana-de-açúcar. Fonte: Elaboração própria baseada em dados do Brasil (2009a)	1
Figura 2	Evolução da produção brasileira de etanol e açúcar. Fonte: Elaboração própria baseada em dados de Brasil (2009a)	3
Figura 3	Fluxograma do processo de produção de etanol, açúcar e energia elétrica	6
Figura 4	Módulo fermentativo da produção de etanol	7
Figura 5	Influência da temperatura T na velocidade específica de crescimento μ_m (SÁNCHEZ <i>et al.</i> , 2004)	8
Figura 6	Dados meteorológicos da região de Ribeirão Preto, SP, no mês de novembro/2010. Fonte: Elaboração própria baseada em dados de Brasil (2010)	10
Figura 7	Fluxograma de distribuição de vapores de processo da indústria sucroenergética	11
Figura 8	Ciclo de refrigeração por compressão mecânica e ciclo de refrigeração por absorção	14
Figura 9	Máquina de refrigeração por absorção em ciclo intermitente	15
Figura 10	Ciclo de refrigeração por absorção de simples efeito	16
Figura 11	Fluxos de calor e trabalho do resfriador de absorção	19
Figura 12	Combinação de uma máquina térmica de Carnot e um refrigerador de Carnot	20
Figura 13	Temperatura de saturação para a solução aquosa de brometo de lítio ($\xi = 55\%$) e da água	21
Figura 14	Diagrama de Dühring do ciclo de refrigeração por absorção de simples efeito	22
Figura 15	Diagrama de fase para a solução aquosa de brometo de lítio	22
Figura 16	Resfriador de absorção de simples efeito tipo <i>Twin Drum</i>	25
Figura 17	Resfriador de absorção de simples efeito tipo <i>Single Drum</i>	26
Figura 18	Máquina de refrigeração por absorção desenvolvida por Ferdinand Carré	30
Figura 19	Esquema do sistema de resfriamento de uma dorna de fermentação	35

Figura 20 Sistema de resfriamento de dornas de fermentação utilizando torre de resfriamento	39
Figura 21 Ciclo de refrigeração por absorção de simples efeito.	42
Figura 22 Esquema do gerador do ciclo de refrigeração por absorção	43
Figura 23 Esquema do condensador do ciclo de refrigeração por absorção	45
Figura 24 Esquema do evaporador do ciclo de refrigeração por absorção	46
Figura 25 Esquema do absorvedor do ciclo de refrigeração por absorção	47
Figura 26 Esquema do trocador de calor intermediário do ciclo de refrigeração por absorção	49
Figura 27 Fluxograma de solução do sistema de fermentação alcoólica com a torre de resfriamento	54
Figura 28 Fluxograma de solução do sistema de fermentação alcoólica com o resfriador de absorção	55
Figura 29 Sistema de refrigeração por absorção e torre de resfriamento	56
Figura 30 Efeito da variação da temperatura da fonte quente T_{11} e da fonte fria T_{17} no coeficiente de performance do resfriador de absorção ($T_{15} = 31\text{ }^{\circ}\text{C}$)	57
Figura 31 Efeito de uma queda abrupta de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ da temperatura da fonte quente T_{11} nas taxas de transferência de calor do resfriador de absorção	58
Figura 32 Efeito de uma queda abrupta de $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ da temperatura da fonte quente T_{11} nas temperaturas do resfriador de absorção	58
Figura 33 Diagrama de Dühring ilustrando os efeitos da queda abrupta da temperatura da fonte quente	59
Figura 34 Efeito da variação de $20\text{ kg}^{-1}\text{s}$ da vazão mássica da fonte quente \dot{m}_{11} no resfriador de absorção	60
Figura 35 Efeito da variação de $5\text{ }^{\circ}\text{C}$ da temperatura de bulbo seco T_{7t} no resfriador de absorção	60
Figura 36 Diagrama de Dühring do aumento repentino da temperatura de bulbo seco	61
Figura 37 Efeito de um aumento de $5\text{ }^{\circ}\text{C}$ na temperatura da água fria T_{17}	62
Figura 38 Diagrama de Dühring do aumento repentino da temperatura da água fria	62
Figura 39 Sistema de resfriamento de dornas de fermentação utilizando torre de resfriamento	63
Figura 40 Influência da temperatura na eficiência da fermentação e na produtividade em etanol	64
Figura 41 Superfície de resposta da produtividade em etanol da fermen-	

tação alcoólica	65
Figura 42 Superfície de resposta da taxa de transferência de calor média liberada durante a fermentação alcoólica	65
Figura 43 Produtividade em etanol e taxa de transferência de calor liberada em função da vazão de alimentação do mosto	66
Figura 44 Perfis de concentração de levedura (X), substrato (S), etanol (E) e temperatura do meio fermentativo (T_1) durante a fermentação alcoólica utilizando apenas a torre de resfriamento	67
Figura 45 Taxas de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo e retirada pela torre de resfriamento	68
Figura 46 Sistema de resfriamento do processo fermentativo com resfriador de absorção	69
Figura 47 Perfis de concentração de levedura, substrato, etanol e temperatura do meio fermentativo durante a fermentação alcoólica utilizando o resfriador	70
Figura 48 Taxa de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo e calor retirado pelo resfriador	70
Figura 49 Taxas de transferência de calor do resfriador	71
Figura 50 Concentrações de brometo de lítio da solução fraca e da solução forte ao longo do processo fermentativo	72
Figura 51 Diagrama de Dühring do resfriador no início e no final do processo fermentativo	73
Figura 52 Temperatura dos componentes internos do resfriador de absorção - gerador, condensador, evaporador e absorvedor	73
Figura 53 Produtividade em etanol e temperatura do meio fermentativo com a torre de resfriamento e com o resfriador	75
Figura 54 Eficiência da fermentação e concentração de etanol com a torre de resfriamento e com o resfriador	76
Figura 55 Comportamento da concentração de substrato da fermentação com a torre de resfriamento e com o resfriador	76
Figura 56 Variação da concentração de entrada de substrato durante a fermentação alcoólica com o resfriador	77
Figura 57 Perfis de concentração de levedura, substrato, etanol e temperatura do meio fermentativo durante a fermentação alcoólica com o resfriador e para concentração de entrada de substrato de $250 \text{ kg}^{-3}\text{m}$..	78
Figura 58 Taxa de transferência de calor durante a fermentação alcoólica com o resfriador e para concentração de entrada de substrato de $250 \text{ kg}^{-3}\text{m}$	78

Figura 59 Diagrama de Dühring do resfriador no estado inicial e final do processo fermentativo para uma concentração de entrada de substrato de $250 \text{ kg}^{-3}\text{m}$	79
Figura 60 Entalpia da solução aquosa de brometo de lítio	92
Figura 61 Temperatura da solução aquosa de brometo de lítio.....	93
Figura 62 Massa específica da solução aquosa de brometo de lítio.....	95
Figura 63 Calor específico da solução aquosa de brometo de lítio	96

LISTA DE TABELAS

Tabela 1	Volume específico dos fluidos antes e depois do processo de absorção.....	18
Tabela 2	Coefficientes de performance médios para diferentes sistemas de refrigeração (HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996; ASHRAE, 2001; RADERMACHER, 2008).....	18
Tabela 3	Coefficientes da Equação 2.6 para o cálculo da curva de cristalização para diferentes intervalos de temperatura.....	23
Tabela 4	Fabricantes e fornecedores de tecnologia de máquinas de refrigeração por absorção.....	32
Tabela 5	Dados fermentativos coletados na Usina Cerradinho Açúcar e Álcool S/A.....	37
Tabela 6	Parâmetros cinéticos da <i>Saccharomyces cerevisiae</i> em função da temperatura (ATALA <i>et al.</i> , 2001).....	38
Tabela 7	Dados de entrada da simulação da torre de resfriamento.....	40
Tabela 8	Dados de entrada da simulação do resfriador de absorção (equipamento da Thermax, modelo HL 80A TH).....	43
Tabela 9	Temperaturas e umidade relativa iniciais do sistema de refrigeração por absorção.....	56
Tabela 10	Resultados das fermentações para diferentes condições.....	68
Tabela 11	Resultados do processo fermentativo utilizando a torre de resfriamento e o resfriador de absorção.....	74
Tabela 12	Resultados do processo fermentativo com o resfriador para uma concentração de entrada de substrato de 200 e 250 kg ⁻³ m.....	80
Tabela 13	Parâmetros da Equação A.1 para o cálculo da entalpia.....	91
Tabela 14	Parâmetros da Equação A.2 para o cálculo da entalpia.....	93
Tabela 15	Coefficientes das Equações A.3 e A.4 para o cálculo da temperatura.....	94
Tabela 16	Parâmetros da Equação A.6 para o cálculo do calor específico.....	96

LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolos Gerais

A	Área	[m ²]
COP	Coefficiente de performance	[-]
C_p	Calor específico	[kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]
E	Concentração de etanol	[kg m ⁻³]
\dot{F}	Vazão de alimentação do mosto na dorna	[m ³ h ⁻¹]
g	Aceleração da gravidade	[m s ⁻²]
h	Entalpia específica	[kJ kg ⁻¹]
H	Entalpia	[kJ]
K_i	Constante de inibição de substrato	[m ³ kg ⁻¹]
K_S	Constante de saturação de substrato	[kg m ⁻³]
\dot{m}	Vazão mássica	[kg s ⁻¹]
M	Massa	[kg]
m_E	Coefficiente de produção de etanol	[kg kg ⁻¹ h ⁻¹]
m_X	Coefficiente de manutenção	[kg kg ⁻¹ h ⁻¹]
M_w	Massa molecular	[kg kmol ⁻¹]
n	Coefficiente de inibição de etanol	[-]
NTU	Número de unidades de transferência	[-]
P	Pressão	[kPa]
pr	Produtividade	[kg m ⁻³ h ⁻¹]
Q	Calor	[kJ]
\dot{Q}	Taxa de transferência de calor	[kW]
s	Entropia	[kJ kg ⁻¹ K ⁻¹]
S	Concentração de substrato	[kg m ⁻³]
t	Tempo	[h]
T	Temperatura	[°C]
U	Coefficiente global de transferência de calor	[kW m ⁻² K ⁻¹]
v	Volume específico	[m ³ kg ⁻¹]
V	Velocidade	[m s ⁻¹]
\dot{V}	Vazão volumétrica	[m ³ s ⁻¹]
x	Fração molar de brometo de lítio	[-]
X	Concentração de levedura	[kg m ⁻³]
W	Trabalho	[kJ]

\dot{W}	Potência	[kW]
y	Altura	[m]
Y	Fator de conversão	[kg kg ⁻¹]

Símbolos Gregos

Δ	Variação	[-]
η	Eficiência	[%]
ε	Efetividade	[-]
μ	Velocidade específica de crescimento celular	[h ⁻¹]
ω	Relação de calor específico	[-]
ϕ	Umidade relativa	[%]
ρ	Massa específica	[kg m ⁻³]
ξ	Concentração mássica de brometo de lítio	[%]

Subscritos

a	Absorvedor
abs	Resfriador de absorção
ar	Ar
c	Condensador
ca	Carnot
cr	Cristalização
$crit$	Crítico
d	Morte
e	Evaporador
E	Etanol
f	Fermentação
fhx	Trocador de calor da fermentação
g	Gerador
H_2O	Água
$high$	Alta
hx	Trocador de calor
inl	Entrada
l	Líquido
$LiBr$	Brometo de lítio
lm	Logarítmico
low	Baixa
max	Máximo
o	Externo
out	Saída
r	Refrigerante
rej	Rejeitado

<i>S</i>	Substrato
<i>st</i>	Forte
<i>tr</i>	Torre de resfriamento
<i>v</i>	Vapor
<i>X</i>	Célula
<i>w</i>	Água
<i>wb</i>	Bulbo úmido
<i>wk</i>	Fraca

SUMÁRIO

1	Introdução	1
2	Descrição do Processo	5
2.1	Indústria Sucroenergética	5
2.1.1	Geração e Distribuição de Vapor	9
2.1.2	Disponibilidade de Fontes Quentes de Energia	12
2.1.2.1	Água Condensada Contaminada	12
2.1.2.2	Vinhaça	12
2.1.2.3	Vapor de <i>flash</i>	13
2.2	Refrigeração por Absorção	14
2.2.1	Princípio Físico	14
2.2.2	Descrição do Ciclo	16
2.2.3	Análise do Ciclo de Absorção	18
2.2.3.1	Coeficiente de Performance	18
2.2.3.2	Cristalização	20
2.2.4	Resfriadores de Absorção Comerciais	24
2.2.4.1	<i>Twin Drum</i>	24
2.2.4.2	<i>Single Drum</i>	25
3	Revisão Bibliográfica	27
3.1	Fermentação	27
3.2	Sistemas de Resfriamento do Processo Fermentativo	28
3.3	Torre de Resfriamento	29
3.4	Resfriador de Absorção	30
4	Modelagem Matemática	35
4.1	Fermentação Alcoólica	35
4.2	Torre de Resfriamento	39
4.3	Ciclo de Absorção	41
4.3.1	Hipóteses	41
4.3.2	Gerador	42
4.3.3	Condensador	45
4.3.4	Evaporador	46
4.3.5	Absorvedor	47
4.3.6	Trocador de Calor Intermediário	49

4.3.7	Bomba de Solução	50
4.3.8	Válvulas de Expansão	50
5	Resultados	53
5.1	Resfriador de absorção	53
5.2	Fermentação alcoólica	63
5.3	Fermentação alcoólica utilizando resfriador de absorção no sistema de resfriamento	69
6	Conclusões e Sugestões	81
	Referências Bibliográficas	85
	Apêndice A Propriedades da Solução Aquosa de Brometo de Lítio	91
A.1	Entalpia	91
A.2	Temperatura	92
A.3	Massa Específica	94
A.4	Calor Específico	94

1 INTRODUÇÃO

O interesse mundial em diminuir a dependência dos combustíveis fósseis e diversificar a matriz energética para diminuir o aquecimento global, tem despertado o interesse pelos biocombustíveis, em especial o etanol brasileiro produzido a partir da cana de açúcar.

A indústria sucroenergética tem se constituído como um dos principais setores produtivos nacionais. A produção brasileira de etanol, açúcar e energia elétrica a partir da cana de açúcar se consolida mundialmente devido a sua alta competitividade e eficiência industrial. Atualmente existem 434 usinas em operação no Brasil, contribuindo para uma moagem de cana de açúcar de aproximadamente 622,6 milhões de toneladas na safra de 2009/2010, um aumento de 12,6 % em relação à safra anterior (BRASIL, 2009a), como mostra a Figura 1.

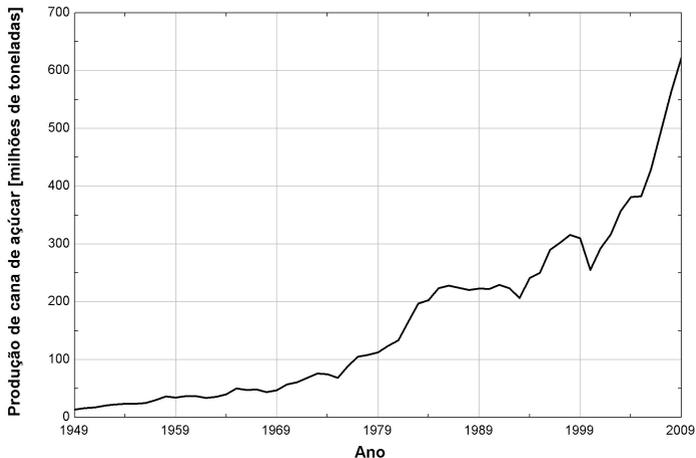


Figura 1 – Evolução da moagem brasileira de cana-de-açúcar. Fonte: Elaboração própria baseada em dados do Brasil (2009a)

A relação entre a energia renovável produzida no setor sucroenergético brasileiro e a energia fóssil utilizada durante o processo é de 8,9 para o etanol de cana de açúcar. O etanol de milho produzido em terras norte americanas resulta em uma relação na faixa de 1,5. O etanol de beterraba branca ou trigo produzido na Alemanha e em alguns países europeus resulta em uma relação de 2,0. Já o etanol de sorgo produzido na África apresenta uma relação de 4,0. O grande motivo para esta diferença na relação de energia é que a indústria sucroenergética brasileira utiliza o bagaço de cana para a produção da energia necessária para o ciclo térmico e para a produção de etanol, açúcar e energia elétrica (UNICA, 2007).

A indústria sucroenergética nacional apresenta uma grande flexibilidade no seu *mix* de produção, podendo produzir mais etanol ou mais açúcar de acordo com a demanda. Na safra de 2008/2009, 61 % da cana de açúcar foi destinada para a produção de etanol, enquanto o restante foi utilizado para a produção de açúcar (BRASIL, 2009a).

O setor sucroenergético é auto-suficiente em energia elétrica gerada a partir da queima do bagaço e da palha de cana. Aproximadamente um terço da energia elétrica gerada é consumida nos processos industriais e o excedente é comercializado e distribuído às concessionárias de serviços elétricos. Em 2009, a oferta interna de energia elétrica proveniente da biomassa (bagaço de cana, lenha e outras recuperações) foi de 5,4 %, apresentando um aumento de 4,1 TWh em relação à 2008 (EPE, 2010). Segundo as estimativas de Brasil (2007), o setor sucroenergético brasileiro poderá produzir cerca de 33,5 TWh de energia elétrica em 2030, representando 2,9 % da matriz energética nacional.

A evolução da produção brasileira de etanol e açúcar é apresentada na Figura 2, mostrando na safra 2009/2010 uma produção de 26 bilhões de litros de etanol e 33 milhões de toneladas de açúcar (BRASIL, 2009a). Em 2003, com o início da produção e comercialização dos automóveis bicombustíveis no mercado brasileiro, chamados de *flex-fuel*, e devido a boa aceitação pelos consumidores, a participação nas vendas de automóveis e comerciais leves *flex-fuel* chegou a 84,0 % em 2009 (ANFAVEA, 2010), gerando então uma expansão na indústria sucroenergética brasileira, consolidando-a economicamente e alcançando indicadores positivos de sustentabilidade ambiental. O etanol passou à condição de *commodity* energética a partir de 2004.

Com isto, o setor sucroenergético se consolida como um dos principais setores nacionais, contribuindo para o desenvolvimento e o crescimento do país.

Investimentos em soluções mais modernas e tecnológicas propiciam ao setor sucroenergético um aumento do aproveitamento energético, ocasionando uma maior produção industrial e um aumento da eficiência global do

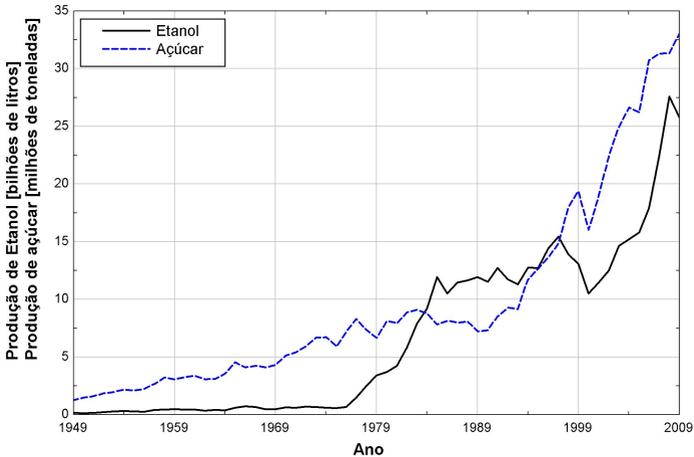


Figura 2 – Evolução da produção brasileira de etanol e açúcar. Fonte: Elaboração própria baseada em dados de Brasil (2009a)

processo. Diversos estudos tecnológicos estão sendo realizados, contribuindo assim para o desenvolvimento de setor sucroenergético.

No presente trabalho é apresentada uma análise do processo de resfriamento das dornas de fermentação nas usinas produtoras de etanol com uma nova alternativa de resfriamento, baseado em sistemas de refrigeração por absorção. Sistemas de absorção utilizam uma fonte de energia quente para produzir uma capacidade de refrigeração. Pode-se obter esta fonte quente através de diferentes processos: energia solar, gás (GN ou GLP), energia geotérmica ou calores residuais industriais. O principal e mais importante nicho de mercado para estes sistemas é o reaproveitamento de calores residuais na indústria.

O Algoritmo de simulação foi desenvolvido utilizando as rotinas do *software* MATLAB[®] R2008a, com uma subrotina de soluções de equações não lineares utilizando o método de Levenberg-Marquardt e outra subrotina para a solução de equações diferenciais utilizando o método de Dormand-Prince e Runge-Kutta.

O presente trabalho é estruturado como segue.

No Capítulo 2 são apresentados os conceitos fundamentais do processo fermentativo e do sistema de refrigeração. São descritos os conceitos básicos da fermentação alcoólica e do sistema de refrigeração por absorção, bem como os fundamentos de torres de resfriamento. As fontes quentes de

energia disponíveis no setor sucroenergético são analisadas neste capítulo.

Uma revisão bibliográfica do processo de fermentação alcoólica e do ciclo de refrigeração por absorção é apresentada no Capítulo 3. Além disso, no capítulo é apresentada uma revisão de sistemas de resfriamento do processo fermentativo.

No Capítulo 4 é apresentada a modelagem matemática utilizada na simulação de resfriamento do processo fermentativo. Os modelos termodinâmicos e cinéticos da refrigeração por absorção e da fermentação alcoólica são detalhados.

Os resultados das simulações da refrigeração do processo fermentativo são apresentados no Capítulo 5. A análise e os resultados da simulação da fermentação alcoólica e da refrigeração por absorção são apresentados no capítulo.

Finalmente, no Capítulo 6 são apresentadas as conclusões do trabalho.

As propriedades termodinâmicas da solução aquosa de brometo de lítio são apresentadas no Apêndice A.

2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

2.1 INDÚSTRIA SUCROENERGÉTICA

O fluxograma de produção de etanol, açúcar e energia elétrica é apresentado na Figura 3. O processo industrial se inicia com a recepção da cana de açúcar, onde os processos de lavagem e preparo da cana de açúcar são efetuados. Em seguida, o caldo é extraído através da moagem da cana de açúcar, tendo o bagaço de cana como subproduto. O bagaço de cana segue para a caldeira, onde vapor de alta pressão é gerado e é utilizado para a geração de energia elétrica em turbinas a vapor e geradores.

O caldo é tratado através de diversos processos visando a eliminação de impurezas. Parte do caldo segue para a produção de açúcar e o restante para a produção de etanol. Para o processo de produção de açúcar, o caldo tratado é previamente concentrado pelo processo de evaporação, utilizando evaporadores de múltiplos efeitos, obtendo-se então os vapores vegetais e uma solução denominada xarope.

O xarope segue para o processo de cozimento obtendo uma solução supersaturada, denominado de massa cozida, na qual a sacarose começa a cristalizar. Nos cristalizadores, a cristalização da sacarose é finalizada através de seu resfriamento e agitação. Após o processo de secagem, o açúcar obtido é então envasado e comercializado. O melaço obtido como subproduto do processo de cristalização é também utilizado como matéria prima para o processo de obtenção de etanol.

Para a produção de etanol, o caldo segue para o preparo do mosto, onde a concentração de açúcar ideal para o processo fermentativo é atingida. O mosto é enviado à fermentação, que é um processo bioquímico exotérmico, onde ocorre a produção de etanol a partir da sacarose contida no caldo ou melaço, através de uma sequência de reações catalizadas por enzimas produzidas pelas leveduras do gênero *Saccharomyces cerevisiae*. O caldo fermentado obtido ao final da fermentação é denominado de vinho.

O modo de operação do processo fermentativo mais utilizado nas indústrias sucroenergéticas brasileiras é o sistema de batelada alimentada *Melle-*

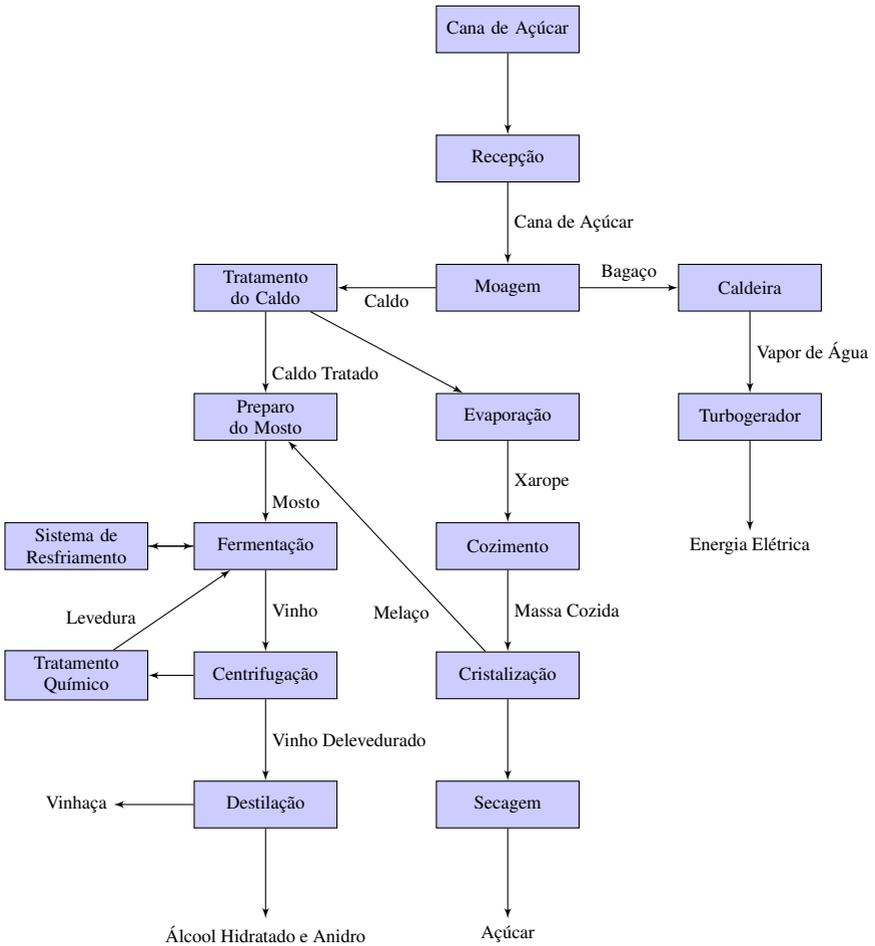


Figura 3 – Fluxograma do processo de produção de etanol, açúcar e energia elétrica

Boinot, caracterizado pela contínua alimentação de mosto até o completo enchimento da dorna e pela recuperação da levedura através da centrifugação do vinho. A dorna de fermentação é alimentada com mosto por um período de seis a dez horas e o calor liberado durante o processo é removido através de um trocador de calor tipo placas, que é resfriado através de um sistema de refrigeração, conforme apresentado na Figura 4.

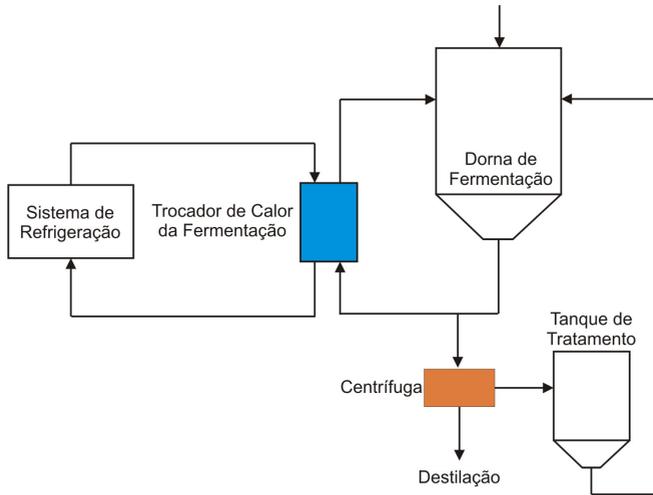
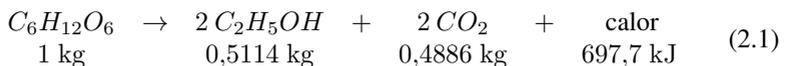


Figura 4 – Módulo fermentativo da produção de etanol

O vinho obtido ao final da fermentação é então centrifugado e a levedura é recuperada, tratada através de um tratamento ácido e reutilizada em uma nova batelada alimentada. O vinho delevedurado segue para o processo de destilação para a recuperação do etanol, tendo a vinhaça como resíduo que é utilizado na fertirrigação da lavoura de cana de açúcar.

Embora o processo fermentativo seja complexo, a reação da fermentação em condições anaeróbicas pode ser representada pela Equação 2.1, cuja estequiometria mostra que a partir de 1 kg de glicose são produzidos 0,5114 kg de etanol. Cerca de 49 % em massa de glicose é convertida em dióxido de carbono. Portanto, o fator de conversão de açúcar em etanol baseado na reação teórica é de 51,14 %. Calor é liberado na proporção de 697,7 kJ por quilograma de glicose consumida (ALBERS *et al.*, 2002), conforme a reação a seguir.



A levedura é um microorganismo termolábel e seu desempenho depende da temperatura. Estudos demonstram que a temperatura ideal da fermentação para uma alta produtividade e viabilidade celular se encontra na faixa de 30 a 33 °C (PHISALAPHONG; SRIRATTANA; TANTHAPANICHAKOON, 2006). Na Figura 5, é apresentado o perfil da velocidade específica de crescimento celular em relação à temperatura. Um pequeno desvio na temperatura afeta o desempenho da levedura e o comportamento cinético da fermentação, ocasionando mudanças na produtividade e no rendimento em etanol. Sánchez *et al.* (2004) encontraram uma temperatura ideal de aproximadamente 32,5 °C para a produção de etanol utilizando a levedura do gênero *Pachysolen tannophilus*. O risco da contaminação bacteriana e da interrupção do processo fermentativo é muito elevado para temperaturas acima da faixa de 33 – 35 °C, uma vez que as membranas celulares das leveduras tornam-se menos seletivas, liberando substratos mais adequados às bactérias.

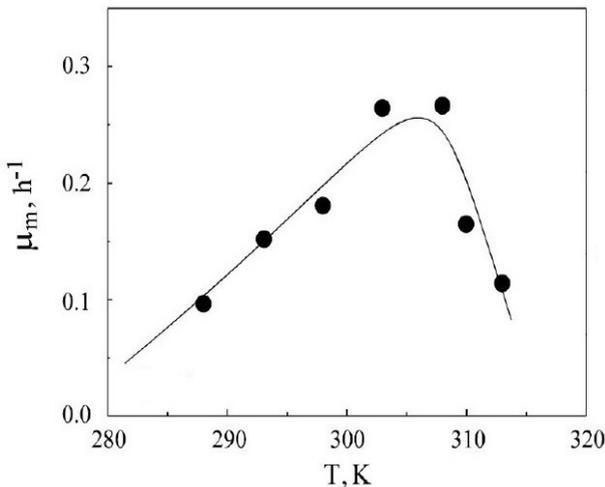


Figura 5 – Influência da temperatura T na velocidade específica de crescimento μ_m (SÁNCHEZ *et al.*, 2004)

As indústrias sucroenergéticas brasileiras têm tradicionalmente utilizado torres de resfriamento para resfriar o meio fermentativo. A temperatura em uma dorna de fermentação típica para a produção de etanol varia de 33,5 a 35 °C, devido às flutuações na temperatura decorrente da torre de resfriamento, cujo funcionamento está sujeito às condições climáticas (RIVERA *et al.*, 2006; MAGAZONI *et al.*, 2010). Na maioria das indústrias que apresentam um sistema de resfriamento deficiente, a temperatura da fermentação pode che-

gar a 40 °C. Em muitos casos, estas torres formam uma espécie de central de resfriamento de fluidos provenientes de diversos equipamentos. No setor sucroenergético, as torres de resfriamento são usualmente utilizadas para resfriar o processo fermentativo e as unidades de sistemas de geração de energia (turbina, redutor e gerador).

Torres de resfriamento são equipamentos utilizados para remoção de calor de um processo industrial, rejeitando calor para o ambiente pelo contato direto do ar com a água, onde ocorre um processo combinado de troca de calor e massa (STOECKER; JONES, 1985). O processo de resfriamento acontece devido à transferência de calor latente da vaporização de uma pequena parte de água e da transferência de calor sensível devido à diferença de temperatura entre a água e o ar (aumento da temperatura do ar).

A Figura 6 apresenta a variação diária e mensal da temperatura de bulbo seco para a região de Ribeirão Preto, São Paulo. Observa-se a grande variação da temperatura atmosférica, o que ocasiona mudanças no valor da temperatura da água.

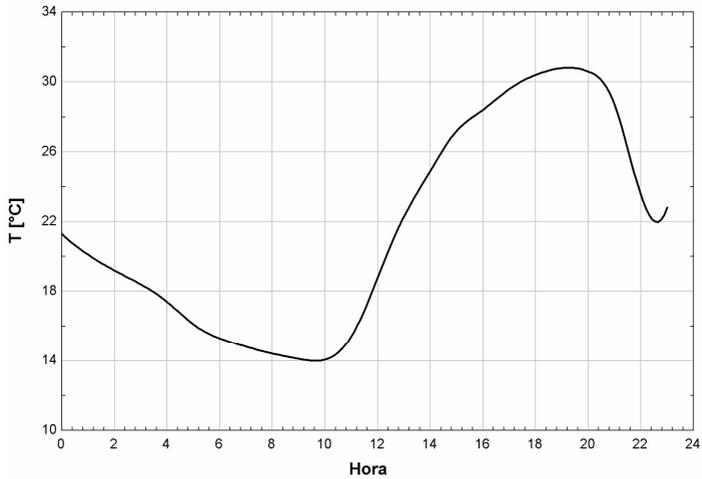
A fim de minimizar os efeitos de oscilações da temperatura da água da torre de resfriamento e garantir uma menor temperatura no processo fermentativo, uma nova alternativa de resfriamento é proposta. Sistemas de refrigeração por absorção utilizam fontes quentes para gerar uma capacidade de refrigeração suficiente para diminuir a temperatura do meio fermentativo e conseqüentemente aumentar a eficiência do processo industrial.

A geração e distribuição de vapor de uma usina sucroenergética padrão é apresentada na Subseção 2.1.1. Os calores residuais disponíveis na indústria sucroenergética são discutidos na Subseção 2.1.2. Eles podem ser utilizados como fonte quente nos resfriadores de absorção. Na Seção 2.2 é apresentada a teoria básica de sistemas de refrigeração por absorção de simples efeito.

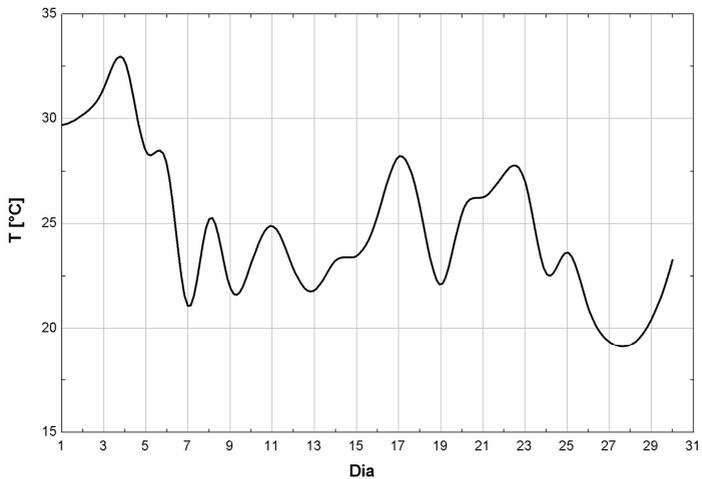
2.1.1 GERAÇÃO E DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR

O fluxograma de geração e distribuição de vapores de processo em uma indústria sucroenergética padrão é apresentado na Figura 7. O bagaço de cana, subproduto da moagem da cana de açúcar, segue para a caldeira, onde vapor de alta pressão é gerado e utilizado para a geração de energia elétrica em turbinas a vapor e geradores e para o acionamento mecânico em turbinas a vapor de moendas, bombas de água, exaustores e outros. O vapor de escape das turbinas a vapor é utilizado como fonte básica de energia ao longo do processo de fabricação de açúcar e etanol, como a destilação, desaeração e evaporação.

O caldo proveniente do processo de tratamento é previamente concentrado pelo processo de evaporação, utilizando evaporadores de múltiplos



(a) Variação diária da temperatura de bulbo seco



(b) Variação típica mensal da temperatura de bulbo seco

Figura 6 – Dados meteorológicos da região de Ribeirão Preto, SP, no mês de novembro/2010. Fonte: Elaboração própria baseada em dados de Brasil (2010)

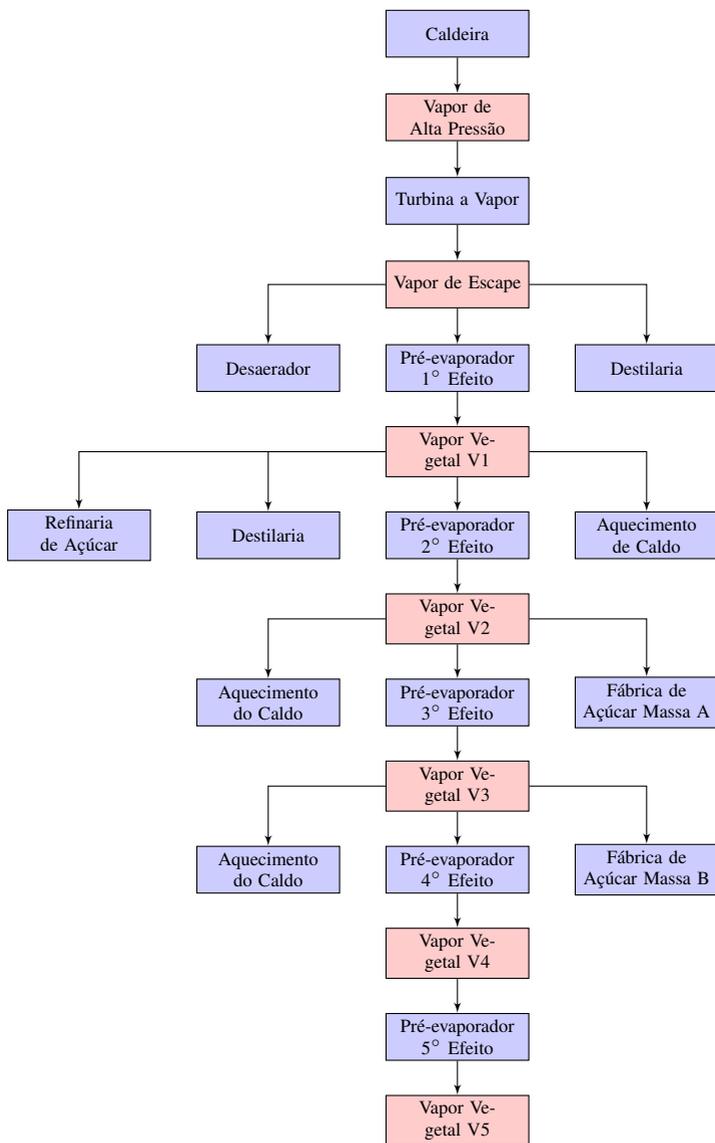


Figura 7 – Fluxograma de distribuição de vapores de processo da indústria sucroenergética

efeitos, obtendo-se então os vapores vegetais e uma solução chamada de xarope. O vapor vegetal V1, proveniente do pré-evaporador de primeiro efeito, é utilizado no pré-evaporador de segundo efeito, no aquecimento de caldo, na refinaria de açúcar e na coluna de destilação para a obtenção de etanol. No pré-evaporador de segundo efeito há novamente evaporação de água e o seu vapor é utilizado nos processos subsequentes de concentração do caldo. Os vapores vegetais são utilizados em diversos processos da produção de açúcar e etanol como aquecimento do caldo, destilação, desaeração e outros.

2.1.2 DISPONIBILIDADE DE FONTES QUENTES DE ENERGIA

As fontes quentes de energia residuais do setor sucroenergético, tais como a água condensada contaminada, a vinhaça e o vapor de *flash*, são originárias de diversos processos industriais. Estas fontes de energia são discutidas nas subseções a seguir.

2.1.2.1 ÁGUA CONDENSADA CONTAMINADA

Durante o processo de produção de açúcar e etanol, o caldo tratado é previamente concentrado pelo processo de evaporação utilizando evaporadores de múltiplos efeitos. O vapor de escape das turbinas a vapor utilizado para concentrar o caldo é condensado durante o processo de evaporação, sendo posteriormente chamado de água condensada contaminada.

Atualmente, a água condensada contaminada é utilizada em diversos processos industriais: alimentação de caldeiras após um processo de tratamento, embebição do bagaço no processo de moagem, lavagem da torta do filtro, lavagem das centrífugas, diluição de compostos da fábrica de açúcar e outros. A temperatura típica desta água é de 96 °C e a vazão mássica depende das condições operacionais da usina de açúcar e álcool.

Portanto, apesar de a água condensada contaminada ser utilizada em outros processos industriais, ela pode ser reaproveitada como fonte quente nos resfriadores de absorção.

2.1.2.2 VINHAÇA

Outra fonte quente disponível na indústria sucroenergética é a vinhaça, subproduto do processo de destilação. A temperatura usual da vinhaça é de 80 °C e sua vazão depende da quantidade de etanol que a indústria sucroenergética produz e o teor alcoólico do vinho. Segundo Camargo *et al.* (1990), a produção específica de vinhaça está na faixa de 12 a 14 m³ de vinhaça para cada metro cúbico de etanol produzido.

Atualmente, a vinhaça é utilizada na fertirrigação da lavoura de cana de açúcar. Fertirrigação é um processo conjunto de irrigação e adubação, utilizando a própria água de irrigação para conduzir e distribuir o adubo na lavoura.

Processos mais modernos como a concentração de vinhaça através de evaporadores de múltiplo efeito tipo *falling film* estão sendo utilizados pelo setor sucroenergético. Os concentradores utilizam vapor do processo de evaporação para concentrar e diminuir o volume de vinhaça, sendo em seguida enviada para as lavouras de cana de açúcar. A concentração da vinhaça visa essencialmente viabilizar a fertirrigação de áreas de plantio de cana mais afastadas da usina, evitando um gasto maior com o transporte da vinhaça.

A vinhaça também pode ser utilizada no processo de biodigestão anaeróbica. Este processo propicia uma diminuição da carga de matéria orgânica da vinhaça com a utilização de reatores anaeróbicos, gerando biogás e vinhaça biodigerida com reduzida carga orgânica. Mais que um sistema de tratamento da vinhaça, a biodigestão anaeróbica é um processo de obtenção de energia com a utilização do biogás, que é rico em metano (BRASIL, 2009b).

A produtividade do processo de biodigestão é profundamente afetada pela temperatura do sistema, sendo que temperaturas elevadas aceleram as reações microbiológicas e diminuem o tempo de retenção hidráulica da vinhaça (CORTEZ; FREIRE; ROSILLO-CALLE, 1996; GRANATO, 2003). Assim, a temperatura da vinhaça no início do processo de biodigestão precisa ser alta.

Portanto, a vinhaça está sendo utilizada em outros processos industriais, o que inviabiliza o reaproveitamento de sua energia residual.

2.1.2.3 VAPOR DE *FLASH*

O vapor de *flash* é outra fonte quente disponível na indústria sucroenergética. Este vapor é gerado no balão de *flash* durante o tratamento do caldo proveniente do processo de moagem, onde há a remoção de gases não condensáveis que prejudicam o processo de decantação.

A vazão de vapor de *flash* pode ser calculada utilizando as equações de conservação de massa e energia e sua temperatura típica no setor sucroenergético é de 100 °C. Considerando que o caldo tenha uma temperatura de 105 °C, a porcentagem de vapor de *flash* evaporado é de 0,94 %.

O vapor de *flash* é saturado e qualquer perda de calor pode ocasionar a sua condensação. Portanto, o reaproveitamento de sua energia residual deve ser realizada em trocadores de calor localizados próximos ao balão de *flash*. Apesar da vazão ser muito pequena, o vapor de *flash* pode ser utilizado como fonte de calor complementar no sistema de resfriamento do processo fermentativo com a utilização de máquinas de refrigeração por absorção.

2.2 REFRIGERAÇÃO POR ABSORÇÃO

O ciclo de refrigeração por absorção se assemelha ao ciclo de refrigeração por compressão mecânica. Ao invés da utilização de um compressor mecânico, os sistemas de absorção utilizam um compressor termoquímico, formado por dois grandes componentes (gerador e absorvedor). Na Figura 8, estão ilustrados os dois ciclos de refrigeração. Enquanto que o sistema de refrigeração por absorção utiliza uma fonte de calor para o seu funcionamento, o sistema tradicional de compressão de vapor necessita de energia elétrica.

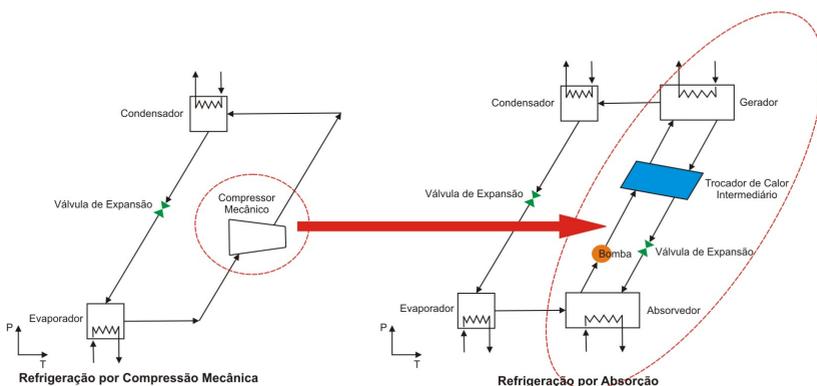


Figura 8 – Ciclo de refrigeração por compressão mecânica e ciclo de refrigeração por absorção

2.2.1 PRINCÍPIO FÍSICO

Basicamente, o princípio de uma máquina de refrigeração por absorção com ciclo intermitente está baseado na diferença das condições de equilíbrio entre a fase líquida da solução aquosa de brometo de lítio e a fase gasosa da substância refrigerante (água). A substância absorvente precisa ser menos volátil que o refrigerante para que uma máquina de refrigeração por absorção possa operar.

Na Figura 9, é ilustrada uma máquina de refrigeração por absorção em ciclo intermitente. O recipiente 1 contém uma solução de refrigerante (R) e absorvente (A) e o recipiente 2 está cheio com refrigerante puro. Uma hipótese adotada é considerar que a concentração de absorvente no recipiente 1 é quase constante (por exemplo 50 % de brometo de lítio). Quando a válvula entre os recipientes é fechada, eles estão na mesma temperatura ambiente (30 °C) e a pressão no recipiente 2 (4,25 kPa) é maior do que no recipiente

1 (1,18 kPa), ou seja, a quantidade de vapor de refrigerante do recipiente 2 é maior do que no recipiente 1.

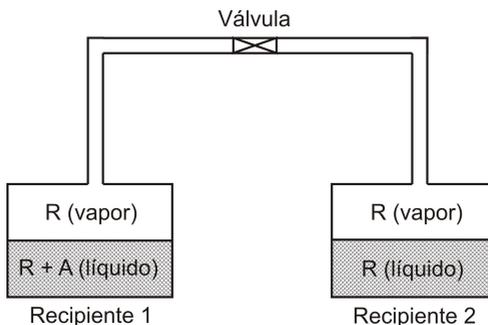


Figura 9 – Máquina de refrigeração por absorção em ciclo intermitente

Quando a válvula é aberta, o vapor de refrigerante vai do recipiente 2 para o 1, devido à diferença de pressão (3,07 kPa). O vapor é absorvido no recipiente 1 pela solução de refrigerante e absorvente. Devido ao calor liberado durante o processo de absorção, a temperatura do recipiente 1 aumenta. O processo inverso acontece no recipiente 2, cuja temperatura diminui, devido ao calor de evaporação. Finalmente, a pressão de vapor se iguala nos dois recipientes. Este processo é chamado de refrigeração.

Para continuar o processo é necessário levar o sistema à condição inicial. A válvula é novamente fechada e os fluidos dos recipientes 1 e 2 retornam à temperatura ambiente (30 °C). Abrindo a válvula e introduzindo calor no recipiente 1, uma nova pressão de equilíbrio irá ser alcançada. A pressão de vapor no recipiente 1 excederá a pressão de equilíbrio no recipiente 2 e um fluxo de água acontecerá do recipiente 1 para o 2. Se a temperatura do recipiente 1 permanecer constante, o vapor de água proveniente do recipiente 2 condensará e calor será liberado durante o processo (exotérmico). Logo, é necessário retirar o calor de condensação do recipiente 1. Este processo é chamado de regeneração.

O ciclo de refrigeração por absorção intermitente, explicado anteriormente, pode ser utilizado em sistemas de energia solar, nos quais dois reservatórios estão conectados como na Figura 9. Durante o dia, calor é fornecido ao sistema, quando acontece o processo de regeneração. Enquanto que durante a noite, o processo de refrigeração predomina no sistema.

Para Herold, Radermacher e Klein (1996) o ciclo de refrigeração por absorção intermitente pode ser utilizado para a armazenagem de energia através da diferença de potencial químico entre as soluções dos dois recipientes.

Este é o princípio de uma máquina com ciclo de refrigeração por ab-

sorção intermitente, onde existem dois processos distintos: refrigeração e regeneração. O ciclo discutido acima é de construção simples e barata, porém não é aplicado em situações que requerem refrigeração contínua.

2.2.2 DESCRIÇÃO DO CICLO

O ciclo de refrigeração por absorção estudado neste trabalho é representado na Figura 10. O equipamento é um resfriador de absorção de simples efeito tendo como fluido de trabalho uma solução aquosa de brometo de lítio. Ele é composto por cinco trocadores de calor: gerador, absorvedor, evaporador, condensador e trocador de calor intermediário, além de uma bomba de solução e de duas válvulas de expansão.

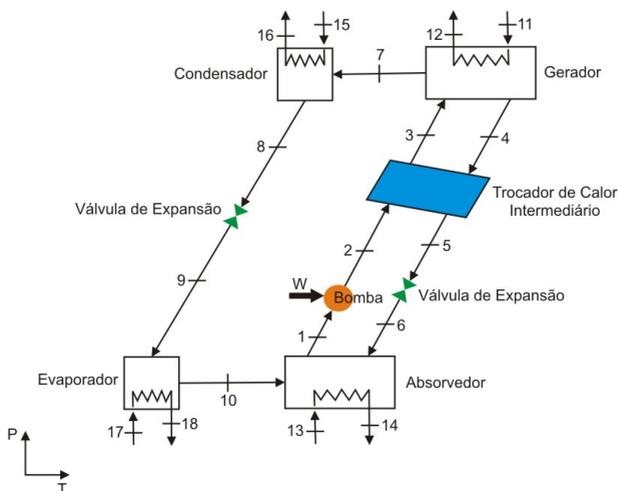


Figura 10 – Ciclo de refrigeração por absorção de simples efeito

O resfriador de absorção proposto opera em dois níveis de pressão. O condensador e o gerador operam em alta pressão, que é determinada pela temperatura de condensação, enquanto que o evaporador e o absorvedor operam em baixa pressão, que é determinada pela temperatura de evaporação. Considerando que existe somente água no condensador e no evaporador, a temperatura de operação destes componentes definem as pressões, por conseguinte as pressões típicas de uma máquina de refrigeração por absorção de brometo de lítio são menores do que a pressão atmosférica (vácuo).

No gerador, a solução aquosa de brometo de lítio diluída (ponto 3) é concentrada através do uso de uma fonte de calor. Quando a solução entra no gerador (ponto 3), ela é chamada de solução fraca de brometo de lítio.

Com a introdução de calor no gerador (ponto 11), parte do refrigerante, água, evapora, tornando a solução aquosa de brometo de lítio mais concentrada. Esta solução é chamada de solução forte de brometo de lítio (ponto 4).

No condensador, o vapor de refrigerante proveniente do gerador (ponto 7) condensa e rejeita calor para a água proveniente de uma torre de resfriamento (ponto 15). Depois do condensador, o líquido condensado (ponto 8) é expandido na válvula de expansão e a sua temperatura diminui. Após a válvula de expansão, o fluido evapora no evaporador, onde calor é retirado do fluido a ser resfriado pela máquina, gerando o fluido frio de interesse no sistema de refrigeração por absorção. As máquinas de refrigeração por absorção reais de brometo de lítio e água não utilizam válvulas de expansão. A própria perda de carga da tubulação já gera a queda de pressão suficiente para que o ciclo de absorção opere.

Após a evaporação do refrigerante, o vapor deixa o evaporador (ponto 10) e é absorvida no absorvedor pela solução forte de brometo de lítio e água, sendo que esta solução tem a facilidade de absorver vapor de água a uma baixa temperatura e alta concentração de brometo lítio, ponto 13 (a quantidade de refrigerante que pode ser absorvida pela solução é inversamente proporcional à temperatura da água). A fenômeno de absorção de água pela solução aquosa de brometo de lítio é um processo exotérmico e requer uma fonte de água fria (usualmente água proveniente de uma torre de resfriamento) para manter a temperatura do absorvedor a mais baixa possível.

Uma bomba é utilizada para elevar a pressão da solução fraca (ponto 1), retornando-a através de um trocador de calor intermediário (ponto 3) para o gerador. O trocador de calor intermediário é um trocador contracorrente, cujo principal objetivo é aumentar o desempenho do ciclo de refrigeração por absorção. Ressalta-se que a bomba de solução utilizada nos resfriadores de absorção utiliza menos energia elétrica que os compressores dos sistemas de refrigeração mecânica.

O processo de compressão dos sistemas de refrigeração por absorção ocorre quando a solução aquosa de brometo de lítio absorve vapor de água proveniente do evaporador, tornando-se uma solução líquida e reduzindo assim o volume específico. Essa característica é observada na Tabela 1, na qual o volume específico da solução aquosa de brometo de lítio (pontos 1 e 6) é menor em comparação ao volume específico do vapor de água (ponto 10).

A temperatura da torre de resfriamento (pontos 13 e 15 da Figura 10) é susceptível às variações sazonais, principalmente no período de baixa umidade relativa do ar, onde a temperatura de bulbo seco é muito maior que a de bulbo úmido. Nessa situação a temperatura de condensação sofre alterações ao trocar calor com a água proveniente das torres de resfriamento, afetando o desempenho do sistema de refrigeração por absorção.

Tabela 1 – Volume específico dos fluidos antes e depois do processo de absorção

Ponto	Fluido	T °C	P kPa	ξ % $_{LiBr}$	v m ³ kg ⁻¹
1	LiBr/Água	33,47	0,685	55,58	$6,16 \cdot 10^{-4}$
6	LiBr/Água	44,47	0,685	59,88	$5,88 \cdot 10^{-4}$
10	Água	1,58	0,685	0	185

2.2.3 ANÁLISE DO CICLO DE ABSORÇÃO

2.2.3.1 COEFICIENTE DE PERFORMANCE

O coeficiente de performance (COP) de um sistema de refrigeração por absorção é dependente das propriedades químicas e termodinâmicas do fluido de trabalho.

O COP das máquinas de refrigeração por absorção é menor que o COP de equipamentos de refrigeração por compressão mecânica (Tabela 2). No entanto o baixo valor do COP do sistema de absorção em relação ao do refrigeração por compressão mecânica não deve ser considerado um fator negativo, pois os coeficientes de performance são definidos diferentemente. O COP do ciclo de compressão mecânica é a relação da capacidade de refrigeração pelo trabalho do compressor utilizado para operar o ciclo. Como a energia na forma de trabalho é mais eficientemente convertida do que a energia na forma de calor, o COP do ciclo de compressão é normalmente superior.

Tabela 2 – Coeficientes de performance médios para diferentes sistemas de refrigeração (HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996; ASHRAE, 2001; RADERMACHER, 2008)

Refrigeração	Fluido	COP
Absorção de simples efeito	LiBr/Água	0,7
Absorção de simples efeito	Amônia/Água	0,6
Absorção de duplo efeito	LiBr/Água	1,2
Absorção de duplo efeito	Amônia/Água	0,8
Compressão mecânica	R134a	3,8
Compressão mecânica	R410A	5,3

No cálculo de um COP realístico de sistemas de compressão mecânica, o consumo de energia primária deve ser considerado. Como esta energia é geralmente oriunda de alguma central térmica, cuja eficiência é da ordem de 40%, o COP global dos resfriadores de compressão mecânica pode se equivar ao COP dos sistemas de refrigeração por absorção. A viabilidade técnica e econômica de sistemas de refrigeração por absorção está intimamente ligada

à fonte quente de calor que alimenta o gerador da máquina. Sistemas que aproveitam fontes quentes residuais em processos industriais são mais economicamente viáveis e sustentáveis que os sistemas que utilizam fontes quentes oriundas da queima de algum combustível.

Durante o estudo de máquinas térmicas de refrigeração é importante analisá-las sob a ótica do ciclo de Carnot de uma bomba de calor para se determinar o maior COP do ciclo operando entre diferentes temperaturas.

Na Figura 11, são mostrados os fluxos de calor e trabalho do sistema de refrigeração por absorção. No sistema foram considerados três temperaturas, a saber: temperatura da água fria a ser resfriada pelo resfriador de absorção (T_e) - fonte fria, temperatura da fonte quente (T_g) e temperatura da torre de resfriamento (T_{ac}). Calores, como o calor da fonte quente (Q_g) e o calor de evaporação (Q_e), são introduzidos no sistema, juntamente com a energia mecânica da bomba (W). O calor da torre de resfriamento (Q_{ac}) é utilizado para retirar calor do sistema de refrigeração por absorção.

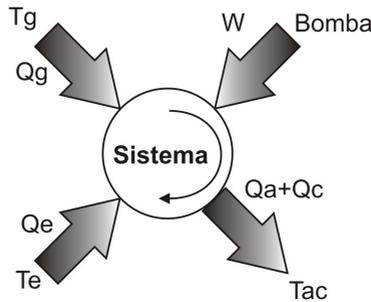


Figura 11 – Fluxos de calor e trabalho do resfriador de absorção

A Primeira e a Segunda Lei da Termodinâmica, expressas pelas Equações 2.2 e 2.3 respectivamente, são utilizadas para determinar a expressão do coeficiente de performance para o ciclo de Carnot, onde as temperaturas são expressas em kelvin. Não se considera o trabalho da bomba de solução \dot{W} pelo fato de o mesmo ser relativamente pequeno.

$$\dot{Q}_e + \dot{Q}_g - \dot{Q}_{ac} = 0 \quad (2.2)$$

$$\Delta s_{total} = -\frac{\dot{Q}_e}{T_e} - \frac{\dot{Q}_g}{T_g} + \frac{\dot{Q}_{ac}}{T_{ac}} = 0 \quad (2.3)$$

Para um ciclo do sistema de refrigeração por absorção, utilizam-se as Equações 2.2 e 2.3 para obter o coeficiente de performance de Carnot, como

segue,

$$COP = \frac{\dot{Q}_e}{\dot{Q}_g} \quad (2.4)$$

$$COP_{ca} = \left(\frac{T_e}{T_{ac} - T_e} \right) \left(\frac{T_g - T_{ac}}{T_g} \right) = COP_{ca;m} \eta_{ca;m} \quad (2.5)$$

Um ciclo de refrigeração por absorção pode ser tratado com uma combinação de uma máquina térmica de Carnot ($\eta_{ca;m}$) e um refrigerador de Carnot ($COP_{ca;m}$). A Figura 12 mostra que o trabalho W gerado na máquina térmica de Carnot (Mt) é utilizado para mover o refrigerador de Carnot (R).

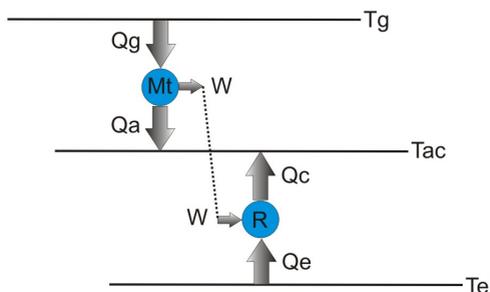


Figura 12 – Combinação de uma máquina térmica de Carnot e um refrigerador de Carnot

Para aumentar o COP de um sistema de refrigeração por absorção, deve-se aumentar a temperatura do evaporador ou a temperatura do gerador, ou em outro sentido, reduzir a temperatura do absorvedor e condensador.

2.2.3.2 CRISTALIZAÇÃO

Um dos grandes problemas operacionais das máquinas de refrigeração por absorção que utilizam a solução aquosa de brometo de lítio como fluido de trabalho é a cristalização, que causa a redução do COP do sistema. Cristalização é um fenômeno que ocorre quando a fração mássica de brometo de lítio excede a solubilidade limite da solução.

No ciclo de absorção de simples efeito é mais usual ocorrer cristalização após a válvula de expansão da solução aquosa de brometo de lítio (ponto 6 da Figura 10), devido a alta concentração de brometo de lítio e a baixa temperatura. O ponto 6 é uma mistura de solução líquida de brometo de lítio e água com vapor de água. Sabe-se que a temperatura de saturação da água é menor que a temperatura de saturação da solução aquosa de brometo de lítio.

Por conseguinte, somente água evapora na válvula de expansão, resultando em um aumento adicional da concentração de brometo de lítio no ponto 6.

A Figura 13 ilustra as curvas da temperatura de saturação da solução aquosa de brometo de lítio e da água. Nota-se que para qualquer pressão de operação do ciclo de refrigeração, a temperatura de saturação da água é sempre menor que a temperatura de saturação da solução aquosa de brometo de lítio.

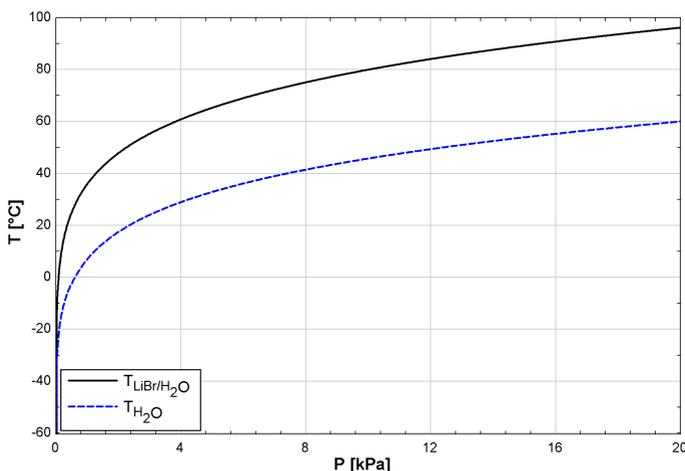


Figura 13 – Temperatura de saturação para a solução aquosa de brometo de lítio ($\xi = 55\%$) e da água

Na Figura 14, são apresentados os pontos do ciclo de absorção no Diagrama de Dühring e a proximidade destes pontos da curva de cristalização. O Diagrama de Dühring mostra a relação entre a pressão da solução aquosa de brometo de lítio com a temperatura e a concentração de brometo de lítio. Os pontos de estado saturado são plotados com a pressão e a temperatura, e os pontos de estado subresfriado são plotados com a temperatura e a concentração mássica de brometo de lítio.

A cristalização deve ser evitada, porque ela pode bloquear o fluxo de líquido nos tubos e interromper o funcionamento do equipamento. Se isto ocorrer, a temperatura da solução estará abaixo de sua temperatura no ponto de saturação, precipitando os cristais de brometo de lítio e interrompendo o funcionamento da máquina. A Figura 15 apresenta o diagrama de fase pressão-temperatura da solução aquosa de brometo de lítio. Nos pontos abaixo da curva ocorre o fenômeno da cristalização.

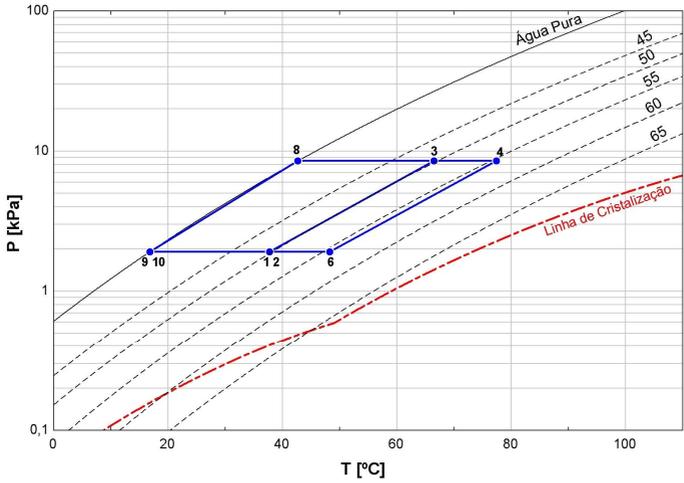


Figura 14 – Diagrama de Dühring do ciclo de refrigeração por absorção de simples efeito

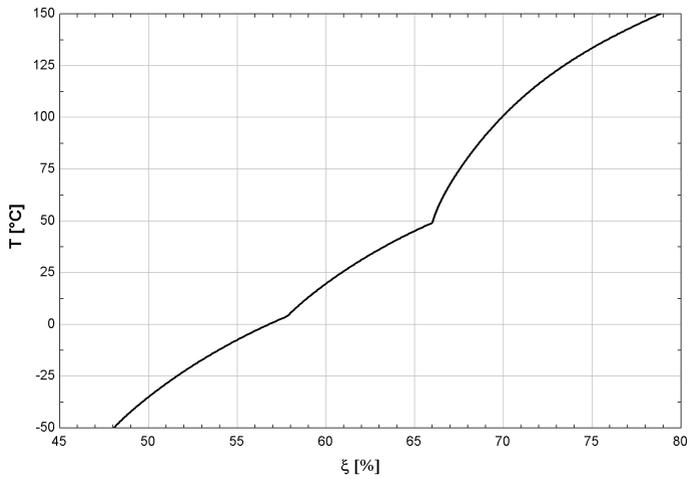


Figura 15 – Diagrama de fase para a solução aquosa de brometo de lítio

As Equações 2.6 e 2.7, desenvolvidas por Pátek e Klomfar (2006), descrevem a curva de cristalização. Na Tabela 3, estão apresentados os coeficientes destas equações.

$$\begin{aligned}
 x &= x_L + (x_R - x_L) \left(\frac{T - T_L}{T_R - T_L} \right) \\
 &+ b_1 \left(\frac{T - T_L}{T_t} \right) \left(\frac{T_R - T}{T_t} \right) \\
 &+ b_2 \left(\frac{T - T_L}{T_t} \right)^3 \left(\frac{T_R - T}{T_t} \right) \quad (2.6)
 \end{aligned}$$

$$\xi = 100 \left[\frac{x M_{wLiBr}}{(1 - x) M_{wH_2O} + x M_{wLiBr}} \right] \quad (2.7)$$

onde M_{wLiBr} é a massa molecular do brometo de lítio (86,8450 kg kmol⁻¹), M_{wH_2O} é a massa molecular da água (18,0157 kg kmol⁻¹) e a temperatura T é expressa em kelvin.

Tabela 3 – Coeficientes da Equação 2.6 para o cálculo da curva de cristalização para diferentes intervalos de temperatura

Coeficientes	Intervalos de Temperatura (°C)		
	-50,75 a 3,95	3,95 a 49,05	49,05 a 156,00
T_L (K)	222,4	277,1	322,2
T_R (K)	277,1	322,2	429,15
x_L (-)	0,1604	0,2213	0,2869
x_R (-)	0,2213	0,2869	0,4613
b_1 (-)	-0,717618	-1,06305	-0,925082
b_2 (-)	-10,2551	-19,0921	-7,22341
T_t (K)	273,16	273,16	273,16

Para evitar a cristalização, alguns procedimentos devem ser adotados na operação de máquinas de refrigeração por absorção, a saber:

1. A pressão de condensador deve ser mantida em um determinado valor. Isto pode ser conseguido, regulando-se a vazão mássica da água da torre de resfriamento que passa no condensador através de um sistema de *by-pass*;
2. Monitoração da concentração de brometo de lítio na solução forte;
3. Utilização de uma válvula de duas vias conectando a solução forte com a linha de refrigerante do evaporador.

2.2.4 RESFRIADORES DE ABSORÇÃO COMERCIAIS

Os ciclos de resfriadores de absorção comerciais diferem dos ciclos teóricos, como já foi mencionado anteriormente. As principais diferenças das máquinas de refrigeração por absorção de simples efeito de brometo de lítio e água se baseiam nos seguintes aspectos:

- Não possuem válvulas de expansão. A própria tubulação gera uma perda de carga suficiente para diminuir a pressão entre os componentes do ciclo;
- As tubulações foram praticamente suprimidas das máquinas comerciais de refrigeração por absorção, como será visto nas subseções 2.2.4.1 e 2.2.4.2;
- São utilizadas uma bomba de refrigerante e uma bomba de absorvente, localizadas no evaporador e no absorvedor, respectivamente;
- Para elevar a performance da absorção de água no absorvedor é adicionado octanol na solução (HEROLD; RADERMACHER; KLEIN, 1996);
- Sistema de purga, composto de um tanque e de uma bomba, é utilizado para retirar os gases não condensáveis infiltrados na máquina;
- Uma bomba de vácuo é utilizada para dar a pressão ideal para o processo de resfriamento;
- Uma pequena quantidade de brometo de lítio é arrastada junto com o vapor de água no gerador de máquinas de refrigeração por absorção reais, resultando em uma redução da capacidade de refrigeração. Para reduzir este efeito, um sistema denominado de *Blow Down* faz a limpeza e a purificação do refrigerante para que não haja perigo de cristalização e redução brusca da temperatura de evaporação. O refrigerante contaminado coletado é transferido para o absorvedor ou retornado para o gerador.

2.2.4.1 TWIN DRUM

Os resfriadores de absorção do tipo *Twin Drum* possuem como característica principal ter o evaporador e o absorvedor localizados no mesmo recipiente e o condensador e o gerador em outro recipiente, como mostrado na Figura 16. Isto é possível porque a pressão é a mesma no evaporador e no absorvedor (baixa pressão). Similarmente, o condensador e o gerador operam na mesma pressão (alta pressão).

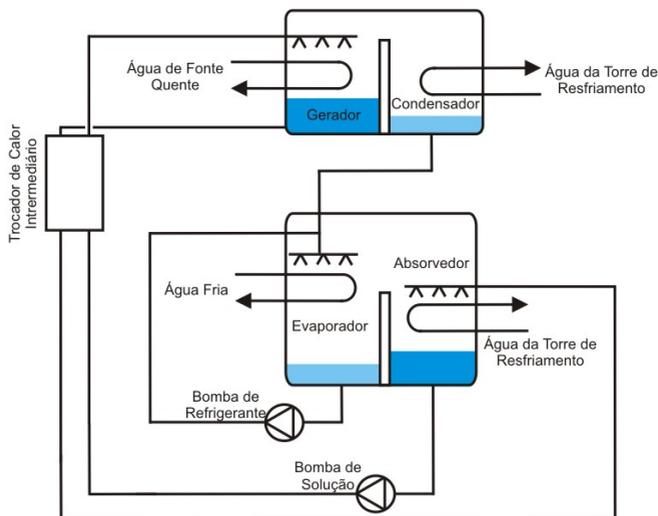


Figura 16 – Resfriador de absorção de simples efeito tipo *Twin Drum*

A perda de carga devido ao atrito entre o evaporador e o absorvedor e entre o condensador e gerador são reduzidas, por causa da eliminação de tubulações de vapor. A entrada de ar externo nestas máquinas é dificultada, devido à diminuição de conexões e flanges nas tubulações.

2.2.4.2 SINGLE DRUM

Os resfriadores de absorção do tipo *Single Drum* possuem os quatro componentes (gerador, condensador, evaporador e absorvedor) localizados no mesmo recipiente, como observado na Figura 17.

O recipiente é dividido no lado de alta pressão e no lado de baixa pressão com a utilização de um diafragma. Além de uma bomba de solução, ainda são utilizadas duas outras bombas (bomba de refrigerante e bomba de absorvente) para melhorar a taxa de transferência de massa e calor no evaporador e no absorvedor.

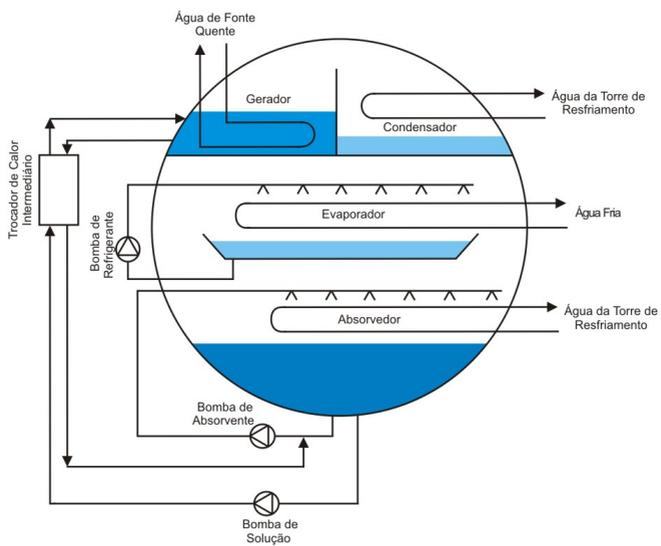


Figura 17 – Resfriador de absorção de simples efeito tipo *Single Drum*

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 FERMENTAÇÃO

A fermentação é a etapa mais importante do processo de produção de etanol. A produtividade e o rendimento em etanol dependem de diversos fatores como qualidade da matéria-prima, processo de preparação do mosto, quantidade e viabilidade da levedura, controle microbiológico, temperatura e pH do processo de fermentação, concentração de açúcar no mosto, vazão de alimentação do fermentador, entre outros.

Um modelo cinético da fermentação alcoólica, considerando o efeito da temperatura e utilizando a levedura do gênero *Saccharomyces cerevisiae*, foi desenvolvido e validado por Atala *et al.* (2001). Os experimentos foram conduzidos em um processo de fermentação contínua com recuperação da levedura na faixa de temperatura entre 28 e 40 °C, considerando os efeitos de inibição pelo substrato, pelo produto e pela biomassa. Os parâmetros cinéticos do processo fermentativo foram descritos em função da temperatura. A maior produtividade em etanol é atingida a 31 °C.

Torija *et al.* (2003) estudaram a influência da temperatura em leveduras *Saccharomyces cerevisiae*, para uma faixa de temperatura entre 15 e 35 °C. Os resultados demonstram que a concentração final de etanol diminui com o aumento da temperatura, ocasionando uma redução no consumo de substrato. A concentração final de produtos secundários, tais como glicerol e ácido acético, aumentam com o aumento da temperatura. Temperaturas elevadas conduzem a uma fermentação incompleta e conseqüentemente a uma baixa concentração final de etanol (LARUE; LAFON-LAFOURCADE; RIBEREAU-GAYON, 1980).

O efeito sinérgico entre a concentração de etanol e a temperatura no comportamento cinético de leveduras *Saccharomyces cerevisiae* para a produção de etanol foi estudado por Aldiguier *et al.* (2004), utilizando um processo de fermentação por batelada alimentada para uma faixa de temperatura entre 27 e 39 °C. Os parâmetros cinéticos foram determinados para diferentes temperaturas. Os maiores valores de concentração de etanol e da produtividade

em etanol foram encontrados para as temperaturas entre 30 e 33 °C.

Sánchez *et al.* (2004) estudaram a influência da temperatura na fermentação utilizando a levedura do gênero *Pachysolen tannophilus* para a produção de etanol. A temperatura do meio fermentativo ideal encontrada durante os experimentos foi de aproximadamente 32,5 °C e a velocidade específica de crescimento em função da temperatura está apresentada na Figura 5.

Phisalaphong, Srirattana e Tanthapanichakoon (2006) desenvolveram um modelo matemático para descrever o efeito da temperatura nos parâmetros cinéticos da fermentação alcoólica em batelada utilizando a levedura do gênero *Saccharomyces cerevisiae*. A concentração final de etanol foi maior para uma temperatura de aproximadamente 32 °C.

Os parâmetros cinéticos do processo de fermentação alcoólica em batelada usando as leveduras do gênero *Saccharomyces cerevisiae* foram estimados por Rivera *et al.* (2006) para uma faixa de temperatura entre 28 e 40 °C. Baseado nos dados experimentais um modelo diferencial foi proposto para o cálculo do crescimento celular, consumo de substrato e formação de produto.

A temperatura do meio fermentativo é um dos principais parâmetros do processo que influencia o metabolismo da levedura para produção de etanol. O controle da temperatura da fermentação é essencial para manter uma alta viabilidade celular e produtividade em etanol.

3.2 SISTEMAS DE RESFRIAMENTO DO PROCESSO FERMENTATIVO

Uma análise econômica do resfriamento do processo fermentativo utilizando um sistema de refrigeração por absorção de simples efeito, tendo como fonte quente a vinhaça, foi proposta por Andrade (1999). A análise econômica mostrou que um resfriador com capacidade de refrigeração de 3359 kW é economicamente vantajoso apenas quando a produção adicional de etanol é superior a 0,62 %.

Dias, Filho e Rossell (2007) propuseram um sistema de resfriamento para diminuir a temperatura da fermentação. O processo utiliza água fria proveniente de uma torre de resfriamento durante as horas mais frias do dia e água gelada oriunda de um equipamento secundário durante as horas mais quentes. Os equipamentos considerados na análise foram um termoacumulador de água, um ejetor de vapor e um resfriador de absorção. Uma análise econômica para determinar o equipamento com melhor custo-benefício é realizada em uma segunda parte do trabalho.

Chongvatana (2008) realizou um estudo teórico do sistema de refrigeração do processo fermentativo em indústrias de etanol da Ásia. A escolha do

sistema de resfriamento depende da indústria e o resfriador de absorção é uma excelente alternativa de recuperar energia do sistema e aumentar a eficiência industrial e da fermentação.

Uma simulação de sistemas térmicos de uma indústria sucroenergética foi desenvolvida por Cardemil (2009) com o objetivo de analisar economicamente diferentes alternativas de refrigeração do processo fermentativo. Foram analisados três sistemas de refrigeração: refrigeração por absorção de simples efeito, refrigeração por compressão mecânica de vapor e um sistema híbrido composto pelas duas alternativas anteriores. A avaliação econômica demonstrou que as três alternativas são economicamente viáveis para um aumento de 0,66 % no rendimento em etanol.

Magazoni *et al.* (2010) estudaram e simularam um sistema de resfriamento alternativo, composto por uma torre de resfriamento e um resfriador de absorção de simples efeito, capaz de diminuir a temperatura do meio fermentativo em 1 °C e aumentar o rendimento em etanol em 0,8 %. O sistema foi utilizado para refrigerar duas dornas de fermentação industriais, com volume unitário de 800 m³, utilizando um resfriador de absorção com capacidade de refrigeração de 3000 kW na Usina Cerradinho Açúcar e Álcool S/A. Entretanto, a temperatura do meio fermentativo ainda permaneceu alta durante o processo, resultando em um baixo rendimento em etanol.

3.3 TORRE DE RESFRIAMENTO

As primeiras investigações do funcionamento de torres de resfriamento foram realizadas por Merkel (apud BRAUN; KLEIN; MITCHELL, 1990). O modelo de Merkel da torre de resfriamento não considera a água perdida por evaporação no balanço de energia e o número de Lewis, relacionado à transferência de calor e massa, é considerado igual a um. Esse modelo não representa o processo de transferência de calor e massa real da torre de resfriamento. É impossível calcular o verdadeiro estado termodinâmico do ar que deixa a torre de resfriamento, pois o modelo de Merkel pressupõe que o ar de saída é saturado.

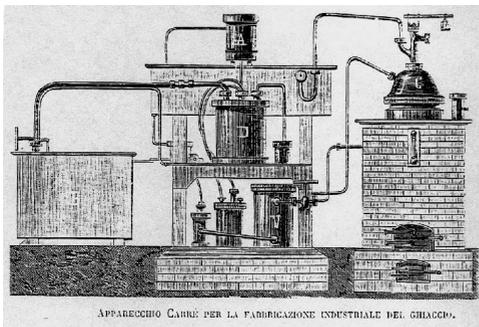
Outro método utilizado para simular torres de resfriamento é o método da efetividade, que é baseado nas mesmas hipóteses do modelo de Merkel. Braun, Klein e Mitchell (1990) apresentam um modelo de uma torre de resfriamento de contrafluxo utilizando o método da efetividade. É obtida uma correlação para o cálculo da perda de água por evaporação e os resultados deste modelo são comparados com os resultados da análise de Merkel e de soluções numéricas, obtendo-se bons resultados.

3.4 RESFRIADOR DE ABSORÇÃO

Sistemas de absorção são capazes de gerar refrigeração utilizando apenas uma fonte quente. Esta importante característica faz com que o resfriador de absorção se destaque e tenha uma viabilidade econômica.

Os fundamentos científicos da refrigeração por absorção foram propostos por Faraday em 1823. Porém foi Edmond Carré que desenvolveu a primeira máquina de refrigeração por absorção em 1850, utilizando como fluidos de trabalho a água e o ácido sulfúrico. Entretanto, o ciclo de absorção desta máquina era intermitente. Seu irmão, Ferdinand Carré, trocou o ácido sulfúrico por amônia, criando a máquina de refrigeração por absorção com amônia e água em 1859 chamada de *Crosley Icyball* - Figura 18 com fontes de Thévenot (1979) e do Museu Nacional da História Americana do Instituto Smithsonian de Washington DC. Em 1860 Ferdinand recebeu a primeira patente norte-americana para unidade de absorção comercial (THÉVENOT, 1979).

De acordo com Stoecker e Jones (1985), o invento foi utilizado pelos Estados confederados durante a Guerra Civil norte-americana para suprimento de gelo. Alguns anos depois, em 1862, a primeira máquina de refrigeração por absorção com ciclo contínuo foi construída por Mignon e Rouard.



(a) *Crosley Icyball* comercial



(b) *Crosley Icyball* experimental

Figura 18 – Máquina de refrigeração por absorção desenvolvida por Ferdinand Carré

Em 1880, conforme Georg e Briley (2004) o sistema de refrigeração por absorção com amônia de Carré foi utilizado para produzir aproximadamente 455 kg de gelo por dia no estado do Texas, Estados Unidos, onde o combustível utilizado era a madeira.

Foi somente em 1913 que o alemão Edmund Altenkirch começou a investigar os sistemas de refrigeração por absorção, gerando então as pro-

priedades termodinâmicas dos fluidos de trabalho. A partir deste momento iniciou-se o desenvolvimento de máquinas de refrigeração por absorção e com diferentes fluidos de trabalho. Trabalhos realizados pelo italiano Guido Maiuri também foram importantes para o desenvolvimento da tecnologia de refrigeração por absorção (DUMINIL, 2001).

A empresa norte-americana Servel foi fundada em 1902 com o nome de Hercules Buggy Works e tornou-se produtora de refrigeradores elétricos. Em 1925, a Servel comprou os direitos norte-americanos do novo refrigerador de absorção AB Electrolux, chamado de geladeira D, inventado pelos estudantes de engenharia do Instituto Real de Tecnologia de Estocolmo (Suécia), Carl G. Munters e Baltzar von Platen. O refrigerador de absorção Electrolux-Servel entrou no mercado dos Estados Unidos em 1926 e segundo Foley, DeVault e Sweetser (2000), colocou quatro milhões de unidades de refrigeradores de absorção no mercado norte-americano.

O sistema clássico de refrigeração por absorção com amônia como refrigerante foi aperfeiçoado entre os anos de 1930 e 1940 e a maioria destes novos sistemas foram instalados em indústrias petroquímicas. Atualmente, os sistemas de refrigeração por absorção com amônia e água são ainda estudados.

Depois da Segunda Guerra Mundial, com a solução aquosa de brometo de lítio, iniciou-se a época dourada dos equipamentos de refrigeração por absorção. Foram introduzidas no mercado máquinas destinadas tanto para aplicações domésticas quanto para aplicações industriais. A empresa Carrier vendeu a primeira máquina de grande capacidade de refrigeração de 535 kW em 1945 e a empresa Trane desenvolveu o primeiro equipamento hermético em 1959. Ainda que o coeficiente de performance destes ciclos eram relativamente baixos (aproximadamente 0,65), os equipamentos de absorção tinham uma grande aceitação devida principalmente ao baixo preço do gás natural e à falta de regularidade no funcionamento de energia elétrica (AYMAMÍ, 2001).

Cem por cento das máquinas de refrigeração por absorção de simples efeito com brometo de lítio e água eram produzidas por companhias norte-americanas na década de 1960. Em 1970, a empresa Trane introduziu as primeiras máquinas de refrigeração por absorção de duplo efeito com brometo de lítio e água.

Na década de 1970 e 1980, devido ao embargo de petróleo dos países membros da Organização dos Países Exportadores de Petróleo (OPEP) e Golfo Pérsico na distribuição de petróleo para os Estados Unidos e países da Europa (crise do petróleo de 1970), o preço do combustível utilizado nas máquinas de absorção (GLP) aumentou sensivelmente, reduzindo a venda de máquinas de refrigeração por absorção.

A venda de máquinas de absorção cresceu exponencialmente em paí-

ses como Japão, China e Coréia durante a metade da década de 1970 e a década de 1980. Este crescimento foi impulsionado pela demanda doméstica e pelos investimentos em pesquisas e inovações tecnológicas.

Atualmente, existe um novo interesse no desenvolvimento de máquinas de absorção, devido ao aumento das tarifas elétricas e da política de diminuição da dependência de energias não-renováveis, tais como os derivados de petróleo, na ireração de reduzir as emissões de CO_2 na atmosfera. Quando a demanda de máquinas de refrigeração por absorção começou a crescer na década de 1990, os norte-americanos tiveram que adquirir licenças das novas tecnologias dos fabricantes japoneses, como observado na Tabela 4 extraída de Aymamí (2001). Atualmente a indústria norte-americana de máquinas de refrigeração por absorção produz máquinas baseadas na tecnologia japonesa.

Tabela 4 – Fabricantes e fornecedores de tecnologia de máquinas de refrigeração por absorção

Fabricantes	Fornecedores da Tecnologia - País
Carrier	Ebara - Japão
Trane	Kawasaki - Japão
McQuay	Sanyo - Japão
York	Hitachi - Japão
Dumham Bush	Thermax - Índia

Herold, Radermacher e Klein (1996) realizaram um estudo com diversos modelos de resfriadores de absorção em regime permanente. As máquinas de refrigeração por absorção de simples e de duplo efeito, que utilizam a solução aquosa de brometo de lítio e a solução aquosa de amônia como fluidos de trabalho, foram estudadas focalizando a análise de sensibilidade dos parâmetros de entrada do resfriador. Os principais aspectos de um resfriador de absorção desde a sua construção até a simulação da máquina foram descritos.

O comportamento dinâmico de uma máquina de refrigeração por absorção de simples efeito de brometo de lítio e água, com capacidade de refrigeração de 141 kW foi investigado numericamente por Jeong *et al.* (1994). Foi demonstrado que uma mudança brusca da temperatura de entrada da água quente ocasiona uma rápida mudança nos parâmetros internos da máquina e o regime estacionário é alcançado após alguns minutos. O coeficiente de performance é fortemente influenciado pela variação da temperatura de entrada da água quente. Os efeitos de variação das temperaturas de entrada da água da torre de resfriamento e da água fria do evaporador também foram analisadas.

Dence, Nowak e Perez-Blanco (1996) propuseram um modelo transiente de um resfriador de absorção de simples efeito utilizando, como fluido

de trabalho, a solução aquosa de amônia. O modelo pode ser utilizado para simular e prever o comportamento do sistema de resfriamento em diversos modos de operação e com variações das condições iniciais e do ambiente. A máquina entra em estado estacionário quarenta minutos após a sua partida.

Bian (2005) e Bian, Radermacher e Moran (2005) desenvolveram e validaram um modelo matemático de regime transiente de um resfriador de absorção de simples efeito em uma unidade de CHP (*Cooling, Heating and Power*), composta basicamente de uma microturbina, um secador e um resfriador de absorção com a solução aquosa de brometo de lítio. O modelo foi utilizado para simular o *start-up* de uma máquina de refrigeração por absorção de simples efeito de brometo de lítio e água, cuja capacidade de refrigeração é de 75 kW. O modelo foi validado experimentalmente.

O desenvolvimento de um modelo dinâmico para resfriadores de absorção de brometo de lítio e água foi realizado por Kohlenbach (2006), Kohlenbach e Ziegler (2008a) e Kohlenbach e Ziegler (2008b). A resposta dinâmica do equipamento utilizado é mais lenta que a resposta de um equipamento de compressão mecânico de vapor. O tempo total para o resfriador de absorção alcançar o regime permanente após mudanças nas condições iniciais é de aproximadamente quinze minutos. Os resultados da simulação foram comparados com dados experimentais, apresentando ótimos resultados.

Bittanti *et al.* (2010) estudaram o comportamento dinâmico de sistemas de refrigeração por absorção utilizando a solução aquosa de brometo de lítio como fluido de trabalho. O sistema foi utilizado em centrais de ar condicionado de edifícios. O desempenho da máquina de refrigeração por absorção foi testada desde a condição de equilíbrio (25 °C), apresentando então excelentes resultados.

4 MODELAGEM MATEMÁTICA

4.1 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

As reações com microorganismos envolvem uma sequência de reações enzimáticas, tornando o estudo mais complexo. Os modelos cinéticos da fermentação alcoólica são definidos em relação à velocidade específica de crescimento celular.

O modelo matemático da fermentação alcoólica conduzida em modo batelada alimentada é baseado na cinética de crescimento celular e nos balanços de biomassa, substrato e etanol, assim como no balanço de energia. Neste modelo, supõe-se que não há presença de célula na alimentação da dorna de fermentação (Figura 19).

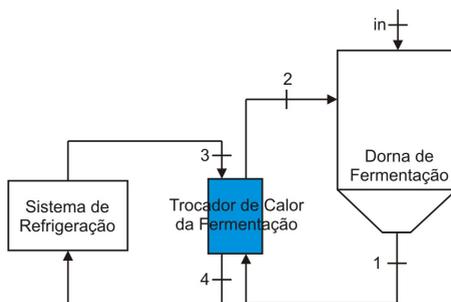


Figura 19 – Esquema do sistema de resfriamento de uma dorna de fermentação

O balanço de massa global é governado pela equação,

$$\frac{dV}{dt} = \dot{F} \quad (4.1)$$

onde \dot{F} é a vazão de alimentação de substrato e dV/dt é a variação do volume durante o processo fermentativo.

A taxa de crescimento celular é expressa pela equação,

$$\frac{dX}{dt} = \mu X - \frac{\dot{F}}{V} X \quad (4.2)$$

onde μ é taxa específica de crescimento e o fator \dot{F}/V representa a taxa de diluição de mosto à medida que o substrato é adicionado durante a fermentação.

O consumo de substrato é modelado segundo a seguinte equação,

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{\mu X}{Y_{X/S}} - m_X X + \frac{\dot{F}}{V} (S_{in} - S) \quad (4.3)$$

onde $Y_{X/S}$ é o fator de conversão de biomassa baseado no consumo de substrato e m_X é o coeficiente de manutenção celular.

A produção de etanol é expressa como,

$$\frac{dE}{dt} = \frac{Y_{E/S} \mu X}{Y_{X/S}} + m_E X - \frac{\dot{F}}{V} E \quad (4.4)$$

onde $Y_{E/S}$ representa o fator de conversão de etanol baseado no consumo de substrato e m_E é o coeficiente de produção de etanol associado ao crescimento celular.

A variação da temperatura do meio fermentativo T_1 durante o processo é expressa pela equação que segue e é determinada através da Primeira Lei da Termodinâmica.

$$\begin{aligned} \frac{dT_1}{dt} = & \frac{\dot{F}}{V} (T_{in} - T_1) - \frac{\dot{V}_1}{V} (T_1 - T_2) \\ & + \left(\frac{\Delta H_S}{\rho_{in} C p_{in}} \right) \left(\frac{\mu X}{Y_{X/S}} + m_X X \right) \end{aligned} \quad (4.5)$$

onde ΔH_S é o calor liberado durante o processo fermentativo e é igual a 697,7 kJ por quilograma de substrato consumido (ALBERS *et al.*, 2002), T_{in} é a temperatura de entrada e \dot{V}_1 é a vazão conforme a Tabela 5.

No modelo apresentado, a taxa específica de crescimento μ é expressa em função do limite de concentração de substrato S (equação de Monod) e em função dos efeitos de inibição pela concentração de substrato e de etanol (GHOSE; TYAGI, 1979), conforme a equação que segue,

$$\mu = \mu_{max} \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \exp(-K_i S) \left(1 - \frac{E}{E_{max}} \right)^n \quad (4.6)$$

Tabela 5 – Dados fermentativos coletados na Usina Cerradinho Açúcar e Álcool S/A

Parâmetro	Valor	Unidade
\dot{F}	85	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
S_{in}	200	kg m^{-3}
E_0	35	kg m^{-3}
X_0	75	kg m^{-3}
T_0	28	$^{\circ}\text{C}$
T_{in}	32	$^{\circ}\text{C}$
V_0	210	m^3
\dot{V}_1	700	$\text{m}^3 \text{h}^{-1}$

onde μ_{max} é taxa específica de crescimento máxima, K_S é a constante de saturação de substrato, K_i é o coeficiente de inibição de substrato, E_{max} é a concentração máxima de etanol para a qual o crescimento de levedura é completamente inibido e n é a constante exponencial de produto. A inibição pela concentração celular e a morte celular não foram consideradas, devido ao efeito de diluição do modelo de fermentação em batelada alimentada e ao curto tempo da fermentação do processo de batelada alimentada. A inibição ocorre em altas concentrações celulares com reciclagem de células (JARZEBSKI; MALINOWSKI, 1989; LEE; POLLARD; COULMAN, 1983). A levedura utilizada no processo de produção de etanol é adaptada às severas condições industriais e ao estresse fermentativo. Além disso, as leveduras recebem nutrientes e é realizado um tratamento ácido por duas a três horas a cada processo fermentativo.

Os parâmetros cinéticos utilizados no modelo fermentativo foram obtidos de Atala *et al.* (2001) e são apresentados na Tabela 6. Estas expressões em função da temperatura foram determinadas para uma faixa de temperatura de 28 a 40 $^{\circ}\text{C}$, utilizando leveduras industriais *Saccharomyces cerevisiae* e caldo de cana de açúcar como substrato.

O fluxo de calor durante o processo fermentativo \dot{Q}_f é calculado de acordo com a equação,

$$\dot{Q}_f = \Delta H_S \left[\frac{V_{t-\Delta t} (S_{t-\Delta t} - S_{in}) - V (S - S_{in})}{\Delta t} \right] \quad (4.7)$$

onde Δt é o intervalo de tempo; $S_{t-\Delta t}$ e $V_{t-\Delta t}$ representam respectivamente a concentração de substrato e o volume da dorna de fermentação no tempo $t - \Delta t$, e S e V representam respectivamente a concentração de substrato e o volume fermentativo no tempo t .

O trocador de calor no fermentador é modelado utilizando o método

Tabela 6 – Parâmetros cinéticos da *Saccharomyces cerevisiae* em função da temperatura (ATALA *et al.*, 2001)

Parâmetro	Expressão
μ_{max}	$1,57 \exp\left(-\frac{41,47}{T_1}\right) - 1,29 \cdot 10^4 \exp\left(-\frac{431,40}{T_1}\right)$
E_{max}	$-0,44 T_1^2 + 26,41 T_1 - 279,75$
$Y_{X/S}$	$2,7040 \exp(-0,1225 T_1)$
$Y_{E/S}$	$0,6911 \exp(-0,0139 T_1)$
K_i	$1,3930 \cdot 10^{-4} \exp(0,1004 T_1)$
K_S	4,1
m_E	0,1
m_X	0,2
n	1,5

das diferenças logarítmicas e o balanço de energia descritos em Bejan e Kraus (2003). As taxas de transferência de calor $\dot{Q}_{fhx_{in}}$ e $\dot{Q}_{fhx_{out}}$ são expressas como segue,

$$\dot{Q}_{fhx_{in}} = U A_{fhx} \Delta T_{lm_{fhx}} \quad (4.8)$$

$$\Delta T_{lm_{fhx}} = \frac{T_2 - T_1}{\ln\left(\frac{T_{fhx} - T_1}{T_{fhx} - T_2}\right)} \quad (4.9)$$

$$\dot{Q}_{fhx_{in}} = \dot{m}_1 C p_1 (T_1 - T_2) \quad (4.10)$$

$$T_4 = T_3 + (T_{fhx} - T_3) \exp\left(-\frac{U A_{fhx}}{\dot{m}_3 C p_3}\right) \quad (4.11)$$

$$\dot{Q}_{fhx_{out}} = \dot{m}_3 (h_4 - h_3) \quad (4.12)$$

onde $U A_{fhx}$ é o coeficiente global de transferência de calor do trocador de calor, $\Delta T_{lm_{fhx}}$ é a diferença de temperatura logarítmica e T_{fhx} representa a temperatura do trocador de calor.

A eficiência da fermentação é calculada como,

$$\eta_f = 100 \left\{ \frac{E V - E_0 V_0}{0,511 [V (S_{in} - S) - V_0 (S_{in} - S_0)]} \right\} \quad (4.13)$$

onde 0,511 é o fator de conversão máximo teórico de substrato em etanol.

A produtividade em etanol é calculada de acordo com a seguinte equação,

$$pr_E = \frac{E V - E_0 V_0}{V t} \quad (4.14)$$

onde t é o tempo final do processo fermentativo.

O volume de etanol é calculado conforme a equação a seguir,

$$V_E = E \rho_E V \quad (4.15)$$

onde ρ_E é a massa específica de etanol.

4.2 TORRE DE RESFRIAMENTO

O modelo da torre de resfriamento adotado no presente trabalho é o modelo de contrafluxo, no qual o ar escoa para cima e o água a ser resfriada escoa para baixo, conforme pode ser visto na Figura 20. O método utilizado para a simulação da torre de resfriamento é o método da efetividade. Na Tabela 7, estão apresentados os dados de entrada utilizados na simulação da torre de resfriamento. Considera-se uma torre de resfriamento ideal, ou seja, o ar sai da torre com a máxima quantidade de água, significando que ele está saturado.

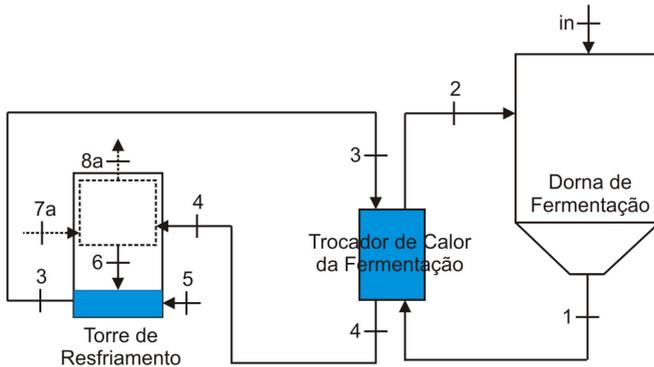


Figura 20 – Sistema de resfriamento de dornas de fermentação utilizando torre de resfriamento

O método da efetividade é baseado nas mesmas hipóteses do método de Merkel (1925). O calor total trocado entre o ar e a água na torre de resfriamento é expresso pela equação,

$$d\dot{Q}_{rej} = \frac{U dA}{Cp_{ar}} (h_{8a} - h_{7a}) = \frac{U Cp_{ar;e}}{Cp_{ar}} dA (T_w - T_{wb}) \quad (4.16)$$

onde h representa a entalpia, U é o coeficiente global de transferência de calor, Cp_{ar} é o calor específico do ar, $Cp_{ar;e}$ é o calor específico equivalente

Tabela 7 – Dados de entrada da simulação da torre de resfriamento

Parâmetro	Valor	Unidade
T_5	30	°C
$T_{7a;wb}$	*	°C
ϕ_{7a}	*	%
ϕ_{8a}	100	%
M_{tr}	5000	kg
\dot{m}_{7a}	80	kg s ⁻¹
UA_{tr}	2000	kW K ⁻¹

* Dados meteorológicos da região de Ribeirão Preto de acordo com a Figura 6.

do ar.

O ar úmido pode ser modelado como sendo um gás ideal caracterizado pela seguinte equação para cálculo do calor específico médio,

$$C_{p_{ar;e}} = \frac{h_{8a} - h_{7a}}{T_{8a;wb} - T_{7a;wb}} \quad (4.17)$$

Através do balanço de energia da água e do ar, chega-se a equação,

$$d\dot{Q}_{rej} = \dot{m}_w C_{p_w} dT_w = \dot{m}_a C_{p_{ar;e}} dT_{wb} \quad (4.18)$$

onde \dot{m}_w é a vazão de água, \dot{m}_a é a vazão de ar, C_{p_w} é o calor específico da água.

A efetividade de uma torre de resfriamento é definida como sendo igual a de um trocador de calor simples. A efetividade é definida como a razão entre a taxa real de transferência de calor no trocador de calor e a taxa máxima possível de transferência de calor. A efetividade deve estar na faixa de $0 \leq \varepsilon \leq 1$.

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{max}} = \frac{\dot{C}_4 (T_4 - T_3)}{\dot{C}_{min} (T_4 - T_{7a})} \quad (4.19)$$

onde,

$$\dot{C}_{min} = \min (C_{p_4} \dot{m}_4, C_{p_{ar;e}} \dot{m}_{7a}) \quad (4.20)$$

$$\dot{C}_{max} = \max (C_{p_4} \dot{m}_4, C_{p_{ar;e}} \dot{m}_{7a}) \quad (4.21)$$

Integrando as Equações 4.16 e 4.18, e combinando essas equações com a Equação 4.19, obtém-se a equação,

$$\varepsilon = \frac{1 - \exp[-NTU (1 - \omega)]}{1 - \omega \exp[-NTU (1 - \omega)]} \quad (4.22)$$

onde a relação ω é expressa por,

$$\omega = \frac{\dot{C}_{min}}{\dot{C}_{max}} \quad (4.23)$$

E o número de unidades de transferência NUT é definido pela equação,

$$NUT = \frac{UA_{tr}}{\dot{C}_{min}} \quad (4.24)$$

O calor rejeitado pela torre de resfriamento é expresso pela seguinte equação,

$$\dot{Q}_{rej} = \varepsilon \dot{C}_{min} (T_4 - T_{7a;wb}) \quad (4.25)$$

O balanço de energia no reservatório da torre de resfriamento é expresso pela seguinte equação,

$$\frac{dT_{tr}}{dt} = \frac{(\dot{m}_6 h_6 + \dot{m}_5 h_5 - \dot{m}_3 h_3)}{M_{tr} C_{p3}} \quad (4.26)$$

onde M_{tr} é a massa de água do reservatório da torre de resfriamento.

4.3 CICLO DE ABSORÇÃO

Nesta seção será apresentada a modelação do equipamento de refrigeração por absorção de simples efeito de brometo de lítio e água em regime transiente (Figura 21).

Na Tabela 8, estão apresentados os dados de entrada utilizados na simulação do sistema de refrigeração por absorção. Estes dados são constantes ao longo da simulação e foram estimados baseados em um resfriador de absorção da Thermax, modelo HL 80A TH, instalado na Usina Cerradinho Açúcar e Álcool S/A.

4.3.1 HIPÓTESES

As hipóteses adotadas no desenvolvimento e na simulação do sistema de refrigeração por absorção são:

1. A solução saindo do absorvedor é saturada (ponto 1);
2. A água após o condensador é saturada (ponto 8);
3. O vapor após o evaporador é saturado (ponto 10);

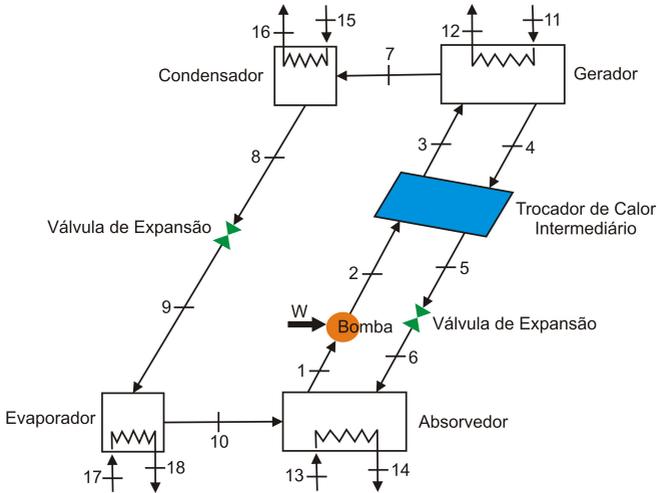


Figura 21 – Ciclo de refrigeração por absorção de simples efeito

4. Não existe superaquecimento no evaporador e nem subresfriamento no condensador;
5. As expansões são isentálpicas;
6. A solução forte entrando no absorvedor é saturada;
7. A bomba alcança rapidamente um estado permanente e mantém uma vazão mássica constante;
8. Não há vazão do condensador para o gerador nem do gerador para o evaporador.

4.3.2 GERADOR

O gerador utiliza uma fonte quente de calor proveniente de um processo industrial para gerar vapor de água, aumentando assim a concentração de brometo de lítio na solução que segue para o absorvedor (ponto 4). Os fluxos de entrada e saída são representados na Figura 22.

O balanço de massa no gerador é governado pela equação que segue,

$$\frac{dM_g}{dt} = \sum_i \dot{m}_i = \dot{m}_3 - \dot{m}_4 - \dot{m}_7 \quad (4.27)$$

Tabela 8 – Dados de entrada da simulação do resfriador de absorção (equipamento da Thermax, modelo HL 80A TH)

Parâmetro	Valor	Unidade
M_c	2000	kg
M_e	2000	kg
M_a	2000	kg
M_g	2000	kg
$M_{h,x}$	250	kg
\dot{m}_1	15	kg s ⁻¹
\dot{m}_{11}	150	kg s ⁻¹
\dot{m}_{13}	300	kg s ⁻¹
\dot{m}_{15}	300	kg s ⁻¹
\dot{m}_{17}	300	kg s ⁻¹
UA_c	600	kW K ⁻¹
UA_e	1125	kW K ⁻¹
UA_a	900	kW K ⁻¹
UA_g	500	kW K ⁻¹
$UA_{h,x}$	250	kW K ⁻¹

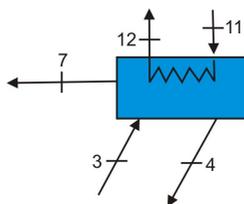


Figura 22 – Esquema do gerador do ciclo de refrigeração por absorção

onde M_g é a massa da solução aquosa de brometo de lítio no reservatório do gerador, \dot{m} é a vazão mássica e t é o tempo.

O balanço de brometo de lítio é governado pela equação que segue,

$$M_g \frac{d\xi_4}{dt} + \xi_4 \frac{dM_g}{dt} = \sum_i \dot{m}_i \xi_i = \dot{m}_3 \xi_3 - \dot{m}_4 \xi_4 \quad (4.28)$$

onde ξ é a concentração mássica de brometo de lítio.

O balanço de energia para um sistema aberto é governado pela Pri-

meira Lei da Termodinâmica, como segue,

$$\frac{dU}{dt} = \sum_i \dot{Q}_i + \sum_j \dot{W}_j + \sum_k \dot{E}_k \quad (4.29)$$

onde U é a energia interna, \dot{Q} é a taxa de transferência de calor, \dot{W} é o trabalho e \dot{E} representa a energia ocasionada pela vazão (entalpia).

Segundo a Primeira Lei da Termodinâmica, o primeiro termo do lado direito da Equação 4.29 representa o calor que atravessa as fronteiras do volume de controle. O segundo termo representa o trabalho realizado ou recebido pelo sistema. O terceiro termo da expressão representa a energia líquida transportada para o interior do volume de controle.

A trabalho do sistema \dot{W}_j é igual a,

$$\sum_j \dot{W}_j = -P \frac{dV}{dt} \quad (4.30)$$

onde P é a pressão e V representa o volume do sistema.

A energia interna pode ser descrita como,

$$dU = dH - d(Pv) = dH - v dP - P dv \quad (4.31)$$

onde H representa a entalpia e v é o volume específico.

Substituindo as Equações 4.31 e 4.30 na Equação 4.29, tem-se:

$$\frac{dH}{dt} - v \frac{dP}{dt} = \sum_i \dot{Q}_i + \sum_k \dot{m}_k h_k \quad (4.32)$$

Derivando a equação diferencial anterior, a Equação 4.32 é expressa como,

$$\left[M \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_\xi + C_{p_g} M_c \right] \frac{dT_g}{dt} - v \frac{dP}{dt} + M \left(\frac{\partial h}{\partial \xi} \right)_T \frac{d\xi}{dt} + h \frac{dM}{dt} = \sum_i \dot{Q}_i + \sum_k \dot{m}_k h_k \quad (4.33)$$

Admite-se que as derivadas parciais da entalpia em função da temperatura $\partial h / \partial T$ e da concentração mássica $\partial h / \partial \xi$ podem ser desconsideradas. O calor de condução \dot{Q}_i é igual a zero. A Equação 4.33 pode ser simplificada

como segue,

$$Cp_g M_g \frac{dT_g}{dt} = \sum_i (\dot{m}_i h_i)_{out} - \sum_j (\dot{m}_j h_j)_{in} = \dot{Q}_{g_{out}} - \dot{Q}_{g_{in}} \quad (4.34)$$

onde as taxas de transferência de calor $\dot{Q}_{g_{in}}$ e $\dot{Q}_{g_{out}}$ são expressas como segue,

$$\dot{Q}_{g_{in}} = UA_g \Delta T_{lm_g} \quad (4.35)$$

$$\Delta T_{lm_g} = \frac{T_4 - T_3}{\ln \left(\frac{T_g - T_3}{T_g - T_4} \right)} \quad (4.36)$$

$$\dot{Q}_{g_{in}} = \dot{m}_4 h_4 + \dot{m}_7 h_7 - \dot{m}_3 h_3 \quad (4.37)$$

onde UA_g é o coeficiente global de transferência de calor do gerador, ΔT_{lm_g} é a diferença de temperatura logarítmica e T_g representa a temperatura do gerador.

A taxa de transferência de calor externa do gerador é expressa como,

$$T_{12} = T_{11} + (T_g - T_{11}) \exp \left(-\frac{UA_g}{\dot{m}_{11} Cp_{11}} \right) \quad (4.38)$$

$$\dot{Q}_{g_{out}} = \dot{m}_{11} (h_{11} - h_{12}) \quad (4.39)$$

4.3.3 CONDENSADOR

No condensador o vapor de água superaquecido, vindo do gerador (ponto 7) é condensado, onde o fluido de resfriamento é a água proveniente de uma torre de resfriamento. Os fluxos de entrada e saída do condensador estão apresentados na Figura 23.

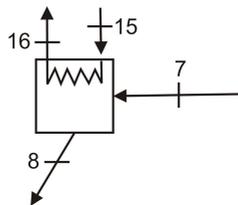


Figura 23 – Esquema do condensador do ciclo de refrigeração por absorção

O balanço de massa do condensador é representado pela expressão,

$$\frac{dM_c}{dt} = \sum_i \dot{m}_i = \dot{m}_7 - \dot{m}_8 = 0 \quad (4.40)$$

onde o termo de variação de massa dM_c/dt é nulo.

Simplifica-se a equação de conservação de energia para,

$$C_{p_c} M_c \frac{dT_c}{dt} = \sum_i (\dot{m}_i h_i)_{in} - \sum_j (\dot{m}_j h_j)_{out} = \dot{Q}_{c_{in}} - \dot{Q}_{c_{out}} \quad (4.41)$$

onde as taxas de transferências de calor interna e externa $\dot{Q}_{c_{in}}$ e $\dot{Q}_{c_{out}}$ são expressas como segue,

$$\dot{Q}_{c_{in}} = \dot{m}_7 (h_7 - h_8) \quad (4.42)$$

$$\dot{Q}_{c_{in}} = UA_c (T_8 - T_c) \quad (4.43)$$

$$T_{16} = T_{15} + (T_c - T_{15}) \exp\left(-\frac{UA_c}{\dot{m}_{15} C_{p_{15}}}\right) \quad (4.44)$$

$$\dot{Q}_{c_{out}} = \dot{m}_{15} (h_{16} - h_{15}) \quad (4.45)$$

onde UA_c é o coeficiente global de transferência de calor do condensador e T_c é a temperatura do condensador.

4.3.4 EVAPORADOR

O evaporador é o componente do resfriador de absorção no qual o vapor de água proveniente do condensador é evaporado. A Figura 24 mostra os fluxos de massa de entrada e saída do evaporador.

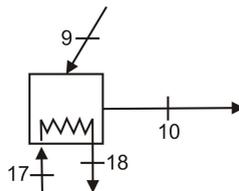


Figura 24 – Esquema do evaporador do ciclo de refrigeração por absorção

O balanço de massa é expresso pela seguinte equação,

$$\frac{dM_e}{dt} = \sum_i \dot{m}_i = \dot{m}_9 - \dot{m}_{10} = 0 \quad (4.46)$$

onde dM_e/dt é igual a zero.

O balanço de energia pode ser simplificado para a seguinte equação,

$$Cp_e M_e \frac{dT_e}{dt} = \sum_i (\dot{m}_i h_i)_{out} - \sum_j (\dot{m}_j h_j)_{in} = \dot{Q}_{e_{out}} - \dot{Q}_{e_{in}} \quad (4.47)$$

A taxa de transferência de calor interna $\dot{Q}_{e_{in}}$ é expressa pelas equações,

$$\dot{Q}_{e_{in}} = \dot{m}_7 (h_{10} - h_9) \quad (4.48)$$

$$\dot{Q}_{e_{in}} = UA_e (T_e - T_9) \quad (4.49)$$

onde UA_e representa o coeficiente global de transferência de calor do evaporador.

A taxa de transferência de calor externa $\dot{Q}_{e_{out}}$ é expressa pela equação que segue,

$$T_{18} = T_{17} + (T_e - T_{17}) \exp\left(-\frac{UA_e}{\dot{m}_{17} Cp_{17}}\right) \quad (4.50)$$

$$\dot{Q}_{e_{out}} = \dot{m}_{17} (h_{17} - h_{18}) \quad (4.51)$$

4.3.5 ABSORVEDOR

O processo de absorção de vapor de água pela solução aquosa de brometo de lítio é exotérmico, refrigerado pela água de uma fonte fria (torre de resfriamento - pontos 13 e 14). A Figura 25 ilustra os fluxos de massa de entrada e saída do absorvedor.

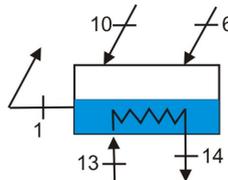


Figura 25 – Esquema do absorvedor do ciclo de refrigeração por absorção

A vazão mássica da solução que sai do absorvedor \dot{m}_1 é considerada

constante. O balanço de massa no absorvedor é governado pela equação que segue,

$$\frac{dM_a}{dt} = \sum_i \dot{m}_i = \dot{m}_6 - \dot{m}_1 \quad (4.52)$$

onde M_a é a massa da solução aquosa de brometo de lítio no reservatório do componente, \dot{m} é a vazão mássica e t é o tempo.

O balanço de brometo lítio é governado pela equação,

$$M_a \frac{d\xi_1}{dt} + \xi_1 \frac{dM_a}{dt} = \sum_i \dot{m}_i \xi_i = \dot{m}_6 \xi_6 - \dot{m}_1 \xi_1 \quad (4.53)$$

onde ξ é a concentração mássica de brometo de lítio.

O balanço de energia simplificado é governado pela equação como segue,

$$\left[M \left(\frac{\partial h}{\partial T} \right)_{\xi} + C p_a M_a \right] \frac{dT}{dt} - V \frac{dP}{dt} + M \left(\frac{\partial h}{\partial \xi} \right)_T \frac{d\xi}{dt} + h \frac{dM}{dt} = \sum_i \dot{Q}_i + \sum_k \dot{m}_k h_k \quad (4.54)$$

Simplificando essa equação chega-se na expressão,

$$\begin{aligned} C p_a M_a \frac{dT_a}{dt} &= \sum_i (\dot{m}_i h_i)_{in} - \sum_j (\dot{m}_j h_j)_{out} \\ &= \dot{Q}_{a_{in}} - \dot{Q}_{a_{out}} \end{aligned} \quad (4.55)$$

onde as taxas de transferência de calor $\dot{Q}_{a_{in}}$ e $\dot{Q}_{a_{out}}$ são calculadas conforme as equações que seguem,

$$\dot{Q}_{a_{in}} = U A_a \Delta T_{lm_a} \quad (4.56)$$

$$\Delta T_{lm_a} = \frac{T_6 - T_1}{\ln \left(\frac{T_6 - T_a}{T_1 - T_a} \right)} \quad (4.57)$$

$$\dot{Q}_{a_{in}} = \dot{m}_{10} h_{10} + \dot{m}_6 h_6 - \dot{m}_1 h_1 \quad (4.58)$$

onde $U A_a$ representa o coeficiente global de transferência de calor e ΔT_{lm_a} é a diferença de temperatura logarítmica.

A taxa de transferência de calor externa $\dot{Q}_{a_{out}}$ é governada pela equa-

ção,

$$T_{14} = T_{13} + (T_a - T_{13}) \exp\left(-\frac{UA_a}{\dot{m}_{13} Cp_{13}}\right) \quad (4.59)$$

$$\dot{Q}_{a_{out}} = \dot{m}_{13} (h_{14} - h_{13}) \quad (4.60)$$

4.3.6 TROCADOR DE CALOR INTERMEDIÁRIO

O trocador de calor intermediário é um componente do sistema utilizado para aumentar a performance do sistema. O esquema do trocador de calor intermediário é mostrado na Figura 26.

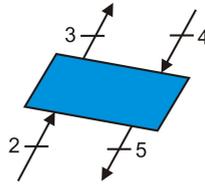


Figura 26 – Esquema do trocador de calor intermediário do ciclo de refrigeração por absorção

Os balanços de energia do trocador de calor intermediário são governados pelas equações que segue,

$$\dot{Q}_{h_{wk}} = UA_{hx} \left[\frac{T_2 - T_3}{\ln\left(\frac{T_{hx} - T_3}{T_{hx} - T_2}\right)} \right] \quad (4.61)$$

$$\dot{Q}_{h_{st}} = UA_{hx} \left[\frac{T_5 - T_4}{\ln\left(\frac{T_5 - T_{hx}}{T_4 - T_{hx}}\right)} \right] \quad (4.62)$$

$$\dot{Q}_{h_{wk}} = \dot{m}_3 (h_3 - h_2) \quad (4.63)$$

$$\dot{Q}_{h_{st}} = \dot{m}_4 (h_4 - h_5) \quad (4.64)$$

onde T_{hx} é a temperatura do trocador, UA_{hx} é o coeficiente global de transferência de calor e $\dot{Q}_{h_{st}}$ e $\dot{Q}_{h_{wk}}$ representam a taxa de transferência de calor.

A variação da temperatura do trocador de calor é expressa pela equação que segue,

$$Cp_{hx} M_{hx} \frac{dT_{hx}}{dt} = \dot{Q}_{h_{st}} - \dot{Q}_{h_{wk}} \quad (4.65)$$

onde M_{hx} é massa do trocador de calor.

4.3.7 BOMBA DE SOLUÇÃO

A bomba de solução é utilizada para aumentar a pressão do fluido e transportar a solução aquosa de brometo de lítio fraca do absorvedor para o gerador.

Considera-se que a bomba de solução atinge um estado permanente rapidamente e mantém uma vazão mássica constante, o balanço de energia da bomba de solução do ciclo de refrigeração por absorção é governado pela equação de regime estacionário que segue,

$$\dot{W} = \dot{m}_1 (h_2 - h_1) \quad (4.66)$$

Utilizando a equação de Bernoulli, Equação 4.67, foi possível encontrar a Equação 4.68, considerando um processo adiabático e sem variação das energias potencial e cinética durante o processo de bombeamento.

$$\frac{\dot{W}}{\dot{m}_1} - \frac{\dot{Q}}{\dot{m}_1} = \left(\frac{P_2}{\rho_2} + \frac{V_2^2}{2} + g y_2 \right) - \left(\frac{P_1}{\rho_1} + \frac{V_1^2}{2} + g y_1 \right) \quad (4.67)$$

$$\dot{W} = \frac{\dot{m}_1 (P_2 - P_1)}{\rho_1} \quad (4.68)$$

onde P é a pressão, ρ é a massa específica, g é a aceleração de gravidade e y é a altura. Considera-se que a massa específica da solução aquosa de brometo de lítio é constante ao longo do processo.

4.3.8 VÁLVULAS DE EXPANSÃO

As válvulas de expansão são consideradas isoentálpicas.

A queda de temperatura na válvula de expansão ocorre por causa da maior energia interna do vapor em relação ao líquido. Assim, uma certa quantidade de energia precisa ser extraída do líquido para que haja mudança de fase, sendo que o processo se estabiliza em uma temperatura abaixo da temperatura anterior à válvula de expansão. A magnitude da queda de temperatura depende da quantidade de vapor existente após a válvula de expansão.

Na válvula de expansão entre os pontos 5 e 6, a solução aquosa de brometo de lítio tem sua pressão reduzida para a pressão de evaporação (Equação 4.69). No ponto 6 ocorre uma mistura da solução líquida de brometo de lítio e água e de vapor de água. A água é a substância que evapora, pois esta possui uma menor temperatura de saturação quando comparado à solução aquosa de brometo de lítio. A concentração de brometo de lítio no ponto 6 aumenta e

pode ocorrer o fenômeno da cristalização.

$$h_5 = h_6 \quad (4.69)$$

Na válvula de expansão do refrigerante, a água saturada tem sua pressão reduzida para a pressão de evaporação do ciclo de refrigeração (Equação 4.70). No ponto 9 ocorre uma mistura de líquido e vapor, que segue diretamente para o evaporador.

$$h_8 = h_9 \quad (4.70)$$

5 RESULTADOS

O programa MATLAB[®] R2008a foi utilizado para a simulação do resfriamento do processo fermentativo. O método de Levenberg-Marquardt foi utilizado para solução de equações não lineares e os métodos de Dormand-Prince e de Runge-Kutta de quarta e quinta ordem para a solução de equações diferenciais.

O método de Levenberg-Marquardt é usado para encontrar um ponto mínimo para uma função dada pela soma dos quadrados de funções não lineares. É um método iterativo, no qual é dado um ponto inicial x_0 e o método produz uma série de vetores x_1, x_2, \dots , que espera-se que vá convergir para x^* , um mínimo local para a função de entrada a ser ajustada.

Os métodos de Dormand-Prince e de Runge-Kutta de quarta e quinta ordem se caracterizam pela resolução numérica de equações diferenciais ordinárias através de métodos iterativos implícitos e explícitos. O método avalia diversas vezes a função para então calcular a solução das equações diferenciais.

O fluxograma para a solução das equações do sistema de resfriamento de fermentação com a torre de resfriamento é apresentado na Figura 27.

O fluxograma para a solução das equações do sistema de resfriamento de fermentação com o resfriador de absorção é apresentado na Figura 28.

5.1 RESFRIADOR DE ABSORÇÃO

A Figura 29 ilustra o esquema do sistema de refrigeração por absorção.

O desempenho de um sistema de refrigeração por absorção é fortemente dependente da vazão e das propriedades termodinâmicas da água da fonte quente, da torre de resfriamento e da fonte fria (pontos 11, 13, 15 e 17 da Figura 29, respectivamente).

Na Figura 30, é apresentada a curva do coeficiente de performance em função da temperatura da fonte quente T_{11} e da fonte fria T_{17} do resfriador de absorção, considerando uma temperatura constante da torre de resfriamento T_{13} de 31 °C. Observa-se a diminuição do coeficiente de performance com o

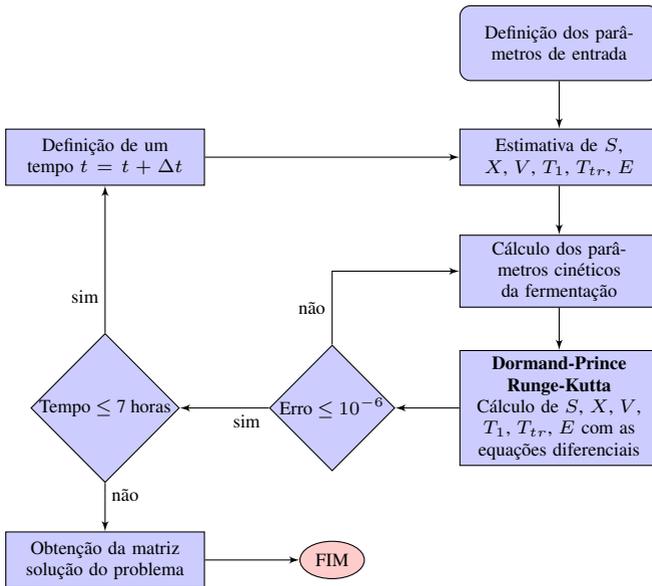


Figura 27 – Fluxograma de solução do sistema de fermentação alcoólica com a torre de resfriamento

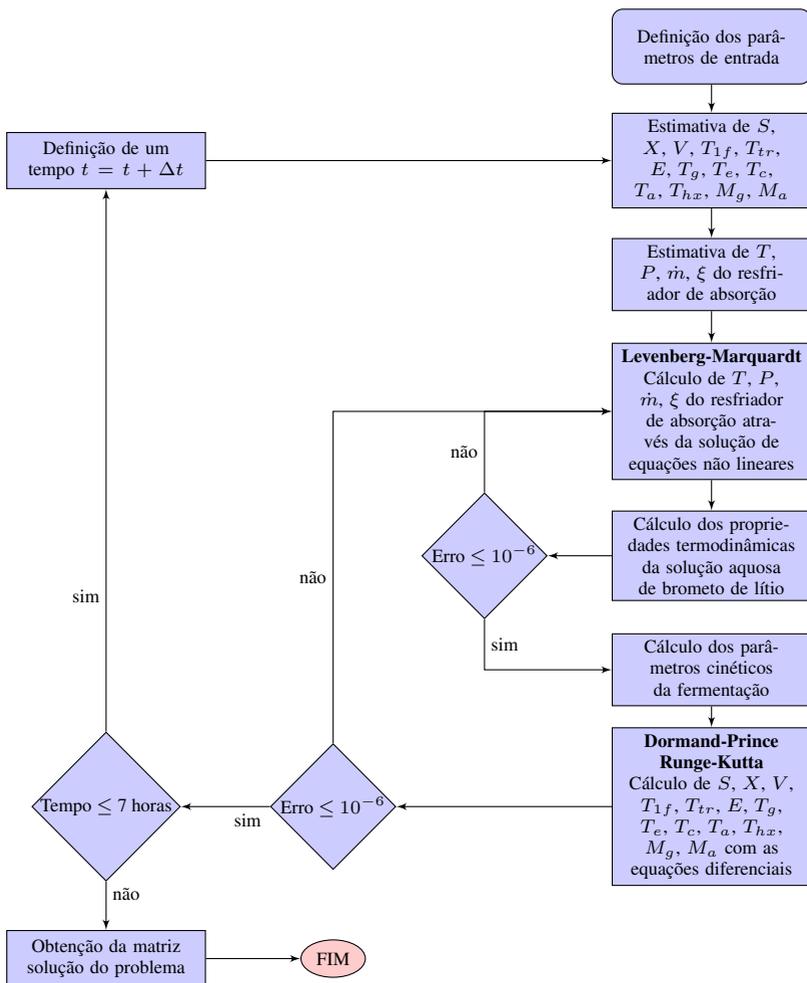


Figura 28 – Fluxograma de solução do sistema de fermentação alcoólica com o resfriador de absorção

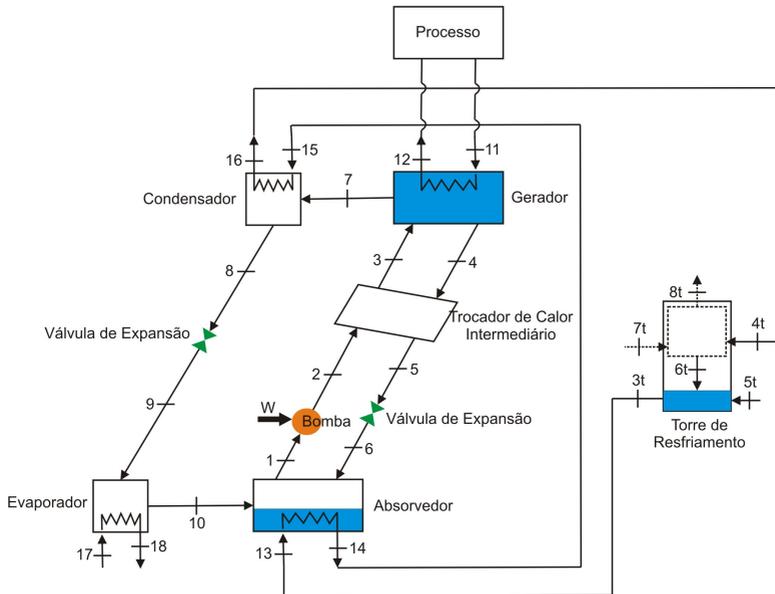


Figura 29 – Sistema de refrigeração por absorção e torre de resfriamento

aumento da temperatura da fonte quente. O efeito contrário acontece com o aumento da temperatura da fonte fria, o coeficiente de performance aumenta. Isto acontece porque o coeficiente de performance é intimamente ligado à diferença de temperatura entre as fontes do resfriador de absorção. Quanto menor esta diferença, menor a irreversibilidade e maior o desempenho da máquina.

As simulações a seguir são realizadas com os parâmetros de entrada das Tabelas 8 e 9. Os valores médios da temperatura de bulbo seco são coletados na cidade de Ribeirão Preto, São Paulo em novembro de 2010 (BRASIL, 2010).

Tabela 9 – Temperaturas e umidade relativa iniciais do sistema de refrigeração por absorção

Parâmetro	Valor	Unidade
T_{11}	96,0	°C
T_{7t}	21,3	°C
ϕ_{7t}	57,0	%
T_{17}	27,0	°C

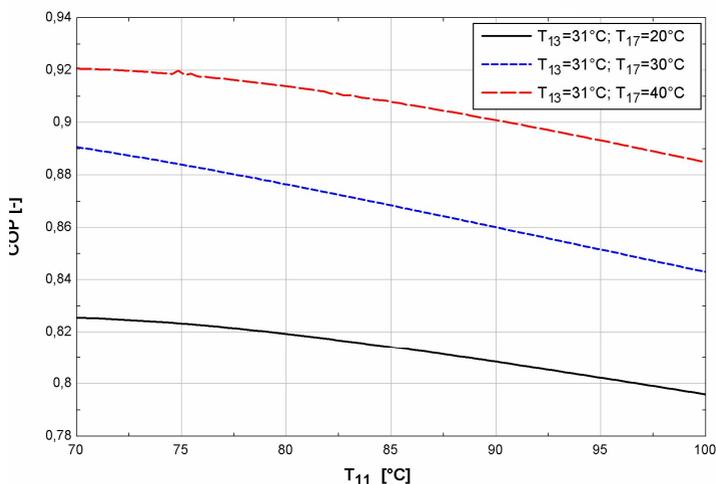


Figura 30 – Efeito da variação da temperatura da fonte quente T_{11} e da fonte fria T_{17} no coeficiente de performance do resfriador de absorção ($T_{15} = 31^{\circ}\text{C}$)

O efeito da temperatura da água quente T_{11} no comportamento dinâmico do resfriador de absorção é um dos mais interessantes efeitos a ser analisado, uma vez que a temperatura da fonte quente usualmente varia na prática. Uma queda abrupta de 10°C na temperatura da fonte quente ocasiona mudanças severas no desempenho do resfriador de absorção. Na Figura 31, são apresentadas as curvas das taxas de transferência de calor do sistema de refrigeração por absorção em função da temperatura da fonte quente. Observa-se que o gerador é afetado diretamente devido à queda da temperatura da fonte quente.

A taxa de transferência de calor do gerador cai repentinamente, ocasionando uma menor geração de vapor superaquecido \dot{m}_7 que vai para o condensador. Consequentemente, as taxas de transferência de calor do condensador e do evaporador diminuem. A taxa de transferência de calor do evaporador \dot{Q}_e diminui aproximadamente 10 % e a temperatura do evaporador T_e aumenta $0,5^{\circ}\text{C}$, conforme mostra a Figura 32. As temperaturas do evaporador, do condensador e do absorvedor variam muito pouco com a queda da temperatura da fonte quente e o resfriador entra em regime permanente após cerca de sete minutos.

O processo de queda de temperatura é ilustrado no Diagrama de Dühring e mostrado na Figura 33. Observa-se a queda da temperatura do vapor superaquecido (ponto 7) e das concentrações forte ξ_4 e fraca ξ_1 . Quanto me-

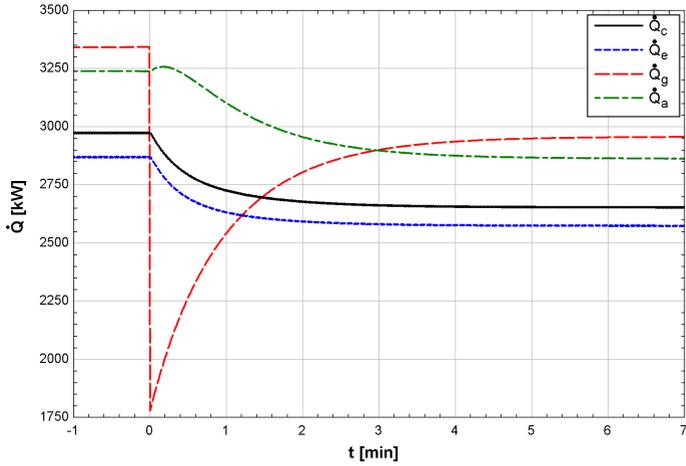


Figura 31 – Efeito de uma queda abrupta de 10 °C da temperatura da fonte quente T_{11} nas taxas de transferência de calor do resfriador de absorção

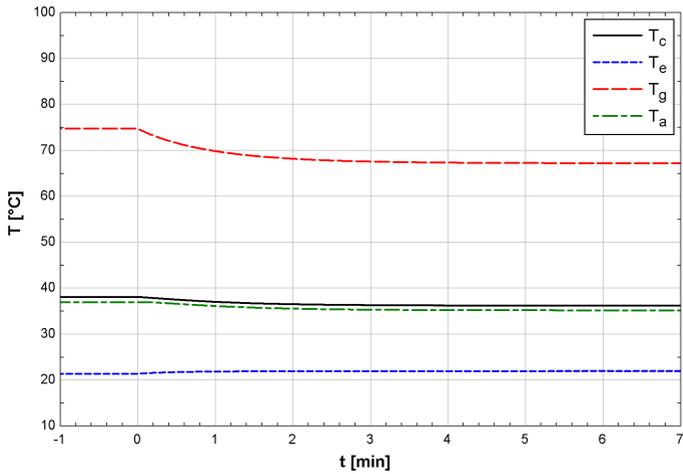


Figura 32 – Efeito de uma queda abrupta de 10 °C da temperatura da fonte quente T_{11} nas temperaturas do resfriador de absorção

nor a temperatura da fonte quente, mais distante está a operação da curva de cristalização.

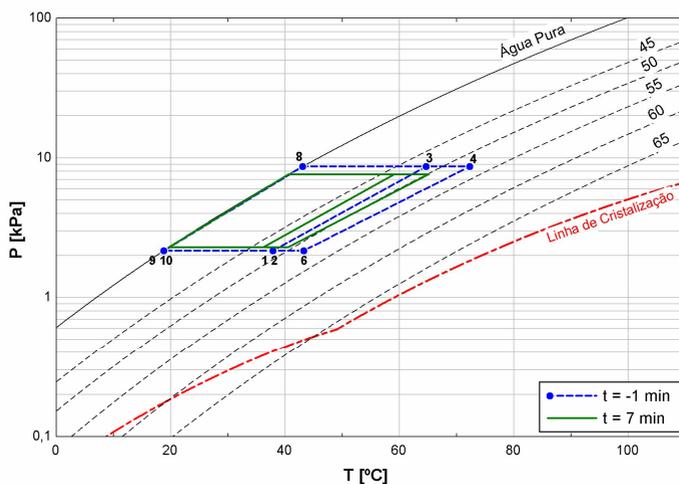


Figura 33 – Diagrama de Dühring ilustrando os efeitos da queda abrupta da temperatura da fonte quente

Na Figura 34, são mostradas as curvas das taxas de transferência de calor do equipamento sujeito a uma queda da vazão mássica da fonte quente de 20 kg s^{-1} . O efeito da queda da vazão mássica da fonte quente é similar ao efeito de queda abrupta da temperatura da fonte quente, como visto anteriormente. A taxa de transferência de calor do gerador cai repentinamente, ocasionando uma queda da capacidade de refrigeração de aproximadamente 11 % após cerca de sete minutos.

O efeito de um aumento de $5 \text{ }^\circ\text{C}$ na temperatura de bulbo seco T_{7t} é mostrado na Figura 35. O aumento da temperatura de bulbo seco ocasiona um aumento das temperaturas da torre de resfriamento T_{13} e T_{15} . O aumento de $5 \text{ }^\circ\text{C}$ na temperatura diminui a eficiência da solução em absorver vapor saturado (ponto 10), resultando em uma queda da evaporação de vapor superaquecido \dot{m}_7 e uma diminuição da capacidade de refrigeração \dot{Q}_e . A capacidade de refrigeração diminui aproximadamente 5 % e após seis minutos a máquina entra em regime permanente.

Na Figura 36, é mostrado o que ocorre no momento anterior e posterior ao aumento repentino da temperatura de bulbo seco. O Diagrama de Dühring não apresenta mudanças significativas, ou seja, a temperatura de bulbo seco influencia muito pouco as temperaturas internas do equipamento.

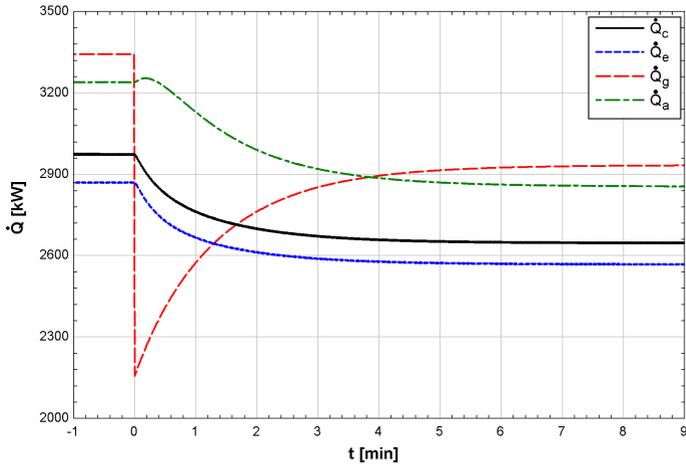


Figura 34 – Efeito da variação de 20 kg s^{-1} da vazão mássica da fonte quente \dot{m}_{11} no resfriador de absorção

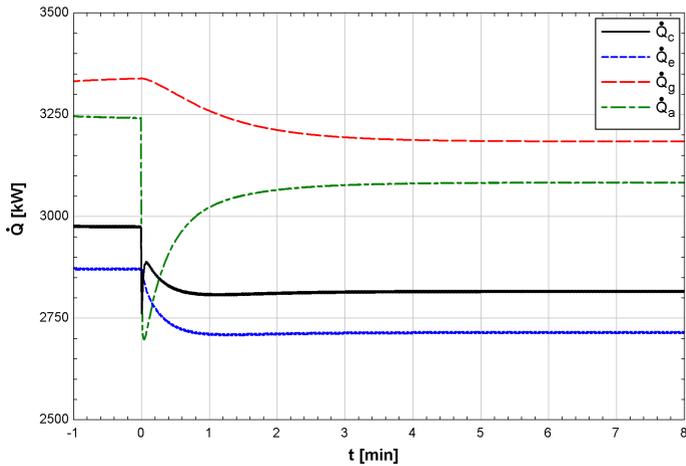


Figura 35 – Efeito da variação de $5 \text{ }^\circ\text{C}$ da temperatura de bulbo seco T_{7t} no resfriador de absorção

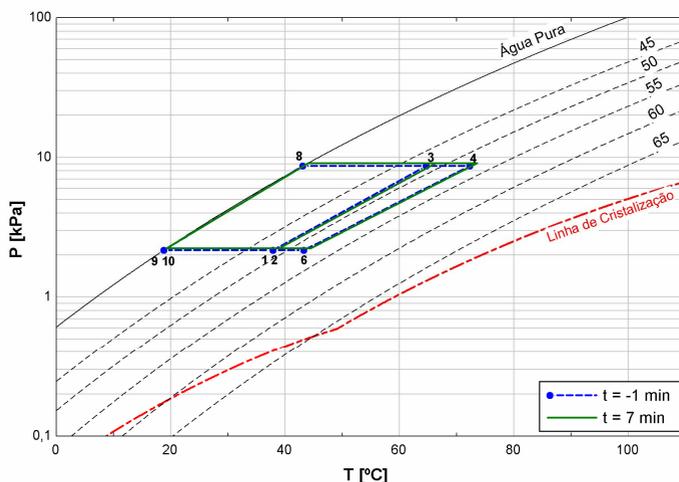


Figura 36 – Diagrama de Dühring do aumento repentino da temperatura de bulbo seco

O efeito do aumento abrupto de $5\text{ }^{\circ}\text{C}$ da temperatura de água fria T_{17} foi analisado e é mostrado na Figura 37. Em um primeiro momento, essa variação resulta em uma diminuição da taxa de transferência de calor do absorvedor, devido à baixa capacidade da solução em absorver vapor saturado com uma temperatura mais elevada. Porém, o aumento da temperatura T_{17} ocasiona uma maior evaporação de água no gerador \dot{m}_7 , fazendo com que as taxas de transferência de calor do resfriador aumentem. A capacidade de refrigeração aumenta aproximadamente 9% e a máquina entra em regime permanente após poucos minutos.

Na Figura 38, é ilustrado o efeito do aumento rápido da temperatura da água fria. Observa-se um grande aumento da pressão de evaporação P_{low} , ocasionado pelo aumento da temperatura da água fria e da temperatura do evaporador.

Os efeitos de variação das temperaturas de fonte quente T_{11} , de bulbo seco T_{7t} e da água fria T_{17} foram analisados e é observado que o resfriador se adapta rapidamente às novas condições de operação. O coeficiente de performance do resfriador não foi significativamente afetado pela variação das temperaturas do sistema. O fenômeno de cristalização de brometo de lítio é pouco provável, uma vez que as temperaturas da água fria e da água proveniente da torre de resfriamento são altas e a temperatura da fonte quente é baixa.

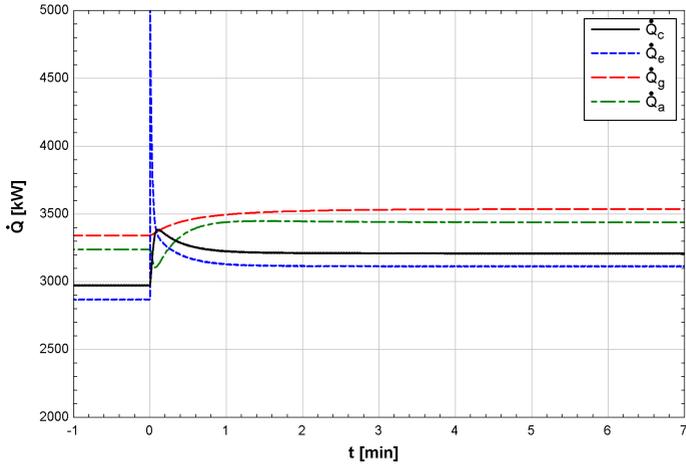


Figura 37 – Efeito de um aumento de 5 °C na temperatura da água fria T_{17}

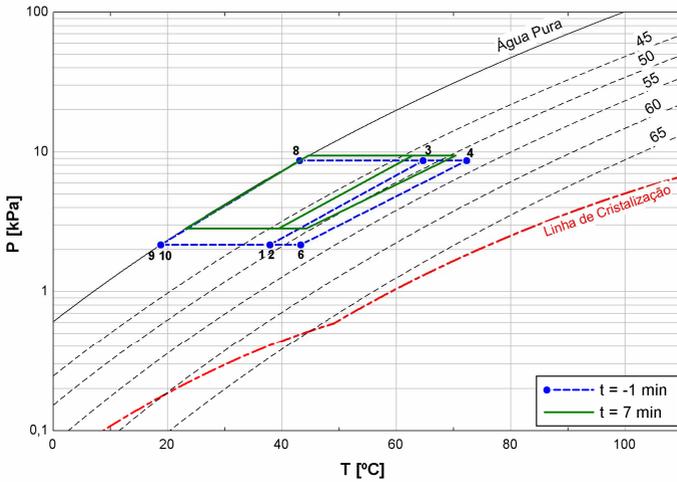


Figura 38 – Diagrama de Dühring do aumento repentino da temperatura da água fria

5.2 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA

Na Figura 39, é apresentado o esquema do sistema de resfriamento de dornas de fermentação utilizando apenas a torre de resfriamento. A fermentação alcoólica é intensamente dependente da temperatura do meio fermentativo T_1 e da concentração de entrada de substrato S_{in} , pois atualmente a torre de resfriamento é o único sistema utilizado para resfriar o meio fermentativo. As simulações a seguir foram realizadas utilizando os parâmetros fermentativos apresentados nas Tabelas 5 e 6.

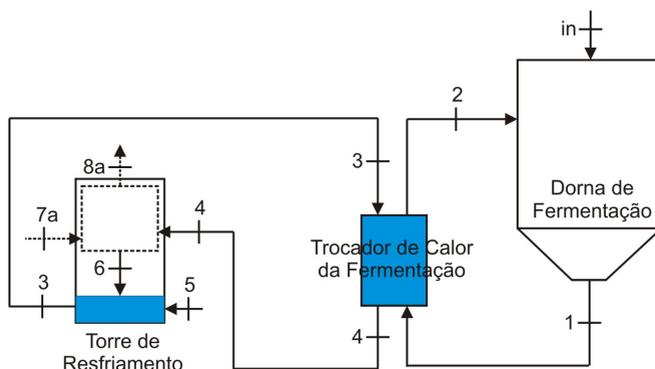


Figura 39 – Sistema de resfriamento de dornas de fermentação utilizando torre de resfriamento

Na Figura 40, são apresentadas as curvas da eficiência da fermentação η_f e da produtividade em etanol pr_E para uma concentração de substrato inicial de 200 kg m^{-3} . Observa-se que quanto menor é a temperatura, maior é a eficiência da fermentação, porém a produtividade em etanol não se comporta da mesma maneira. A temperatura do meio fermentativo de 30°C corresponde ao maior valor da produtividade em etanol. Na prática, trabalha-se a 32°C , pois para manter a temperatura a 30°C seria necessário um equipamento com capacidade de refrigeração maior.

A temperatura do meio fermentativo é um dos parâmetros do processo que mais influencia o metabolismo da levedura na produção de etanol. Uma temperatura menor durante o processo fermentativo apresenta alguns fatores positivos, tais como a diminuição da contaminação bacteriana, o menor estresse celular osmótico e a maior viabilidade celular, conseqüentemente o aumento da produtividade em etanol.

A superfície de resposta da produtividade em etanol da fermentação alcoólica em função da concentração de substrato na entrada da dorna e da

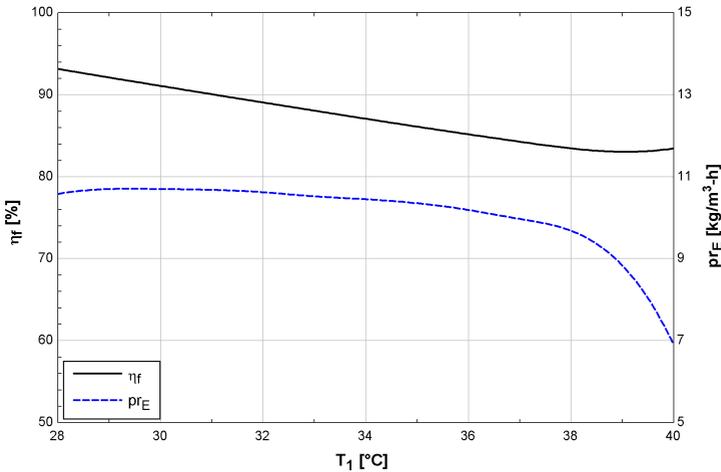


Figura 40 – Influência da temperatura na eficiência da fermentação e na produtividade em etanol

temperatura do meio fermentativo é mostrada na Figura 41. Para concentrações de substrato na alimentação S_{in} elevadas, a faixa de temperatura do meio T_1 para manter a produtividade em etanol é menor. O efeito sinérgico entre S_{in} e T_1 é mais acentuado nesta condição. Uma estratégia de alimentação deve ser adotada a fim de controlar o calor liberado durante a fermentação. Na indústria, as variáveis manipuladas são a vazão de alimentação da dorna e a temperatura do meio fermentativo, cujo controle é feito através da vazão de água fria da corrente do trocador de calor do sistema de resfriamento da fermentação. Variando a concentração de entrada de substrato e a temperatura do meio fermentativo, observa-se que a região ideal para a produção de etanol situa-se entre 220 e 290 kg m⁻³ e a temperatura entre 30 e 35 °C.

À medida que a concentração de entrada de substrato aumenta, a taxa de transferência de calor média liberada durante o processo também aumenta (Figura 42), necessitando por conseguinte de sistemas de resfriamento com capacidade de refrigeração maior. Para uma determinada condição operacional da fermentação alcoólica, determina-se facilmente o calor liberado durante o processo e pode-se dimensionar o sistema de refrigeração. Por exemplo, considerando uma temperatura do meio fermentativo constante de 32 °C e uma concentração de entrada de substrato de 200 kg m⁻³, o valor médio da taxa de transferência de calor liberada durante a fermentação alcoólica é de 3165 kW.

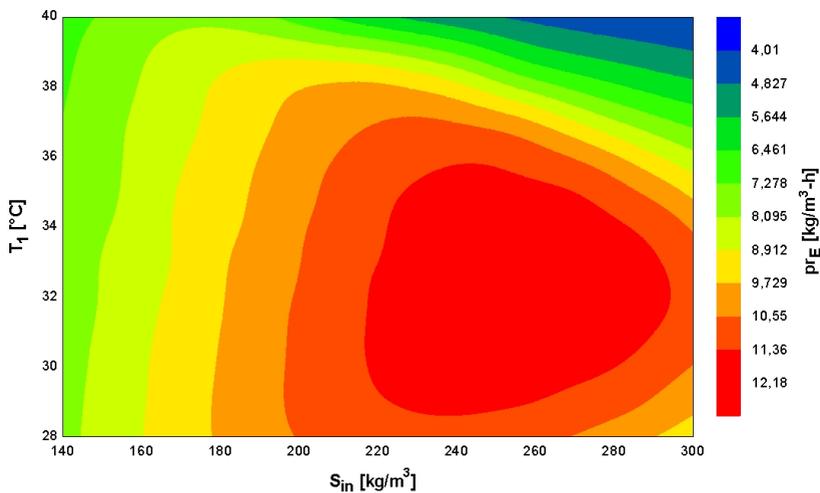


Figura 41 – Superfície de resposta da produtividade em etanol da fermentação alcoólica

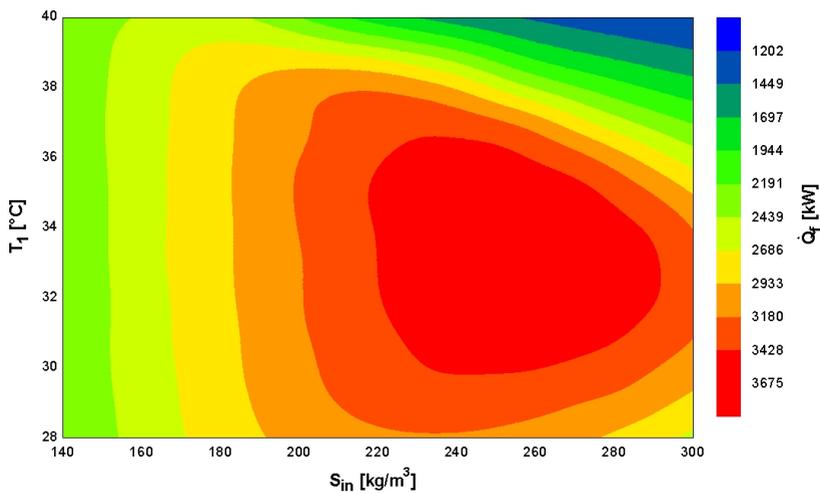


Figura 42 – Superfície de resposta da taxa de transferência de calor média liberada durante a fermentação alcoólica

Na Figura 43, é apresentada a curva da produtividade em etanol e da taxa de transferência de calor liberada durante a fermentação em função da vazão de alimentação do mosto \dot{F} , considerando a temperatura do meio fermentativo constante igual a 32 °C e a concentração de entrada de substrato igual a 200 kg m⁻³. A vazão de alimentação de mosto é um parâmetro singular para cada indústria sucroenergética e está relacionada à moagem de cana de açúcar.

Observa-se que com o aumento da vazão de alimentação de mosto, tanto a produtividade em etanol quanto a taxa de transferência de calor liberada aumentam. Com o aumento da taxa de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo uma maior capacidade de refrigeração será necessária.

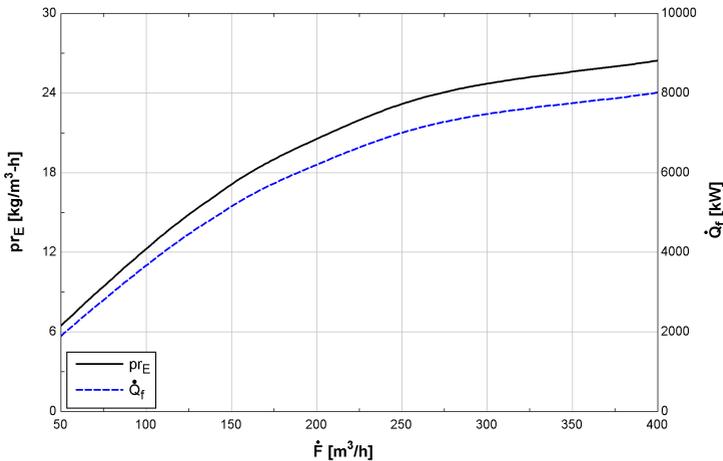


Figura 43 – Produtividade em etanol e taxa de transferência de calor liberada em função da vazão de alimentação do mosto

Os perfis de concentração de levedura X , substrato S e etanol E e a temperatura T_1 são ilustrados na Figura 44 para uma fermentação utilizando somente a torre de resfriamento. A concentração final de etanol atinge 73,0 kg m⁻³ e uma eficiência da fermentação de 87,4 %. Após o término da alimentação, seis horas, a concentração de etanol permanece constante. A produtividade em etanol utilizando somente a torre de resfriamento é de 10,5 kg m⁻³ h⁻¹.

Como mostrado na Figura 44, a temperatura do meio fermentativo atinge um valor máximo de 34,6 °C. Durante a fermentação alcoólica, há

uma grande variação da temperatura do processo ($\Delta T = 6,6 \text{ }^\circ\text{C}$). Esta variação pode causar um grande estresse celular, comprometendo a viabilidade celular e consequentemente a eficiência da fermentação. O ideal seria que o processo fosse isotérmico, ou seja, que a temperatura permanecesse constante durante o processo fermentativo.

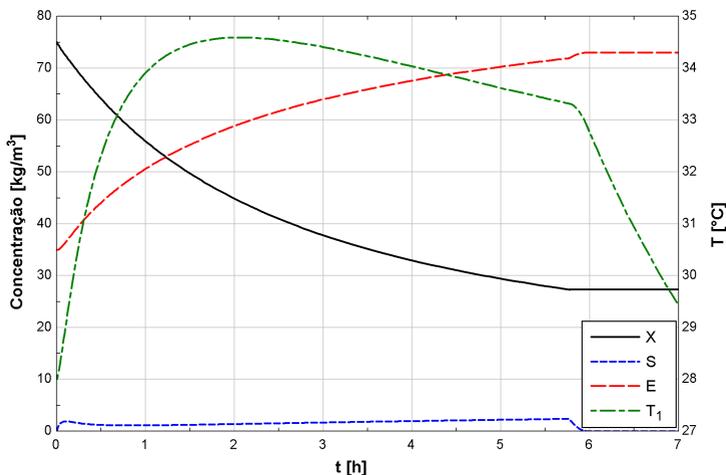


Figura 44 – Perfis de concentração de levedura (X), substrato (S), etanol (E) e temperatura do meio fermentativo (T_1) durante a fermentação alcoólica utilizando apenas a torre de resfriamento

Observa-se pela Figura 45 que a taxa de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo \dot{Q}_f está relacionada com o aumento de concentração de substrato e de concentração de etanol. O valor médio da taxa de transferência de calor liberada durante a fermentação alcoólica é de 3250 kW. Entretanto, a taxa de transferência de calor retirada pela torre de resfriamento permanece baixa durante o início do processo, fazendo com que a temperatura do meio fermentativo aumente rapidamente.

Na Tabela 10, estão apresentados os resultados das simulações do processo em diferentes situações. Como discutido anteriormente, à medida que a temperatura da fermentação aumenta, a eficiência e a produtividade em etanol diminuem. Observa-se que os resultados obtidos para a condição real (E) e para os processos fermentativos em condição isotérmica (A , B , C e D) são diferentes. A diferença entre a concentração de etanol do processo B (temperatura constante de $32 \text{ }^\circ\text{C}$) e do E é de $1,2 \text{ kg m}^{-3}$, ou seja, um aumento da produção de etanol de 1 m^3 por batelada alimentada.

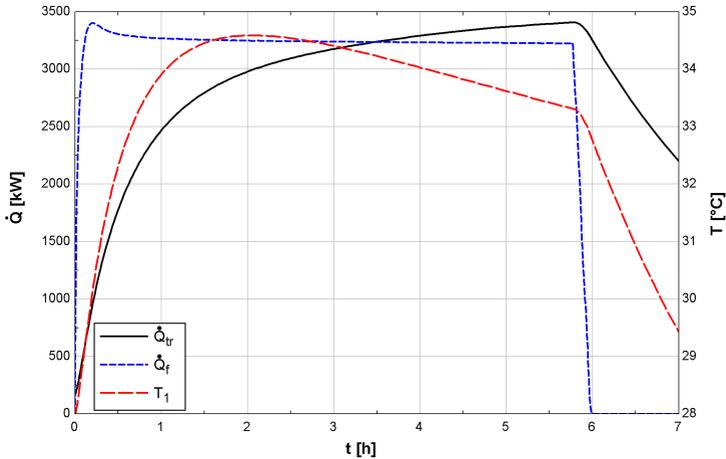


Figura 45 – Taxas de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo e retirada pela torre de resfriamento

Observa-se que à medida que a temperatura do meio fermentativo diminui, a concentração final de biomassa aumenta em decorrência do aumento da taxa específica de crescimento celular μ .

Tabela 10 – Resultados das fermentações para diferentes condições

Parâmetro	Unidade	A	B	C	D	E
T_1	°C	28	32	36	40	*
$X_{t=7h}$	kg m ⁻³	31,8	28,4	26,2	24,5	27,4
$S_{t=7h}$	kg m ⁻³	0	0	0	0	0
$E_{t=7h}$	kg m ⁻³	77,1	74,2	71,4	70,2	73,0
pr_E	kg m ⁻³ h ⁻¹	10,6	10,6	10,2	5,0	10,5
η_f	%	93,1	89,0	85,2	83,4	87,4

* Variação da temperatura do meio fermentativo com a torre de resfriamento apresentado na Figura 44.

Pode-se observar portanto que somente a torre de resfriamento é insuficiente para remover o calor liberado durante a fermentação. A temperatura do meio fermentativo ultrapassa o valor ideal de 32 °C. Estes resultados mostram que é necessário aumentar a capacidade de resfriamento do sistema. No presente trabalho foi analisado a inclusão de um resfriador de absorção.

5.3 FERMENTAÇÃO ALCOÓLICA UTILIZANDO RESFRIADOR DE ABSORÇÃO NO SISTEMA DE RESFRIAMENTO

Na Figura 46, é apresentado o esquema de resfriamento de um sistema fermentativo conjugado a um resfriador de absorção. O resfriador utiliza uma fonte quente disponível do processo industrial, a água condensada contaminada proveniente do processo de evaporação.

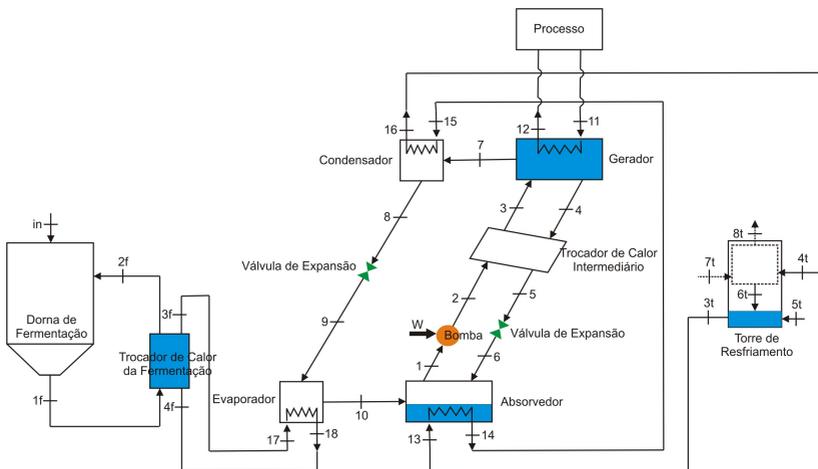


Figura 46 – Sistema de resfriamento do processo fermentativo com resfriador de absorção

Os perfis de concentração de levedura X , substrato S e etanol E e a temperatura do meio fermentativo T_{1f} durante a fermentação utilizando o resfriador de absorção para refrigerar a dorna de fermentação são ilustrados na Figura 47. A concentração final de etanol atinge $75,6 \text{ kg m}^{-3}$ para uma eficiência da fermentação de $90,2 \%$. A produtividade em etanol é de $10,8 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$.

A taxa de transferência de calor média liberada durante o processo fermentativo é de 3250 kW , conforme mostrado na Figura 48. A taxa de transferência de calor do evaporador do resfriador \dot{Q}_e situa-se ligeiramente abaixo do valor do calor liberado durante a fermentação, fazendo com que a temperatura do meio fermentativo aumente progressivamente. A temperatura do meio fermentativo atinge um valor máximo de $31,0 \text{ }^\circ\text{C}$.

A água condensada contaminada, utilizada como fonte quente do resfriador, é uma boa fonte de energia disponível nas indústrias sucroenergéticas. Como mostrado na Tabela 8, a vazão mássica da fonte quente \dot{m}_{11} é de

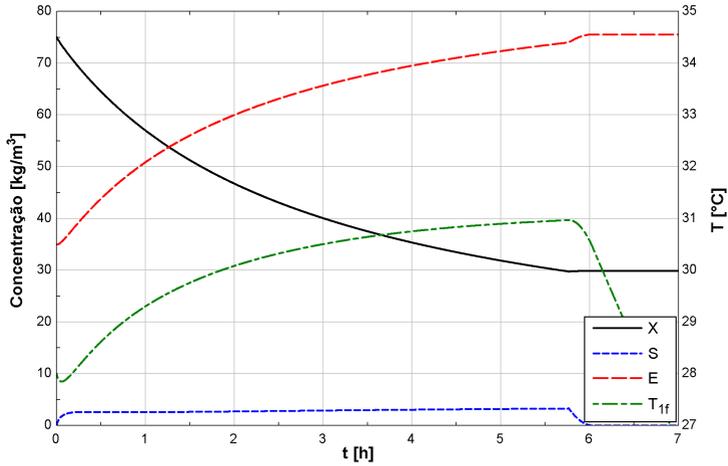


Figura 47 – Perfis de concentração de levedura, substrato, etanol e temperatura do meio fermentativo durante a fermentação alcoólica utilizando o resfriador

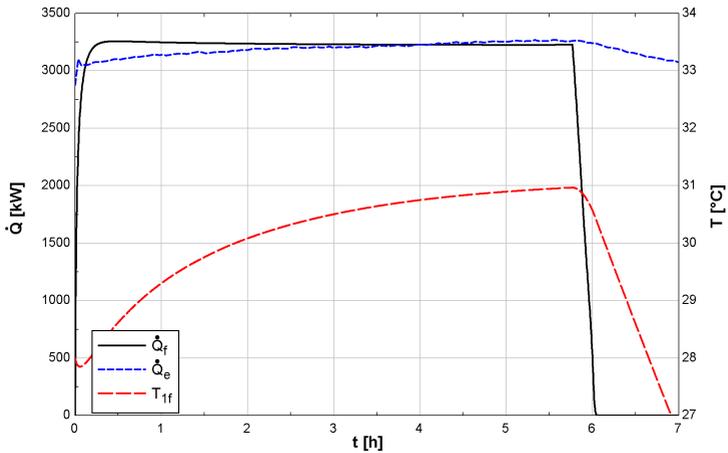


Figura 48 – Taxa de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo e calor retirado pelo resfriador

150 kg s^{-1} para uma capacidade de refrigeração média de 3189 kW.

Os perfis das taxas de transferência de calor dos trocadores de calor do resfriador são apresentados na Figura 49. Observa-se que a capacidade de refrigeração \dot{Q}_e aumenta em torno de 8 % durante o processo, contribuindo para a diminuição da temperatura da fermentação e aumentando assim, a eficiência da fermentação. Existem algumas alternativas disponíveis para aumentar a capacidade de refrigeração do resfriador, tais como aumentar a temperatura da água da fonte quente T_{11} ou diminuir a temperatura proveniente da torre de resfriamento T_{3t} que é utilizada no absorvedor T_{13} e no condensador T_{15} . O coeficiente de performance é levemente afetado durante o processo fermentativo e seu valor médio é de 0,83.

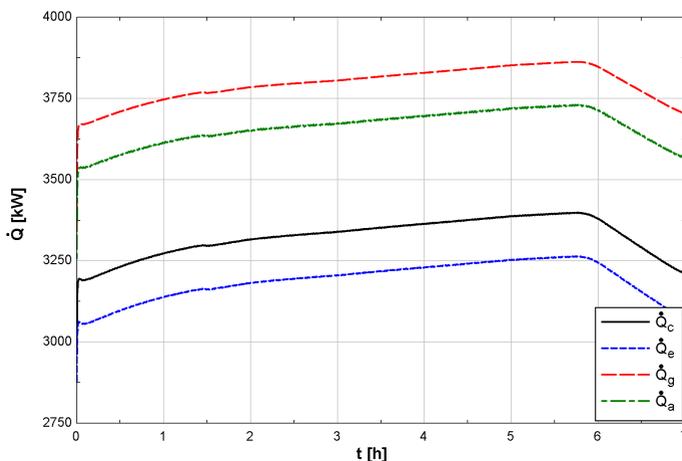


Figura 49 – Taxas de transferência de calor do resfriador

As curvas de concentrações de brometo de lítio da solução fraca e da solução forte são apresentadas na Figura 50. A figura mostra que as concentrações da solução de brometo de lítio diminuem ao longo da fermentação alcoólica, aumentando apenas após o final da alimentação do mosto. A diferença entre as concentrações de brometo de lítio das soluções forte e fraca $\Delta\xi$ aumenta durante o processo fermentativo, fazendo com que a vazão mássica de vapor superaquecido (ponto 7) aumente e conseqüentemente a capacidade de refrigeração Q_e do resfriador (Figura 49). A linha de cristalização ξ_{crist} mostrada na Figura 50 indica o valor da fração mássica de brometo de lítio no ponto 6, no qual o processo de cristalização é mais propenso de ocorrer. A diferença entre a fração mássica de brometo de lítio da solução forte e a

do ponto de cristalização ξ_{crist} situa-se ao redor de 10 %, mostrando que as condições operacionais do resfriador estão longe das condições de risco de cristalização.

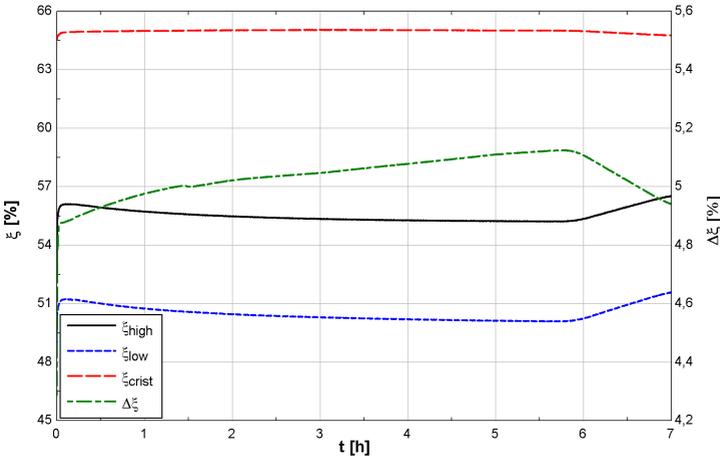


Figura 50 – Concentrações de brometo de lítio da solução fraca e da solução forte ao longo do processo fermentativo

A Figura 51 mostra o Diagrama de Dühring, ilustrando o estado inicial e o estado correspondente a seis horas a partir do início do processo fermentativo. Observa-se aqui também a redução das concentrações de brometo de lítio das soluções forte e fraca. As pressões de alta e baixa aumentam ligeiramente durante o processo fermentativo, ocasionando assim o aumento das temperaturas do condensador T_c e do evaporador T_e (Figura 52).

Durante a fermentação alcoólica, a água de saída do evaporador T_{18} aumenta aproximadamente 2 °C, por causa da variação das condições operacionais do resfriador. A água de saída do gerador T_{12} é de 89 °C. Essa água pode ainda ser utilizada em outros processos industriais, visando aumentar a eficiência energética da planta, tais como no processo de secagem de açúcar, de recuperação de etanol durante o processo de destilação ou no resfriamento do mosto e do vinho.

O processo fermentativo utilizando o resfriador de absorção difere significativamente da fermentação com a torre de resfriamento, como foi constatado nas simulações anteriores. Na Tabela 11, é apresentado um resumo das simulações do processo fermentativo utilizando a torre de resfriamento (A) e o resfriador de absorção (B).

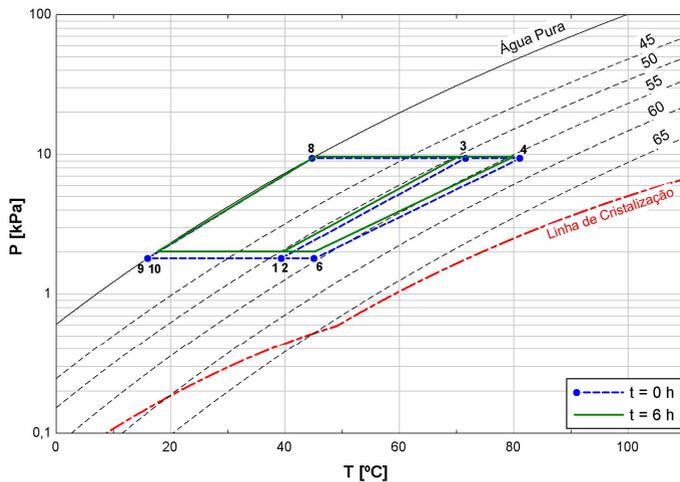


Figura 51 – Diagrama de Dühring do resfriador no início e no final do processo fermentativo

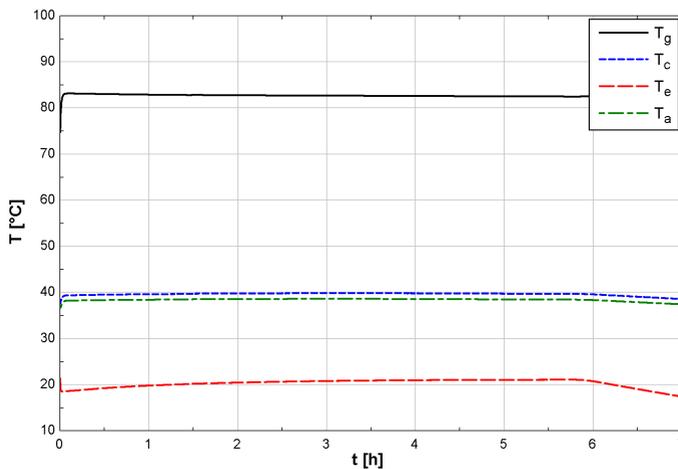


Figura 52 – Temperatura dos componentes internos do resfriador de absorção - gerador, condensador, evaporador e absorvedor

A diferença entre a temperatura média da fermentação utilizando a torre de resfriamento $\overline{T}_{1;tr}$ e o resfriador $\overline{T}_{1;abs}$ é de 2,4 °C, resultando em um acréscimo de produtividade em etanol de 0,3 kg m⁻³ h⁻¹ e um aumento da eficiência da fermentação de 2,8 %. Isto é evidenciado através da análise da diferença entre a concentração de etanol $E_{t=7h}$ do processo fermentativo com o resfriador e com a torre de resfriamento, que é igual a 2,6 kg m⁻³, ou seja, há um aumento da produção de etanol de 2,3 m³ a cada processo fermentativo com a utilização do resfriador de absorção.

Com o resfriador, a variação da temperatura ΔT durante o processo fermentativo diminui em comparação à fermentação com a torre de resfriamento. Esta menor variação de temperatura resulta em um menor estresse celular, conferindo uma maior produtividade em etanol e eficiência da fermentação.

Tabela 11 – Resultados do processo fermentativo utilizando a torre de resfriamento e o resfriador de absorção

Parâmetro	Unidade	A*	B**	Diferença
\overline{T}_1	°C	32,4	30,0	2,4
$T_{1;max}$	°C	34,6	31,0	3,6
ΔT	°C	6,6	3,0	3,6
$X_{t=7h}$	kg m ⁻³	27,4	29,9	-2,5
$S_{t=7h}$	kg m ⁻³	0	0	0
$E_{t=7h}$	kg m ⁻³	73,0	75,6	-2,6
pr_E	kg m ⁻³ h ⁻¹	10,5	10,8	-0,3
η_f	%	87,4	90,2	-2,8

* Resultados do processo de fermentação alcoólica com a torre de resfriamento.

** Resultados do processo de fermentação alcoólica com o resfriador de absorção.

Na Figura 53, são apresentadas as curvas de produtividade em etanol e da temperatura do meio fermentativo utilizando a torre de resfriamento e o resfriador ao longo da fermentação. Observa-se que a produtividade em etanol atinge seu valor máximo no início da fermentação em função de uma maior produção de etanol. O valor da produtividade em etanol da fermentação com o resfriador de absorção é sempre maior que o da fermentação somente com a torre de resfriamento.

A eficiência da fermentação e a concentração de etanol ao longo do processo fermentativo são mostradas na Figura 54. Essa figura mostra que no decorrer do processo fermentativo, os valores da produtividade em etanol e da eficiência da fermentação diminuem e a concentração de etanol aumenta. No início do processo, a eficiência da fermentação é maior devido à temperatura do meio fermentativo mais baixa, resultando em uma maior produção de

etanol.

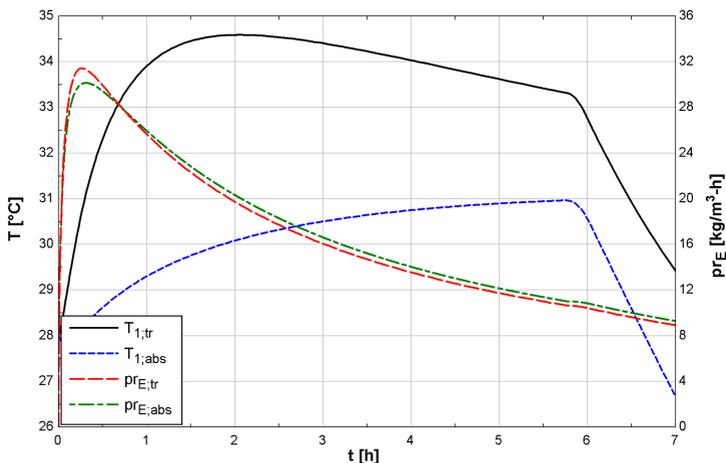


Figura 53 – Produtividade em etanol e temperatura do meio fermentativo com a torre de resfriamento e com o resfriador

Na Figura 55, são mostradas as curvas da concentração de substrato da fermentação com a torre de resfriamento S_{tr} e com o resfriador de absorção S_{abs} . Verifica-se que a concentração de substrato é maior para o processo fermentativo com o resfriador. Para ambos os casos, a quantidade de substrato adicionada durante toda a fermentação é a mesma e igual a aproximadamente 105 t. Isto deixa claro que o processo com o resfriador de absorção consome o substrato de maneira mais eficaz no início da fermentação, resultando em um calor liberado menor durante a fermentação.

A concentração de entrada de substrato S_{in} é um importante parâmetro a considerar na fermentação alcoólica. O efeito da variação da concentração de entrada de substrato é analisado e os resultados são apresentados na Figura 56. Observa-se nessa figura que à medida que a concentração de entrada de substrato aumenta, a eficiência da fermentação diminui, resultando em uma maior produtividade em etanol, no caso obtido com uma concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3} .

Os efeitos sobre o processo fermentativo, considerando-se a concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3} em termos dos perfis de concentração de levedura X , substrato S e etanol E e a temperatura do meio fermentativo T_{1f} são ilustrados na Figura 57. A concentração final de etanol é de $89,0 \text{ kg m}^{-3}$, demonstrando uma eficiência da fermentação de 87,8 %

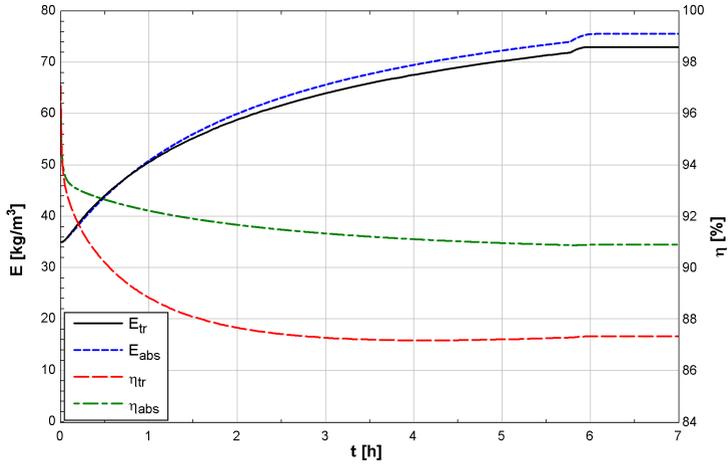


Figura 54 – Eficiência da fermentação e concentração de etanol com a torre de resfriamento e com o resfriador

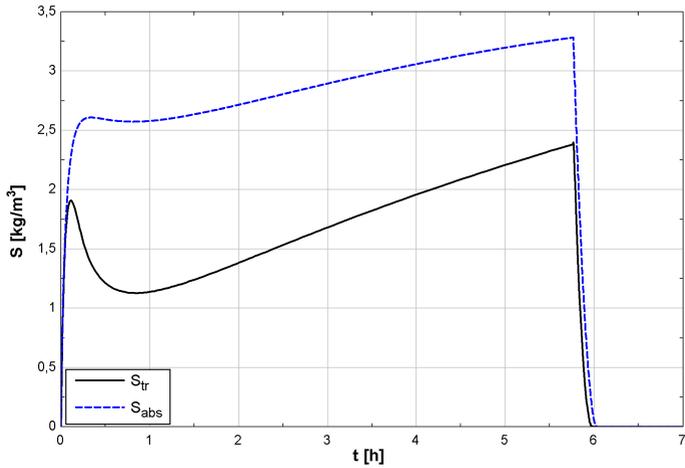


Figura 55 – Comportamento da concentração de substrato da fermentação com a torre de resfriamento e com o resfriador

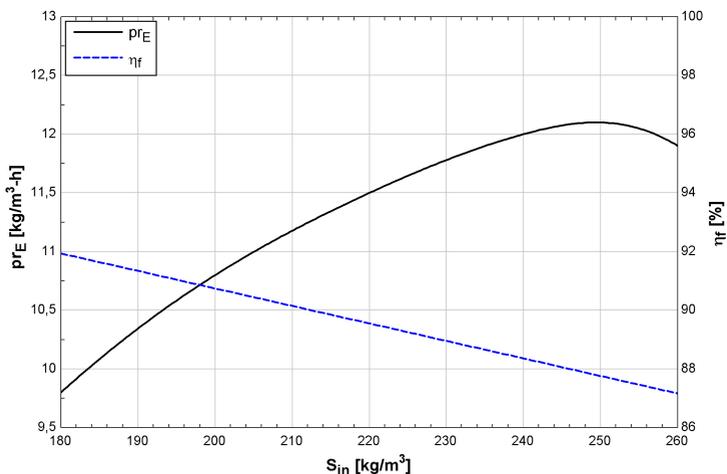


Figura 56 – Variação da concentração de entrada de substrato durante a fermentação alcoólica com o resfriador

e uma produtividade em etanol de $12,1 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$. A temperatura máxima durante a fermentação alcoólica é de $34,4 \text{ }^\circ\text{C}$, o que difere levemente da temperatura do meio fermentativo ideal de $32 \text{ }^\circ\text{C}$. A temperatura do meio fermentativo aumenta de forma significativa no início do processo, porém ela se estabiliza em $34,4 \text{ }^\circ\text{C}$ no decorrer da fermentação.

A concentração de substrato aumenta progressivamente durante a fermentação alcoólica. O processo fermentativo com uma concentração de entrada de substrato igual a 250 kg m^{-3} não consegue consumir esta quantidade de substrato que entra na dorna de fermentação. Açúcar é acumulado ao longo do processo fermentativo e a concentração de substrato diminui somente no término da alimentação de substrato (no intervalo de $5,8 \text{ h}$). Após o término da alimentação de substrato, existe ainda uma produção adicional de etanol, que acarreta o aumento de concentração de etanol em cerca de $5,0 \text{ kg m}^{-3}$ e da produção em $4,5 \text{ m}^3$.

Na Figura 58, são apresentadas as curvas de capacidade de refrigeração do resfriador e da taxa de transferência de calor liberada durante a fermentação alcoólica. Observa-se que o calor liberado durante o processo fermentativo é de cerca de $12,3 \%$ maior em relação ao processo real com o resfriador de absorção.

O Diagrama de Dühring no estado inicial e final do processo fermentativo para uma concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3} é ilustrado

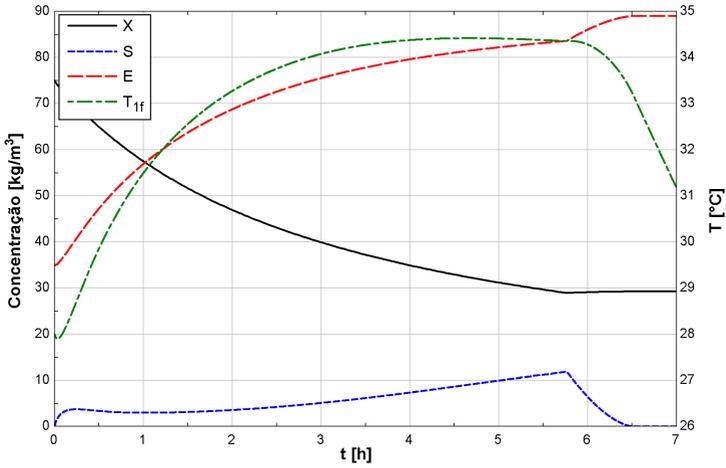


Figura 57 – Perfis de concentração de levedura, substrato, etanol e temperatura do meio fermentativo durante a fermentação alcoólica com o resfriador e para concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3}

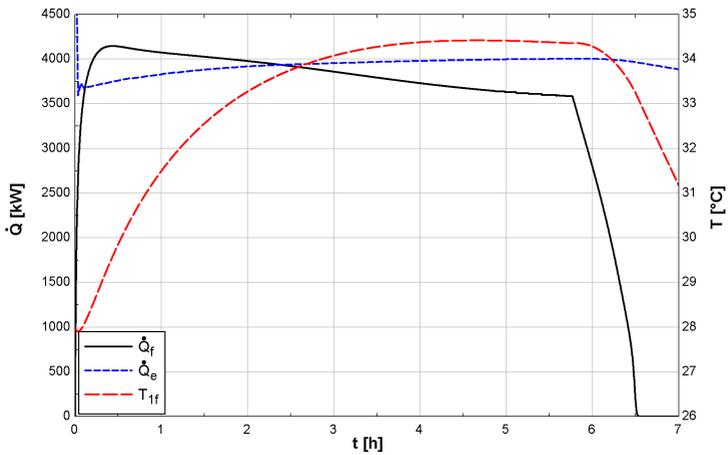


Figura 58 – Taxa de transferência de calor durante a fermentação alcoólica com o resfriador e para concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3}

na Figura 59. Devido ao aumento da taxa de transferência de calor liberada durante o processo fermentativo, a temperatura e a pressão do evaporador do resfriador aumentam expressivamente. Nota-se que as concentrações de brometo de lítio da solução fraca e da solução forte diminuem no início e no término da fermentação alcoólica. A pressão de alta do gerador do sistema de refrigeração por absorção não muda significativamente, pois a temperatura de entrada da fonte quente T_{11} permanece igual a $96\text{ }^{\circ}\text{C}$.

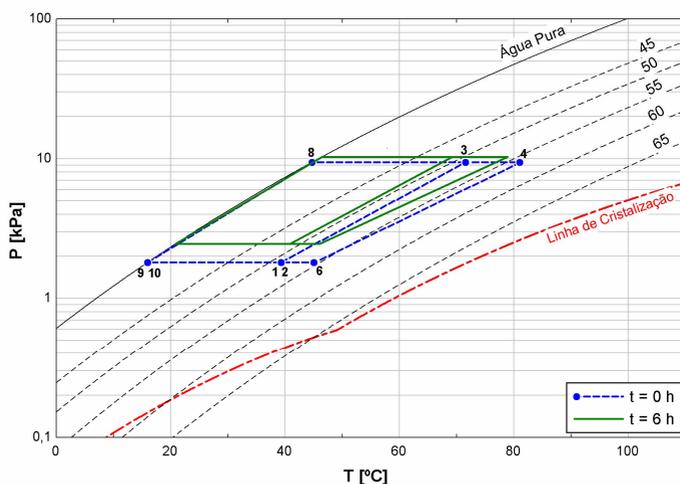


Figura 59 – Diagrama de Dühring do resfriador no estado inicial e final do processo fermentativo para uma concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3}

Na Tabela 12, são ilustrados os resultados da simulação do resfriamento do processo fermentativo com o resfriador para uma concentração de entrada de substrato de 200 e 250 kg m^{-3} , processos *A* e *B*, respectivamente.

Nota-se que a diferença entre a concentração de etanol dos processos *A* e *B* é de $13,4\text{ kg m}^{-3}$, o que representa um aumento de produção de etanol de aproximadamente $12,0\text{ m}^3$ para cada processo fermentativo. A produtividade em etanol aumenta de $1,3\text{ kg m}^{-3}\text{ h}^{-1}$ e a eficiência da fermentação diminui $2,4\%$.

A variação de temperatura ΔT , que representa a diferença entre a temperatura mínima e máxima durante o processo fermentativo, é de $6,5\text{ }^{\circ}\text{C}$. Esta significativa variação de temperatura resulta em um maior estresse celular e em uma menor produtividade em etanol. O ideal é que o temperatura permaneça constante no decorrer do processo fermentativo.

Os resultados demonstram as vantagens de utilização de um resfriador

Tabela 12 – Resultados do processo fermentativo com o resfriador para uma concentração de entrada de substrato de 200 e 250 kg m⁻³

Parâmetro	Unidade	*	**	Diferença
\bar{T}_1	°C	30,0	33,2	-3,2
$T_{1;max}$	°C	31,0	34,4	-3,4
ΔT	°C	3,0	6,5	-3,5
$X_{t=7h}$	kg m ⁻³	29,9	29,3	0,6
$S_{t=7h}$	kg m ⁻³	0	0	0
$E_{t=7h}$	kg m ⁻³	75,6	89,0	-13,4
pr_E	kg m ⁻³ h ⁻¹	10,8	12,1	-1,3
η_f	%	90,2	87,8	2,4

* Resultados da fermentação alcoólica com o resfriador e $S_{in} = 200$ kg m⁻³.

** Resultados da fermentação alcoólica com o resfriador e $S_{in} = 250$ kg m⁻³.

de absorção de simples efeito no processo de resfriamento da fermentação alcoólica. A utilização de um resfriador de absorção no processo fermentativo resulta em menor temperatura do meio e conseqüentemente maior produtividade e produção de etanol. A utilização do resfriador faz com que a relação entre a energia renovável produzida e a energia fóssil utilizada durante o processo do setor sucroenergético aumente para valores maiores que 8,9.

6 CONCLUSÕES E SUGESTÕES

No presente trabalho foram apresentados o modelo, a simulação e a análise do processo de resfriamento das dornas de fermentação das usinas de açúcar e álcool, utilizando um sistema de refrigeração por absorção.

A indústria sucroenergética possui diversas fontes de energia disponíveis para utilização nos resfriadores de absorção, como a água condensada contaminada do processo de evaporação, a vinhaça do processo de destilação e o vapor de *flash* do tratamento do caldo. No presente trabalho, a água condensada contaminada foi utilizada como fonte quente e é uma excelente opção de reaproveitamento energético no setor sucroenergético.

Os modelos do resfriador de absorção de simples efeito de brometo de lítio e água e da fermentação alcoólica em regime transiente foram utilizados e simulados através do *software* MATLAB® R2008a.

Os dados do resfriador de absorção foram estimados baseados em um resfriador da Thermax, modelo HL 80A TH, instalado na Usina Cerradinho Açúcar e Álcool S/A.

O resfriador de absorção de simples efeito é extremamente dependente da vazão e da temperatura da água da fonte quente, da fonte fria e das condições ambientais. Verificou-se que uma oscilação nas condições operacionais do resfriador de absorção faz com que o sistema de refrigeração se adaptasse rapidamente, entrando em regime permanente em poucos minutos.

A temperatura do meio fermentativo é um dos principais parâmetros do processo que influencia o metabolismo da levedura para produção de etanol. A temperatura da fermentação alcoólica de 32 °C resultou no aumento de produtividade em etanol. Uma superfície de resposta de produtividade em etanol foi apresentada e mostra uma região correspondente a uma maior produção de etanol limitada pela concentração de entrada de substrato entre 220 e 290 kg m⁻³ e temperatura do meio fermentativo entre 30 e 35 °C. Entretanto para essa região, o calor liberado durante o processo fermentativo é maior, demandando por conseguinte sistemas de refrigeração de maior porte.

Os resultados deste trabalho demonstram a viabilidade de utilização de resfriador de absorção no processo de resfriamento fermentativo, resul-

tando em uma redução de temperatura do meio fermentativo em $2,4\text{ }^{\circ}\text{C}$, um aumento da produtividade em etanol de $0,3\text{ kg m}^{-3}\text{ h}^{-1}$ e um aumento da eficiência da fermentação de $2,8\%$. A concentração de etanol aumentou $2,6\text{ kg m}^{-3}$, representando um aumento da produção de etanol de $2,3\text{ m}^3$ a cada processo fermentativo.

A otimização dos parâmetros fermentativos foi realizada e verificou-se que o aumento da concentração de entrada de substrato é uma importante fonte para o aumento da produtividade em etanol. Para concentração de entrada de substrato de 250 kg m^{-3} obteve-se um aumento na produtividade em etanol de $1,3\text{ kg m}^{-3}\text{ h}^{-1}$, o que representa um aumento de $12,0\text{ m}^3$ na produção de etanol a cada processo fermentativo. Deve-se analisar que uma maior concentração de entrada de substrato requer um processo de preparo de mosto mais eficaz e uma maior capacidade de moagem de cana de açúcar.

É necessário o desenvolvimento de condições para operar a fermentação com um maior teor alcoólico, utilizando cepas de leveduras mais adaptadas, que permitem a obtenção de um teor maior de etanol em decorrência de uma maior controle de temperatura nas dornas de fermentação. Nessa condição, reduzem-se a produção de vinhaça e o consumo de vapor durante o processo de destilação.

A utilização do resfriador de absorção torna a relação entre a energia renovável produzida e a energia fóssil utilizada no setor sucroenergético maior, contribuindo para a competitividade e a sustentabilidade da indústria de açúcar e etanol.

Investimentos em soluções mais modernas e tecnológicas propiciam ao setor sucroenergético um aumento do aproveitamento energético, ocasionando uma maior produção industrial e um aumento da eficiência global do processo. Diversos estudos tecnológicos estão sendo realizados no setor, aumentando o desenvolvimento nacional.

Algumas propostas para trabalhos futuros são recomendadas para uma continuidade do estudo realizado nesta dissertação, tais como:

1. Análise do controle do processo de resfriamento da fermentação alcoólica.
2. Análise econômica da introdução do resfriador de absorção no resfriamento da fermentação.
3. Análise de uma planta piloto para teste e averiguação dos resultados da introdução de um resfriador de absorção em uma indústria sucroenergética.
4. Desenvolvimento de novas cepas de leveduras capazes de realizar a

fermentação alcoólica com uma maior concentração de substrato, garantindo assim uma maior produtividade em etanol.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ALBERS, E.; LARSSON, C.; LIDÉN, G.; NIKLASSON, C.; GUSTAFSSON, L. Continuous estimation of product concentration with calorimetry and gas analysis during anaerobic fermentations of *Saccharomyces cerevisiae*. *Thermochimica acta*, v. 394, p. 185–190, 2002.

ALDIGUIER, A. S.; ALFENORE, S.; CAMELEYRE, X.; GOMA, G.; URIBELARREA, J. L.; GUILLOUET, S. E.; MOLINA-JOUVE, C. Synergistic temperature and ethanol effect on *Saccharomyces cerevisiae* dynamic behaviour in ethanol bio-fuel production. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, v. 26, n. 4, p. 217–222, 2004.

ANDRADE, R. V. *Modelagem de um Sistema de Refrigeração a Absorção para o Resfriamento de Dornas de Fermentação de Álcool*. 1999. 100 p. Dissertação (Mestrado em Ciências em Engenharia Mecânica) — Universidade Federal de Itajubá, Itajubá, Brasil, 1999.

ANFAVEA. *Anuário da Indústria Automobilística Brasileira*. São Paulo, Brasil: Associação Nacional dos Fabricantes de Veículos Automotores, 2010. 188 p.

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

ATALA, D. I. P.; COSTA, A. C.; MACIEL, R.; MAUGERI, F. Kinetics of ethanol fermentation with high biomass concentration considering the effect of temperature. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 91-93, n. 1-9, p. 353–365, 2001.

AYMAMÍ, M. N. *Desarrollo de una Bomba de Calor de Absorción a Gas con Fluidos Orgánicos e Intercambiadores de Placas*. Tese (Doctorado en Ingeniería Química) — Universitat Rovira i Virgili, 2001.

BEJAN, A.; KRAUS, A. D. *Heat Transfer Handbook*. 1. ed. New Jersey, USA: John Wiley and Sons, 2003. 1496 p.

BIAN, J. *Performance Investigation of CHP Equipment*. 2005. 94 p. Dissertação (Master of Science) — University of Maryland, College Park, USA, 2005.

BIAN, J.; RADERMACHER, R.; MORAN, D. Transient simulation of an absorption chiller in a CHP system. In: PROCEEDINGS OF THE INTERNATIONAL SORPTION HEAT PUMP CONFERENCE. Denver, USA, 2005.

BITTANTI, S.; MARCO, A. D.; GIANNATEMPO, M.; PRANDONI, V. A dynamic model of an absorption chiller for air conditioning. In: INTERNATIONAL CONFERENCE ON RENEWABLE ENERGIES AND POWER QUALITY. Granada, Spain, 2010.

BRASIL. *Matriz Energética Nacional 2030*. Brasília, Brasil: Ministério de Minas e Energia; colaboração Empresa de Pesquisa Energética, 2007. 254 p.

BRASIL. *Anuário Estatístico da Agroenergia*. Brasília, Brasil: Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento, 2009. 160 p.

BRASIL. *Manual de Conservação e Reuso de Água na Agroindústria Sucroenergética*. Brasília, Brasil: Agência Nacional de Águas, 2009. 288 p.

BRASIL. *Instituto Nacional de Meteorologia - Ministério da Agricultura, Pecuária e Abastecimento*. 2010. Disponível em: <<http://www.inmet.gov.br>>. Acesso em: 11 Dezembro 2010.

BRAUN, J. E.; KLEIN, S. A.; MITCHELL, J. W. Effectiveness models for cooling towers and cooling coils. *ASHRAE Transactions*, v. 95, n. 2, p. 164–174, 1990.

CAMARGO, C. A.; USHIMA, A. H.; RIBEIRO, A. M. M.; SANTOS, N. F. *Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e Alcool*. 1. ed. São Paulo, Brasil: Instituto de Pesquisa Tecnológicas, 1990. 796 p.

CARDEMIL, J. M. *Simulação de Sistemas Térmicos para Gerenciamento Energético de Usina Sucroalcooleira*. 2009. 110 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) — Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Brasil, 2009.

CHONGVATANA, P. Cooling system in ethanol plant with starch base feedstock. *ASHRAE Thailand Chapter*, p. 30–32, 2008.

CORTEZ, L. A. B.; FREIRE, W. J.; ROSILLO-CALLE, W. J. Biodigestion of vinasse in Brazil. *International Sugar Journal*, v. 100, n. 1196, p. 403–413, 1996.

DENCE, A. E.; NOWAK, C. C.; PEREZ-BLANCO, H. A transient computer simulation of an ammonia-water heat pump in cooling mode. In: PROCEEDINGS OF THE IECEC 96 : 31ST INTERSOCIETY ENERGY CONVERSION ENGINEERING CONFERENCE. Washington, USA, 1996.

DIAS, M. O. S.; FILHO, R. M.; ROSSELL, C. E. V. Efficient cooling of fermentation vats in ethanol production - Part 1. *Sugar Journal*, v. 70, p. 11–17, 2007.

DUMINIL, M. A brief history of refrigeration. International Institute of Refrigeration. 2001.

EPE. *Balanço Energético Nacional 2010: Ano Base 2009*. Rio de Janeiro, Brasil: Empresa de Pesquisa Energética, 2010. 276 p.

FOLEY, G.; DEVAULT, R.; SWEETSER, R. The future of absorption technology in America - A critical look at the impact of BCHP and innovation. In: ADVANCED BUILDING SYSTEMS CONFERENCE. Washington, USA, 2000.

GEORG, C.; BRILEY, P. E. 100 years of refrigeration. A history of refrigeration. *ASHRAE Journal*, p. 31–35, 2004.

GHOSE, T. K.; TYAGI, R. D. Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolysate. I. Batch versus continuous systems. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 21, p. 1387–1400, 1979.

GRANATO, E. F. *Geração de energia através da biodigestão anaeróbica da vinhaça*. 2003. 113 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Industrial) — Universidade Estadual Paulista, Bauro, Brasil, 2003.

HEROLD, K. E.; RADERMACHER, R.; KLEIN, S. A. *Absorption Chillers and Heat Pumps*. 1. ed. Boca Raton, USA: CRC Press, 1996. 330 p.

JARZEBSKI, A. B.; MALINOWSKI, J. J. Modeling of ethanol fermentation at high yeast concentrations. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 34, p. 1225–1230, 1989.

JEONG, S.; KANG, H.; LEE, C. S.; KARNG, S. W. Computer simulation on dynamic behaviour of a hot water driven absorption chiller. In: PROCEEDINGS OF THE INTERNATIONAL ABSORPTION HEAT PUMP CONFERENCE. New Orleans, USA, 1994.

KOHLLENBACH, P. *Solar cooling with absorption chillers: Control strategies and transient chiller performance*. 2006. 176 p. Tese (Doktor der Ingenieurwissenschaften) — Technischen Universität Berlin, 2006.

KOHLLENBACH, P.; ZIEGLER, F. A dynamic simulation model for transient absorption chiller performance. Part I: The model. *International Journal of Refrigeration*, v. 31, n. 2, p. 217–225, 2008.

KOHLLENBACH, P.; ZIEGLER, F. A dynamic simulation model for transient absorption chiller performance. Part II: Numerical results and experimental verification. *International Journal of Refrigeration*, v. 31, n. 2, p. 226–233, 2008.

LARUE, F.; LAFON-LAFOURCADE, S.; RIBEREAU-GAYON, P. Relationship between the sterol content of yeast cells and their fermentation activity in grape must. *Applied and Environmental Microbiology*, v. 39, n. 4, p. 808–811, 1980.

LEE, J. M.; POLLARD, J. F.; COULMAN, G. A. Ethanol fermentation with cell recycling: Computer simulation. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 25, p. 497–511, 1983.

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.

MCNEELY, L. A. Thermodynamic properties of aqueous solutions of lithium bromide. *ASHRAE Transactions*, v. 85, p. 413–434, 1979.

MERKEL, F. Verdunstungskühlung. *VDI Forschungsarbeiten*, n. 275, 1925.

PÁTEK, J.; KLOMFAR, J. Solid-liquid phase equilibrium in the systems of LiBr-H₂O and LiCl-H₂O. *Fluid Phase Equilibria*, v. 250, p. 138–149, 2006.

PATTERSON, M. R.; PEREZ-BLANCO, H. Numerical fits of the properties of lithium-bromide water solutions. *ASHRAE Transactions*, v. 96, p. 2059–2077, 1988.

PHISALAPHONG, M.; SRIRATTANA, N.; TANTHAPANICHAKOON, W. Mathematical modeling to investigate temperature effect on kinetic parameters of ethanol fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, v. 28, p. 36–43, 2006.

RADERMACHER, R. *VapCyc*, v. 1.1.2008.312. College Park, USA: Center for Environmental Energy Engineering, University of Maryland, 2008.

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.

SÁNCHEZ, S.; BRAVO, V.; MOYA, A. J.; CASTRO, E.; CAMACHO, F. Influence of temperature on the fermentation of D-xylose by *Pachysolen tannophilus* to produce ethanol and xylitol. *Process Biochemistry*, v. 39, p. 673–679, 2004.

STOECKER, W. F.; JONES, J. W. *Refrigeração e ar condicionado*. 1. ed. São Paulo, Brasil: McGraw-Hill, 1985. 687 p.

THÉVENOT, R. *A History of Refrigeration Throughout the World*. 1. ed. Paris, France: International Institute of Refrigeration, 1979. 476 p.

TORIJA, M. J.; ROZÉS, N.; POBLET, M.; GUILLAMÓN, J. M.; MAS, A. Effects of fermentation temperature on the strain population of *Saccharomyces cerevisiae*. *International Journal of Food Microbiology*, v. 80, p. 47–53, 2003.

UNICA. *Produção e uso do etanol combustível no Brasil*. São Paulo, Brasil: União da Indústria de Cana-de-Açúcar, 2007. 68 p.

YUAN, Z.; HEROLD, K. E. Specific heat measurements on aqueous lithium bromide. *HVACR Research*, v. 11, p. 361–375, 2005.

APÊNDICE A

PROPRIEDADES DA SOLUÇÃO AQUOSA DE BROMETO DE LÍTIO

As propriedades da solução aquosa de brometo de lítio são utilizadas no cálculo das variáveis da simulação do sistema de refrigeração por absorção. Nas próximas seções são apresentadas as formulações usadas para calcular algumas propriedades da solução.

A.1 ENTALPIA

A entalpia em função da temperatura e da concentração de brometo de lítio para concentrações de brometo de lítio entre 0 e 40 % é definida pela equação (MCNEELY, 1979),

$$h = \sum_{i=1}^3 (A_i \xi^{i-1}) + T \sum_{i=1}^3 (B_i \xi^{i-1}) \quad (\text{A.1})$$

onde a unidade da temperatura T é Farhneit e a unidade da entalpia h é BTU/lb. Os parâmetros da equação anterior são mostrados na Tabela 13.

Tabela 13 – Parâmetros da Equação A.1 para o cálculo da entalpia

i	A	B
1	-33,1054264	1,0090734
2	0,13000636	-0,01377507
3	0,00097096	8,5131 10 ⁻⁵

Para concentrações de brometo de lítio entre 40 e 70 %, a entalpia é calculada segundo a Equação A.2 e está apresentada na Figura 60 (ASHRAE,

2001). Os parâmetros da Equação A.2 estão mostrados na Tabela 14.

$$h = \sum_{i=1}^5 (A_i \xi^{i-1}) + T \sum_{i=1}^5 (B_i \xi^{i-1}) + T^2 \sum_{i=1}^5 (C_i \xi^{i-1}) \quad (\text{A.2})$$

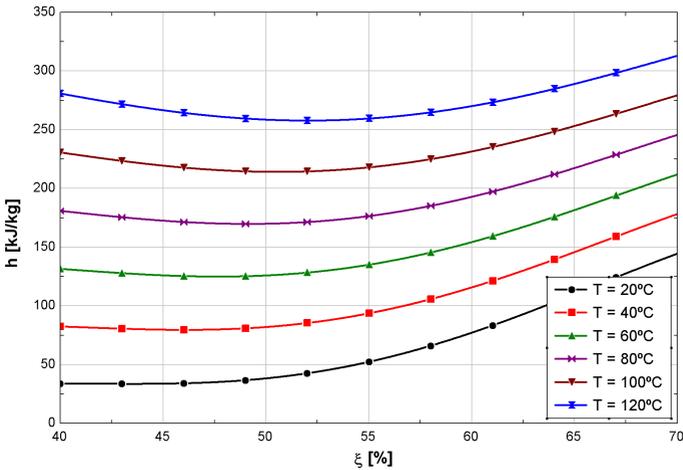


Figura 60 – Entalpia da solução aquosa de brometo de lítio

Os intervalos de utilização da Equação A.2 são:

– Concentração de brometo de lítio: $(40 \leq \xi \leq 70) \%_{LiBr}$

– Temperatura: $(15 \leq T \leq 165) ^\circ\text{C}$

A.2 TEMPERATURA

A correlação da temperatura da solução aquosa de brometo de lítio é apresentada em função da pressão e da concentração de brometo de lítio e foi apresentada por ASHRAE (2001). A função matemática é mostrada nas Equações A.3 e A.4 (Figura 61) e seus parâmetros estão mostrados na Tabela

Tabela 14 – Parâmetros da Equação A.2 para o cálculo da entalpia

i	A	B	C
1	-2024,33	18,2829	-3,7008214 10^{-2}
2	163,309	-1,1691757	2,8877666 10^{-3}
3	-4,88161	3,248041 10^{-2}	-8,1313015 10^{-5}
4	6,302948 10^{-2}	-4,034184 10^{-4}	9,9116628 10^{-7}
5	-2,913705 10^{-4}	1,8520569 10^{-6}	-4,4441207 10^{-9}

15. A temperatura do refrigerante T_r é dada em graus Celsius.

$$T_r = \frac{-2 C_3}{C_2 + \sqrt{C_2^2 - 4 C_3 (C_1 - \log P)}} - 273,15 \quad (\text{A.3})$$

$$T = \sum_{i=1}^4 (B_i \xi^{i-1}) + T_r \sum_{i=1}^4 (A_i \xi^{i-1}) \quad (\text{A.4})$$

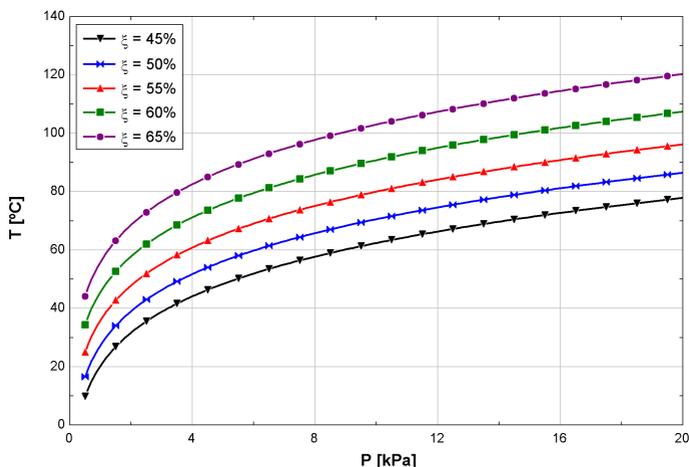


Figura 61 – Temperatura da solução aquosa de brometo de lítio

Os intervalos de utilização das Equações A.3 e A.4 são:

- Concentração de brometo de lítio: ($45 \leq \xi \leq 70$) % $LiBr$
- Temperatura: ($5 \leq T \leq 175$) °C

–Temperatura do refrigerante: $(-15 \leq T_r \leq 110)$ °C

Tabela 15 – Coeficientes das Equações A.3 e A.4 para o cálculo da temperatura

i	A	B	C
1	-2,00755	124,937	7,05
2	0,16976	-7,71649	-1596,49
3	-3,133362 10^{-3}	0,152286	-104095,5
4	1,97668 10^{-5}	-7,95090 10^{-4}	–

A.3 MASSA ESPECÍFICA

A massa específica da solução aquosa de brometo de lítio é calculada utilizando a correlação proposta por Patterson e Perez-Blanco (1988) e mostrada na Equação A.5 e Figura 62. Os intervalos para utilização da equação são:

–Temperatura: $(0 \leq T \leq 200)$ °C

–Concentração de brometo de lítio: $(0 \leq \xi \leq 70)$ % $_{LiBr}$

$$\rho = \sum_{k=1}^5 \xi^{k-1} [G_{1k} + T (G_{2k} + T G_{3k})] \quad (\text{A.5})$$

Os coeficientes da Equação A.5 são mostrados a seguir,

$$G_{ij} = \begin{pmatrix} 9,991 \cdot 10^{-2} & -2,39865 \cdot 10^{-2} & -3,90453 \cdot 10^{-3} \\ 7,74931 & -1,28346 \cdot 10^{-2} & -5,55855 \cdot 10^{-5} \\ 5,36509 \cdot 10^{-3} & 2,07232 \cdot 10^{-4} & 1,09879 \cdot 10^{-5} \\ 1,34988 \cdot 10^{-3} & -9,08213 \cdot 10^{-6} & -2,39843 \cdot 10^{-7} \\ -3,08671 \cdot 10^{-6} & 9,94788 \cdot 10^{-8} & 1,53514 \cdot 10^{-9} \end{pmatrix}$$

A.4 CALOR ESPECÍFICO

Yuan e Herold (2005) mediram o calor específico da solução aquosa de brometo de lítio em função da temperatura, da concentração de brometo de lítio e da pressão. O valor do calor específico varia muito pouco com a pressão de operação do sistema de refrigeração por absorção e o parâmetro mais influenciável é a temperatura.

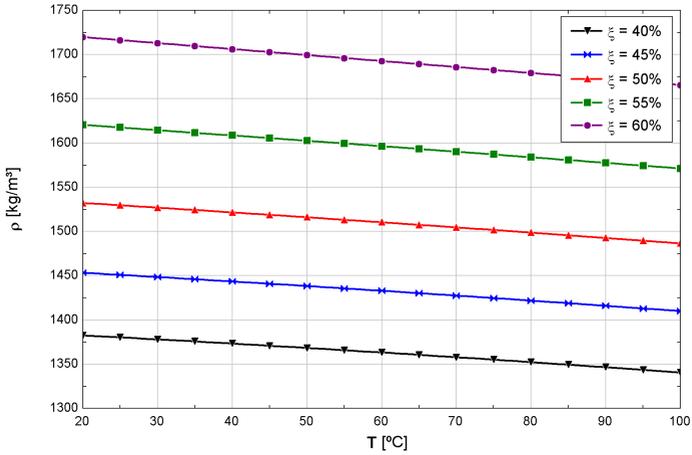


Figura 62 – Massa específica da solução aquosa de brometo de lítio

A função do calor específico está apresentada na Equação A.6 e na Figura 63 e os parâmetros desta equação estão mostrados na Tabela 16, onde a temperatura T é dada em Kelvin e o coeficiente T_0 é igual a 220 K.

$$\begin{aligned}
 C_p = & -2 T \left[\sum_{i=0}^3 (C_i \xi^i) + C_4 \xi^{1,1} \right] \\
 & -6 T^2 \left[\sum_{i=0}^2 (D_i \xi^i) + D_4 \xi^{1,1} \right] \\
 & -12 T^3 \sum_{i=0}^1 (E_i \xi^i) - \frac{2 T \sum_{i=0}^1 (F_i \xi^i)}{(T - T_0)^3} \\
 & -2 P T \sum_{i=0}^1 (V_i \xi^i) + \frac{\sum_{i=0}^3 (L_i \xi^i) + L_4 \xi^{1,1}}{T} \\
 & - \left[\sum_{i=0}^3 (M_i \xi^i) + M_4 \xi^{1,1} \right]
 \end{aligned} \tag{A.6}$$

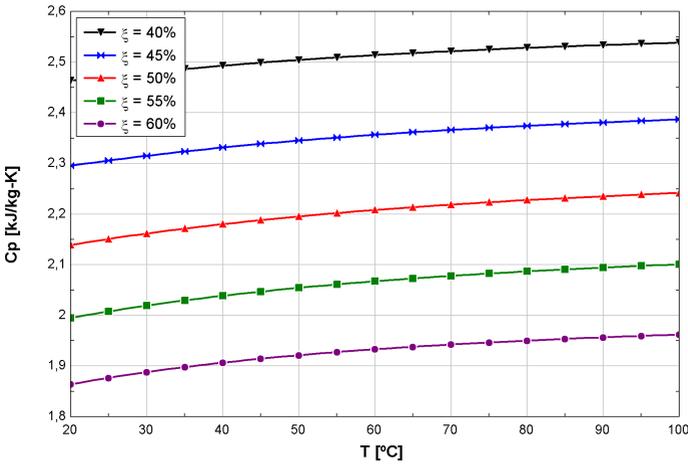


Figura 63 – Calor específico da solução aquosa de brometo de lítio

Tabela 16 – Parâmetros da Equação A.6 para o cálculo do calor específico

i	C	D	L
0	$2,648364472 \cdot 10^{-2}$	$-8,526516950 \cdot 10^{-6}$	$-2,183429482 \cdot 10^3$
1	$-2,311041091 \cdot 10^{-3}$	$1,320154794 \cdot 10^{-6}$	$-126,6985094$
2	$7,559736620 \cdot 10^{-6}$	$2,791995438 \cdot 10^{-11}$	$-2,364551372$
3	$-3,763934193 \cdot 10^{-8}$	–	$1,389414858 \cdot 10^{-2}$
4	$1,176240649 \cdot 10^{-3}$	$-8,511514931 \cdot 10^{-7}$	$158,3405426$
i	E	F	M
0	$-3,840447174 \cdot 10^{-11}$	$-51,59906276$	$-22,67095847$
1	$2,625469387 \cdot 10^{-11}$	$1,114573398$	$2,983764494 \cdot 10^{-1}$
2	–	–	$-1,259393234 \cdot 10^{-2}$
3	–	–	$6,849632068 \cdot 10^{-5}$
4	–	–	$2,767986853 \cdot 10^{-1}$
i	V		
0	$3,057997846 \cdot 10^{-9}$		
1	$-5,129589007 \cdot 10^{-11}$		

Cooling of Ethanol Fermentation Process Using Absorption Chillers*

Felipe Costa Magazoni, Julieta Barbosa Monteiro**, José Miguel Cardemil, Sergio Colle

Laboratory of Energy Conversion Engineering and Energy Technology - LEPTEN
Department of Mechanical Engineering, Federal University of Santa Catarina, 88040-900, Florianópolis, Brazil
E-mail: felipe@lepten.ufsc.br, julieta@lepten.ufsc.br, jose.cardemil@lepten.ufsc.br, colle@emc.ufsc.br

Abstract

Ethanol fermentation is an exothermic process, where the kinetics depends on temperature. This study proposes an alternative cooling system for use in ethanol fermentation using a single-effect water/lithium bromide absorption chiller, powered by waste heat from sugar and ethanol production processes, with a temperature range of 80 to 100 °C. The aim of this study is to model, simulate and analyze the behavior of an absorption refrigeration machine, according to the required cooling capacity of the fermentation system. A comparative analysis with and without the chiller is performed. The introduction of a chiller allowed a reduction in the temperature of the medium of around 1 °C and an increase of around 0.8 % in the fermentation efficiency. Under these conditions less cellular stress occurs and cellular viability is kept at higher levels. The results show that this reduction in temperature can increase the ethanol content of the wine. In the recovery of ethanol, a lower thermal load will be needed at the distillation, with a smaller amount of vinasse produced and consequently the energy efficiency of the plant will increase.

Keywords: Absorption chiller, lithium bromide, cooling, fermentation, ethanol, simulation.

1 Introduction

In industrial ethanol fermentation the yeast cells are submitted to stresses, such as ethanol and sugar concentrations and those originating from environmental factors, operating conditions and physico-chemical factors such as temperature, pH and salts concentration. Of these factors, temperature has the greatest effect on the fermentation kinetics of the process and cell viability (Phisalaphong et al. 2006). Temperature and ethanol can have synergistic effects on the dynamic behavior of the fermentation process. Another consideration with regard to thermal stress is the formation of by-products, such as glycerol and organic acids, mainly succinic and acetic. Studies have shown that the ideal fermentation temperature for increased productivity and maintenance of cell viability is around 32 °C (Aldignier et al. 2004; Phisalaphong et al. 2006).

Currently, the Brazilian ethanol and sugar plants use cooling towers to chill the fermentation process, but these fail to reduce and maintain the temperature of the fermentation medium, since they are dependent on the climate of the region, and this is detrimental to the good performance of the equipment. A small deviation in temperature can affect the kinetic behavior of the fermentation as well as the degree of contamination by bacteria and the development of new *Saccharomyces cerevisiae* strains, as well as wild yeast, and non-*Saccharomyces* species (Torija et al. 2003). There is also a correlation between the ethanol tolerance of yeast cells and fermentation temperature (Aldignier et al. 2004). The temperature also affects the osmotolerance of yeast cells. This factor should be considered especially when cane molasses is used as the substrate. Thus, a cooling system capable of removing the heat released in

order to reduce and keep the fermentation temperature at ideal values is required.

An absorption chiller is thermally driven cooling equipment, which requires small external work. These machines become economically attractive when there is a residual thermal energy source available, such as geothermal energy, solar energy and waste heat from thermal processes (hot exhaust gas discharges, hot water discharges and waste low pressure steam). Single-effect absorption technology provides a peak coefficient of performance approximately 0.8, and it operates with heat input temperatures in the range of 75 to 100 °C (Herold et al. 1996). This study proposes an alternative cooling system for use in ethanol fermentation using a single-effect water/lithium bromide absorption chiller, powered by waste heat from sugar and alcohol production, for example, the contaminated condensate (96 °C) from the sugarcane juice evaporation process, vinasse (80 °C) from distillation and flash saturated steam (100 °C).

The aim of this study is to investigate the behavior of the fermentation process with the introduction of an absorption chiller in the cooling system of the fermentation vats, in an industrial ethanol fermentation process (Usina Cerradinho Açúcar e Alcool S/A).

2 Materials and Methods

2.1 System Description

A schematic diagram of the cooling system for ethanol fermentation is shown in Figure 1. This figure represents the fermentation module of the ethanol industrial process and it consists of the following components: single-effect absorption chiller and fermentation system.

The components of the single-effect water/lithium bromide absorption chiller, shown in region slowman-

*This paper is an updated version of a paper published in the ECOS'09 proceedings. It is printed here with permission of the authors and organizers

**Corresponding Author

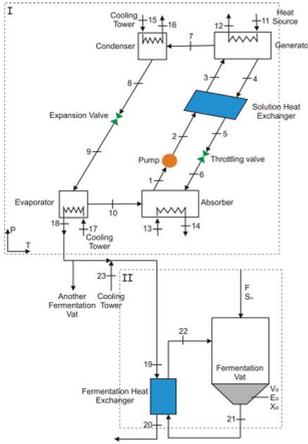


Figure 1. Schematic diagram of the cooling system for ethanol fermentation using a single-effect absorption chiller.

capì@ of Figure 1, are: generator, absorber, condenser, evaporator, solution heat exchanger, solution pump, expansion valve and throttling valve. Firstly, the weak solution of lithium bromide is pumped from the low pressure region in the absorber to the high pressure region in the generator where heat is supplied by the waste heat source (point 11) and the refrigerant water is separated from aqueous lithium bromide solution by evaporation. The superheated steam (7) goes through the condenser where it is condensed on the surface of a cooling coil. The saturated water, that leaves the condenser, is throttled through the expansion valve to the lower pressure in the evaporator, where it evaporates by absorbing heat and provides cooling capacity (point 18). The saturated steam from the evaporator (point 10) flows to the absorber where it is absorbed by the strong solution originating from the generator. The mixing process in the absorber is exothermic and needs to reject heat transferring it to the water from the condenser. The weak solution, which leaves the absorber, is pumped to the generator and goes through the solution heat exchanger where it is heated, and the refrigeration process begins again.

One constraint of the single-effect water/lithium bromide absorption chiller is the crystallization of the absorbent (lithium bromide) and the point of the cycle most vulnerable in this regard is the stream entering the absorber (point 6), because of its highly concentrated solution and low temperature.

The absorption chiller has a nominal cooling capacity of 3000 kW and it chills two fermentation vats. The cooling capacity of the absorption chiller was selected

considering the availability of waste heat at the plant. This study only shows the refrigeration of one fermentation vat, thus the mass flow rate of the chilled water from the evaporator is divided into two streams. The volume flow rate and the temperature of some streams in the absorption chiller are shown in Table 1. The configuration of the water loop inlet in the absorption chiller is: condenser (point 15) and evaporator (point 17) use the water that leaves the condenser (point 16) to reject heat. Usually commercial absorption chillers use inverse configuration (from absorber to condenser) in order to avoid crystallization. As the operation temperature range does not present risk of crystallization, it is reliable to operate under the configuration described above, allowing higher COP (Herold et al. 1996). The generator is heated by the contaminated condensate from the juice evaporation process during sugar production (point 11). The water used to cool the fermentation vat is a mixture of chilled water (point 18) and water from cooling tower (point 23). The simulation of the cooling tower is beyond the scope of this analysis.

Table 1. Volume Flow Rate and Temperature of Some Streams in the Absorption Chiller.

Point	\dot{V} (m^3h^{-1})	T ($^{\circ}\text{C}$)
1	26	-
11	350	96
13	800	T_{16}
15	800	T_{23}
17	450	T_{23}

The ethanol fermentation (region slowromancapiì in Figure 1) is a biochemical process where the sugars are transformed into alcohol by the industrial yeast *Saccharomyces cerevisiae*. The carbon source used is cane molasses. The fermentation time ranges from 4 to 6 h plus the wait time (1 to 3 h) and there are two fermentation processes per day for each vat. At the end of the fermentation, all sugars have been consumed and the final fermentation product, called wine, has an ethanol concentration of 60 to 90 kg m^{-3} .

The heat released during the ethanol fermentation is removed by means of a plate heat exchanger, where the cold stream (point 19) is provided by both streams, water from the cooling tower (point 23) and from the evaporator of the absorption chiller (point 18). The must from the fermentation vat (point 21) flows to the fermentation heat exchanger with a constant volume flow rate and the flow rate of the cold stream (point 19) is used as a manipulated variable to control the fermentation temperature.

The heat exchangers of the process are in a counter flow arrangement. Plate heat exchangers are used at the solution heat exchanger of the absorption chiller and fermentation heat exchanger, while those of the absorption chiller are shell and tube heat exchangers. The absorption chiller heat exchangers are made of copper while the

fermentation heat exchanger is made of stainless steel AISI 304. The overall thermal conductances UA of heat exchangers are shown in Table 2.

Table 2. Overall Heat Transfer Coefficients of Heat Exchangers.

Component	UA (kWK^{-1})
Generator	165.0
Absorber	297.0
Condenser	198.0
Evaporator	371.3
Solution heat exchanger	31.6
Fermentation heat exchanger	966.4

2.2 Mathematical Modeling

2.2.1 Absorption Chiller The modeling of the absorption chiller is performed based on energy, mass and species balances, considering a quasi-steady state regime (the system moves quickly through a sequence of steady states, even while subjected to varying conditions over time), according to the theoretical fundamentals of Herold et al. (1996).

The mass flow rate balance of the generator is calculated using the expression

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 + \dot{m}_7 \quad (1)$$

Considering that there is no lithium bromide in the superheated steam (point 7), the lithium bromide balance in the generator is given by

$$\dot{m}_3 \cdot \xi_3 = \dot{m}_4 \cdot \xi_4 \quad (2)$$

where ξ_3 is the lithium bromide mass fraction of the weak solution and ξ_4 is the lithium bromide mass fraction of the strong solution.

The solution pump reaches the steady state flow rate quickly and maintains a constant rate. The expression for the work input of the solution pump is obtained as

$$\dot{W}_p = 100 \cdot \left[\frac{\dot{m}_1 \cdot (P_2 - P_1)}{\eta_p \cdot \rho_1} \right] \quad (3)$$

where η_p is the solution pump efficiency and its value is 72 % and ρ_1 is the density of the aqueous lithium bromide solution at point 1 in Figure 1.

The modeling of the heat exchanger-cycle cooling system of the absorption chiller is carried out using the energy balance and the Logarithmic Mean Temperature Difference (LMTD).

The coefficient of performance (COP) of the refrigeration machine is defined as follows

$$COP = \frac{\dot{Q}_c}{\dot{Q}_g + \dot{W}_p} \quad (4)$$

where \dot{Q}_c is the cooling capacity, \dot{Q}_g is the heat flow input in the generator and \dot{W}_p is the work input of the solution pump.

2.2.2 Fermentation The mathematical model for the ethanol fermentation is an unstructured model and the modeling is performed based on kinetic rate models coupled with mass balance equations for the cell, substrate and ethanol and the energy balance, for an industrial fed-batch fermentation process. It is assumed that the feed is sterile ($X_m = 0$).

The global mass balance is described as

$$\frac{dV}{dt} = \dot{F} \quad (5)$$

where \dot{F} is the substrate feed volume flow rate and dV/dt represents the variation in the volume during the fermentation process.

The rate of cell growth is defined as follows

$$\frac{dX}{dt} = \mu \cdot X - \frac{\dot{F} \cdot X}{V} \quad (6)$$

where μ is the specific growth rate and the factor \dot{F}/V is the dilution rate as the feed is added during the fermentation process.

The substrate consumption is modeled by the equation

$$\frac{dS}{dt} = -\frac{\mu \cdot X}{Y_{X/S}} - m_X \cdot X + \frac{\dot{F}}{V} \cdot (S_{in} - S) \quad (7)$$

where $Y_{X/S}$ is the yield factor of the cell based on the substrate consumption and m_X is the maintenance coefficient.

The ethanol formation is written as

$$\frac{dE}{dt} = \frac{Y_{E/S} \cdot \mu \cdot X}{Y_{X/S}} + m_E \cdot X - \frac{\dot{F} \cdot E}{V} \quad (8)$$

where $Y_{E/S}$ represents the yield factor of ethanol based on substrate consumption and m_E is the ethanol production associated with growth.

The variation in fermentation temperature T_{21} during the process is described by Eqn (9) and it is determined through the energy balance of the fermentation system.

$$\begin{aligned} \frac{dT_{21}}{dt} = & \frac{\dot{F}}{V} \cdot (T_{in} - T_{21}) - \frac{\dot{V}_{21}}{V} \cdot (T_{21} - T_{22}) \\ & + \left(\frac{\Delta H_S}{\rho_{in} \cdot C_{p,in}} \right) \cdot \left(\frac{\mu \cdot X}{Y_{X/S}} + m_X \cdot X \right) \end{aligned} \quad (9)$$

where ΔH_S is the heat released during the fermentation process and its value is 697.7 kJ per kilogram of substrate consumed (Albers et al. 2002), the inlet temperature T_{in} and the volume flow rate \dot{V}_{21} are shown in Table 4.

In the model shown, the specific growth rate is expressed as a function of limiting substrate concentration S (Monod equation) and of the inhibitory effects of substrate and ethanol concentration (Chose and Tyagi 1979), as represented by the following equation

$$\mu = \mu_{max} \cdot \left(\frac{S}{K_S + S} \right) \cdot \exp(-K_i \cdot S) \cdot \left(1 - \frac{E}{E_{max}} \right)^n \quad (10)$$

where μ_{max} is the maximum specific growth rate, K_S is the substrate saturation constant, K_i is the substrate

inhibition coefficient, E_{max} is the maximum ethanol concentration at which yeast cell growth is completely inhibited and n is the product inhibition power. Cell inhibition and death are not taken into account in the model due to the dilution effect in the fed-batch mode and the short residence time. This inhibition occurs at high yeast cell concentration, with cell recycling (Jarzebski and Malinowski 1989; Lee et al. 1983). Under industrial conditions, the microorganism is a yeast isolated from the industrial environment and therefore adapted to fermentation stress. In addition, in each fermentation cycle the yeast receives an acid treatment for 2 to 3 h, when nutrients are also supplied.

The parameters used in the model shown above were taken from the literature Atala et al. (2001) and are presented in Table 3. These expressions were determined for the temperature range of 28 to 40 °C, using an industrial yeast *Saccharomyces cerevisiae* (Pedra-2) and cane molasses as the substrate.

Table 3. Kinetic Parameters as a Function of Temperature.

Par.	Expression or Value
μ_{max}	$1.6 \cdot \exp\left(\frac{-41.5}{T_{21}}\right) - 1.3 \cdot 10^4 \cdot \exp\left(\frac{-431.4}{T_{21}}\right)$
E_{max}	$-0.4421 \cdot T_{21}^2 + 26.41 \cdot T_{21} - 279.75$
$Y_{X/S}$	$2.704 \cdot \exp(-0.1225 \cdot T_{21})$
$Y_{E/S}$	$0.6911 \cdot \exp(-0.0139 \cdot T_{21})$
K_i	$1.393 \cdot 10^{-4} \cdot \exp(0.1004 \cdot T_{21})$
K_S	4.1
m_E	0.1
m_X	0.2
n	1.5

The heat flow rate released during the fermentation process \dot{Q}_f is calculated as follows

$$\dot{Q}_f = \Delta H_S \cdot \left[\frac{V_{t-\Delta t} \cdot (S_{t-\Delta t} + S_{in}) - V \cdot S}{3600 \cdot \Delta t} \right] \quad (11)$$

where $S_{t-\Delta t}$ and $V_{t-\Delta t}$ represent the substrate concentration and the working volume of the fermentation vat at time $t - \Delta t$, S and V being the substrate concentration and the working volume at the present time and Δt representing the time difference.

The fermentation heat exchanger is modeled using the Logarithm Mean Temperature Difference (LMTD) method and the energy balance as described in Bejan and Kraus (2003).

The fermentation efficiency may be written as

$$\eta = 100 \cdot \left\{ \frac{E \cdot V - E_0 \cdot V_0}{0.511 \cdot [V \cdot (S_{in} - S) - V_0 \cdot (S_{in} - S_0)]} \right\} \quad (12)$$

where 0.511 is the sugar to ethanol conversion factor based on the theoretical maximum yield.

The ethanol productivity is calculated by the follow-

ing expression

$$\phi_E = \frac{E \cdot V - E_0 \cdot V_0}{V \cdot t} \quad (13)$$

2.3 Simulation

The data collected in a sugar and ethanol production plant (Usina Cerradinho Açúcar e Alcool S/A) are shown in Table 4 and they are used as the initial conditions for the simulation of the industrial fermentation process. For the fermentation, the feed flow rate of the must F and the inlet must temperature T_{in} change according to the expressions given in the table. The values for the feed substrate concentration S_{in} , initial cell X_0 and ethanol E_0 concentrations, initial temperature T_0 and initial volume V_0 are shown. The initial time of the refrigeration process is 0.45 h. The water temperature of the cooling tower T_{23} and volume flow rate V_{19} were taken during the fermentation process under industrial conditions at the above-mentioned plant and the temperatures vary according to the expression shown.

Table 4. Fermentation Data Collected at Usina Cerradinho Açúcar e Alcool S/A.

Parameter	Expression or Value
F	$8.73 \cdot t + 76.29$
S_{in}	200
E_0	34.56
X_0	71.6
T_0	28.37
T_{in}	$0.15 \cdot t + 31.43$
T_{23}	$-0.05 \cdot t^2 + 0.78 \cdot t + 26.03$
V_0	210
V_{19}	$-60.0 \cdot t + 1030.1$
V_{21}	1000

The simulations were performed using the software Engineering Equation Solver (EES[®], Klein and Alvarado (2008)). The properties of the water are were evaluated with the correlations given by IAPWS (1995). The specific enthalpy of the aqueous lithium bromide solution is was calculated in terms of the solution temperature and lithium bromide mass fraction using the correlation given by ASHRAE (2001). The density and the heat capacity of the aqueous lithium bromide solution are given by the equations of Patterson and Perez-Blanco (1988) and Yuan and Herold (2005), respectively. The correlations of the heat capacity and density of the sugarcane juice used in this work are were calculated by Rao et al. (2009).

3 Results and Discussion

Figure 2 shows the behavior of the fermentation process using only water from cooling tower to chill the vat, where cell X , substrate S and ethanol E concentration profiles are detailed. The fermentation temperature profile (T_{21}) is also presented. The final concentration of ethanol in the simulated fermentation reaches

73.60 kg m^{-3} against a value of 73.41 kg m^{-3} obtained in the industrial fermentation under analysis, representing a difference of 0.3% , and an ethanol fermentation efficiency of 88.4% . Considering 8 h of process (fermentation time plus wait time), the ethanol productivity is $7.9 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$. As seen from the figure, the fermentation temperature reaches a maximum of around 36°C . Thus, the use of water from the cooling tower as the only cooling source is insufficient to keep the fermentation temperature at the ideal value (32°C), which leads to a lower efficiency.

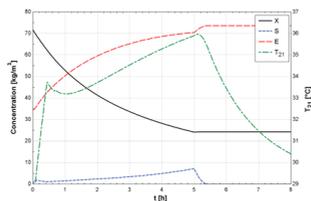


Figure 2. Ethanol E , substrate S and cell X concentration profiles for a fed-batch ethanol fermentation process using only the cooling tower to chill the vat.

For the absorption chiller and cooling tower configuration, the mass flow rate of the absorption chiller (point 18) is used to chill two fermentation vats and only half of the mass flow rate from the cooling tower is used, because some of this stream is used in the absorption chiller. As seen from Figure 3, the fermentation temperature decreases by around 1°C with the absorption chiller/cooling tower and the final ethanol concentration is 74.17 kg m^{-3} , increasing the ethanol concentration by around 0.57 kg m^{-3} , which represents an annual ethanol increase of approx. 240 m^3 per fermentation vat. The fermentation efficiency of process is 89.2% and ethanol productivity is $8.0 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$, considering 8 h of fermentation.

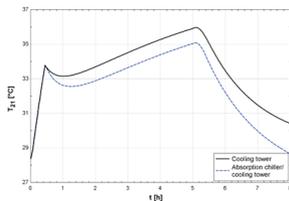


Figure 3. Fermentation temperature profiles T_{F1} using the cooling tower and the absorption chiller/cooling tower.

With the cooling system shown in Figure 1, the cooling capacity of the absorption chiller is not sufficient

to remove all the heat released during the fermentation. The fermentation temperature T_{21} continues to vary and differs greatly from the ideal temperature (32°C). A simulation with the fermentation temperature kept constant at 32°C during the whole process was performed, and the final ethanol concentration reached 75.37 kg m^{-3} , representing an annual ethanol increase of around 770 m^3 per fermentation vat. In this case, the fermentation efficiency and the ethanol productivity are 90.9% and $8.1 \text{ kg m}^{-3} \text{ h}^{-1}$, respectively. The fermentation efficiency increased 2.5% in comparison with that of the refrigeration system with only the cooling tower.

Thus, keeping the temperature at the ideal value can readily give several improvements in the process in terms of fermentation efficiency, productivity and cell viability. At high temperatures, the specific growth rate of contaminant microorganisms is increased, thus increasing the degree of contamination in the process. This contamination causes flocculation of the yeast cells, leading to problems in the centrifugation and incurring high costs for antibiotics. The high ethanol concentration combined with the high temperatures submits the cells to stress conditions. Under these conditions the yeast has a higher tendency to produce glycerol, which is the main by-product of ethanol fermentation. Thus, lower temperatures reduce the glycerol production, increasing the process efficiency.

Working with a lower fermentation temperature, the inlet substrate concentration S_{in} of the vat can be increased without adversely affect the fermentation process. Thus, on increasing the inlet substrate concentration, the production of ethanol in the fermentation vat increases and a wine with a higher ethanol concentration is passed to the distillery, producing a smaller amount of vinasse and requiring a lower thermal load (Camargo et al. 1990). The optimization of the fermentation process to increase the ethanol productivity, maintain cell viability and decrease the fermentation time, is needed when a higher inlet substrate concentration is used.

The heat flow released during the fermentation \dot{Q}_f and the heat flow of the fermentation heat exchanger $\dot{Q}_{f/hx}$ with the absorption chiller/cooling tower are shown in Figure 4. As seen from the figure, the heat flow of fermentation is greater than the heat flow of the heat exchanger, thus the fermentation temperature increases during the process. The ideal process would be when the heat flow released and the heat flow of the heat exchanger are the same. This can be achieved by controlling the fermentation temperature using the chilled water flow valve as the manipulated variable or using cold water with a high mass flow rate to maintain the ideal temperature.

Pressures profile of the absorption chiller internal flows is presented in Figure 5. High and low pressures increase slightly because of the temperature variation of cooling tower outlet, thereby internal temperatures are also affected, as shown in Figure 6. Chiller's COP variations during the fermentation process are negligible, holding close to 0.81 .

The lithium bromide concentrations of the weak solution ξ_3 and the strong solution ξ_4 are shown in Figure 7. The concentrations and the concentration differ-

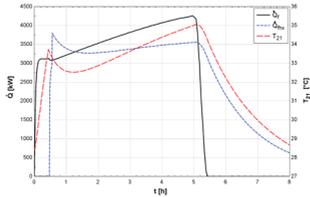


Figure 4. Heat flow rate released during ethanol fermentation \dot{Q}_f , heat flow rate of the fermentation heat exchanger $\dot{Q}_{f,hx}$ and fermentation temperature T_{21} .

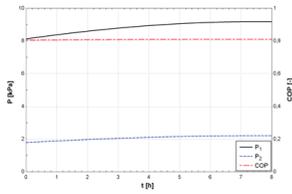


Figure 5. Pressure profile of absorption chiller internal flows.

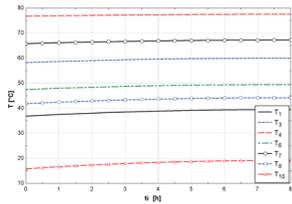


Figure 6. Temperature profile of absorption chiller internal flows.

ence $\Delta \xi$ between the strong and the weak solution decrease during the ethanol fermentation. Thus the mass flow rate of the superheated steam (point 7) decreases, and the cooling capacity \dot{Q}_c of the absorption chiller also decreases, as seen in Figure 8. The crystallization line ξ_{cryst} presented in Figure 7 shows the value of the lithium bromide mass fraction at point 6 from which the crystallization process occurs. The difference between the lithium bromide mass fraction of the strong solution ξ_4 and the mass fraction of the crystallization point ξ_{cryst} is around 10 %, showing that the operational conditions of the absorption chiller differ considerably from those

of the crystallization phenomenon.

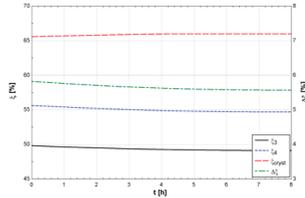


Figure 7. Variation of the lithium bromide mass fraction during the fermentation process.

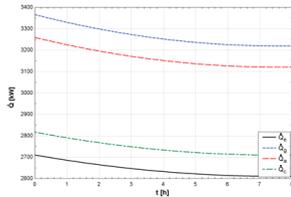


Figure 8. Heat flows variation during the fermentation process.

Similarly, the profile of the heat flow input in the absorption chiller was obtained during the fermentation process and is shown in Figure 8. The cooling capacity \dot{Q}_c decreases by around 4 % during the process. Thus, it can affect the fermentation temperature and reduce the fermentation efficiency. There are some alternatives available to increase the cooling capacity of the machine which include: increasing the water loop inlet temperature generator T_{11} or decreasing the temperature of the water from the cooling tower T_{23} that enters in the condenser T_{15} and evaporator T_{17} .

During the fermentation, the water loop outlet evaporator temperature T_{18} increases by around 3 °C, because of the temperature variation of the water from the cooling tower. The water loop outlet generator temperature T_{12} is around 88 °C. This stream can still be used in another process to improve the energy efficiency of the plant, either in a cooling capacity or to improve other processes such as air conditioning systems, sugar dryers, recovery of alcoholic gas in the distillery and cooling of must or wine.

The temperature of the water from the cooling tower T_{23} is an important parameter as it affects the performance and the cooling capacity of the absorption chiller. As seen in Figure 9, on increasing the water temperature, the heat flow input in the absorption chiller decreases. The cooling capacity \dot{Q}_c is affected by the cool-

ing tower and it is essential to keep the water temperature as low as possible. For each 1 °C increase in the temperature of the water from the cooling tower, the cooling capacity of the absorption chiller decreases by around 35 kW, which is the cause of the reduction in the cooling capacity shown in Figure 8.

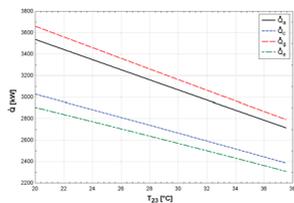


Figure 9. Heat flow input to the absorption chiller with the variation in the temperature of the water from the cooling tower.

4 Conclusions

The introduction of an absorption chiller in the ethanol fermentation cooling system has been investigated in this paper. A dynamic model for the fed-batch fermentation process coupled with a quasi-steady state model for the absorption system was developed under industrial conditions.

The simulation with the new configuration of the refrigeration system (absorption chiller and cooling tower) showed that it is possible to reduce the fermentation temperature by around 1 °C and increase the fermentation efficiency by around 0.8 %, representing an annual ethanol increase of around 240 m³ per fermentation vat. These results can be improved by decreasing the temperature to an ideal value in terms of both fermentation kinetics and cell viability. To improve these results, a refrigeration machine with a higher cooling capacity should be used, under controlled operating conditions. An increase in the ethanol concentration of the wine can reduce significantly the energy consumption in the downstream processes, such as distillation and vinasse concentration. The industrial losses, especially those related to contamination of the fermentation medium, can be minimized through a temperature control.

The results of this study demonstrate the potential application of the absorption chiller in the fermentation process. An absorption chiller powered by industrial waste heat is an excellent energy saving option in a co-generation system in a sugar and ethanol plant. This may also promote an increase in the energy balance of the ethanol production process, the value for which is currently around 8.5. All of these advantages contribute also to the competitiveness and sustainability of ethanol industry.

Acknowledgements

The authors would like to acknowledge Usina Ceradinho Açúcar e Alcool S/A for making available the

process data and the FINEP for the financial support of this study.

Nomenclature

COP	coefficient of performance
Cp	specific heat capacity, $\text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1}$
E	ethanol concentration, kg m^{-3}
h	enthalpy, kJ kg^{-1}
K_i	substrate inhibition coefficient, $\text{m}^3 \text{kg}^{-1}$
K_S	substrate saturation constant, kg m^{-3}
M	molecular mass, kg kmol^{-1}
m	mass flow rate, kg h^{-1}
m_E	ethanol production associated with growth, $\text{kg kg}^{-1} \text{h}^{-1}$
m_X	maintenance coefficient, $\text{kg kg}^{-1} \text{h}^{-1}$
n	product inhibition power
P	pressure, kPa
\dot{Q}	heat flow, kW
S	substrate concentration, kg m^{-3}
t	time, h
T	temperature, °C
UA	overall thermal conductance, kW K^{-1}
V	working volume, m^3
\dot{V}	volume flow rate, $\text{m}^3 \text{h}^{-1}$
X	cell concentration, kg m^{-3}
y	mole fraction
Y	yield factor, kg kg^{-1}
W	power, kW

Greek symbols

ΔH_S	fermentation heat released, kJ kg^{-1}
Δt	time difference, h
η	efficiency, %
μ	specific growth rate, h^{-1}
ϕ	productivity, $\text{kg m}^{-3} \text{h}^{-1}$
ρ	density, kg m^{-3}
ξ	lithium bromide mass fraction, %

References:

- Albers, E., Larsson, C., Lidén, G., Niklasson, C., and Gustafsson, L. (2002). Continuous estimation of product concentration with calorimetry and gas analysis during anaerobic fermentations of *Saccharomyces cerevisiae*. *Thermochemical acta*, 394:185–190.
- Aldiguer, A. S., Alfenore, S., Cameleire, X., Goma, G., Uribealarea, J. L., Guillouet, S. E., and Molina-Jouve, C. (2004). Synergistic temperature and ethanol effect on *Saccharomyces cerevisiae* dynamic behaviour in ethanol bio-fuel production. *Bioprocess and Biosystems Engineering*, 26(4):217–222.
- ASHRAE (2001). *HVAC Fundamentals Handbook*. American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Engineers.
- Atala, D. I. P., Costa, A. C., Maciel, R., and Mangeri, F. (2001). Kinetics of ethanol fermentation with high biomass concentration considering the effect of temperature. *Applied Biochemistry and Biotechnology*, 91-93(1-9):353–365.
- Bejan, A. and Kraus, A. D. (2003). *Heat Transfer Handbook*. John Wiley and Sons, Inc.

- Camargo, C. A., Ushima, A. H., Ribeiro, A. M. M., Souza, M. E. P., and Santos, N. F. (1990). *Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool*. IPT - Instituto de Pesquisas Tecnológicas.
- Ghose, T. K. and Tyagi, R. D. (1979). Rapid ethanol fermentation of cellulose hydrolysate. I. Batch versus continuous systems. *Biotechnology and Bioengineering*, 21:1387–1400.
- Herold, K. E., Radermacher, R., and Klein, S. A. (1996). *Absorption Chillers and Heat Pumps*. CRC Press.
- IAPWS (1995). *Formulation for the Thermodynamic Properties of Ordinary Water Substance for General and Scientific Use*. The International Association for the Properties of Water and Steam.
- Jarzebski, A. B. and Malinowski, J. J. (1989). Modeling of ethanol fermentation at high yeast concentrations. *Biotechnology and Bioengineering*, 34:1225–1230.
- Klein, S. A. and Alvarado, F. L. (2008). *Engineering Equation Solver*, volume 8.160-3D. F-Chart Software.
- Lee, J. M., Pollard, J. F., and Coulman, G. A. (1983). Ethanol fermentation with cell recycling: computer simulation. *Biotechnology and Bioengineering*, 25:497–511.
- Patterson, M. R. and Perez-Blanco, H. (1988). Numerical fits of the properties of lithium-bromide water solutions. *ASHRAE Transactions*, 94(2):2059–2077.
- Phisalaphong, M., Srirattana, N., and Tanthapanichakoon, W. (2006). Mathematical modeling to investigate temperature effect on kinetic parameters of ethanol fermentation. *Biochemical Engineering Journal*, 28:36–43.
- Rao, J., Das, M., and Das, S. K. (2009). Changes in physical and thermo-physical properties of sugarcane, palmyra-palm and date-palm juices at different concentration of sugar. *Journal of Food Engineering*, 90:559–566.
- Torija, M. J., Rozés, N., Poblet, M., Guillamón, J. M., and Mas, A. (2003). Effects of fermentation temperature on the strain population of *Saccharomyces cerevisiae*. *International Journal of Food Microbiology*, 80:47–53.
- Yuan, Z. and Herold, K. E. (2005). Specific heat measurements on aqueous lithium bromide. *International Journal of Heating, Ventilation, Air Conditioning and Refrigerating Research*, 11(3):361–375.