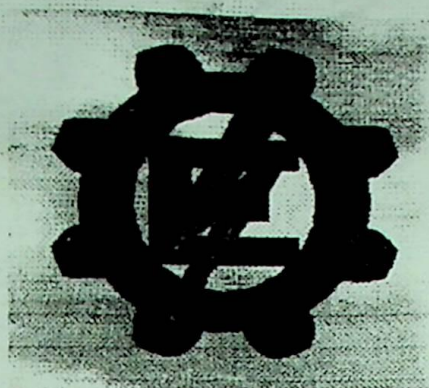


TESE

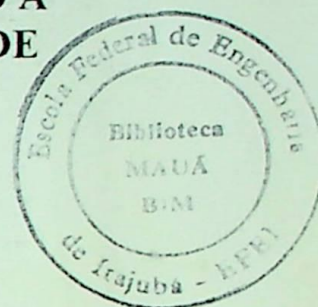
994



**ESCOLA FEDERAL DE ENGENHARIA
DE ITAJUBÁ**

**INSTITUTO DE ENGENHARIA
MECÂNICA**

**MODELAGEM DE UM SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO A
ABSORÇÃO PARA O RESFRIAMENTO DE DORNAS DE
FERMENTAÇÃO DE ÁLCOOL**



POR: RUBENILDO VIEIRA ANDRADE

ORIENTADOR: Prof. Dr. PIO CAETANO LOBO

Dissertação apresentada a Pró-Diretoria de Pesquisa e Pós-Graduação da Escola Federal de Engenharia de Itajubá como cumprimento parcial para a obtenção do título de Mestre em Ciências em Engenharia Mecânica, na Área de Concentração: Conversão de Energia.

Fevereiro de 1999
ITAJUBÁ, MG



Conselho Nacional de Desenvolvimento
Científico e Tecnológico

Dedico este trabalho aos meus pais, **José Nunes de Andrade** e **Raimunda Osair Vieira de Andrade**, pela compreensão e carinho, sempre a mim dedicados, aos meus irmãos **Rosa, Rosildo** e **Rosane**, pelo incentivo, e a minha querida noiva **Dayse**, que esteve presente em todas as fases da elaboração desta dissertação, nunca me deixando esmorecer.

AGRADECIMENTOS

A **Deus**, por ter me concedido a oportunidade de escrever esta dissertação;

Ao **Prof. Pio Caetano Lobo**, pela orientação e atenção nunca negada;

Aos **colegas da pós-graduação da EFEI**, pelo incentivo constante e dos quais sempre guardarei, com saudosismo, bons momentos vividos juntos.

Aos **professores e funcionários desta instituição** e ainda aqueles que direta ou indiretamente, contribuíram para a realização desta dissertação.

Ao **CNPq.**, pelo apoio financeiro.

**INDICE**

NOMENCLATURA	I
INDICE DE FIGURAS	III
INDICE DE TABELAS	VI
RESUMO	VIII
ABSTRACT	IX
1 – INTRODUÇÃO	1
1.1 – Processo de Obtenção do Álcool Carburante.	1
1.2 – Fermentação	2
1.3 – O Sistema Estudado	3
2 – REFRIGERAÇÃO POR ABSORÇÃO	6
2.1 – Introdução	6
2.2 – Funcionamento do Ciclo	6
2.3 – Propriedades do Fluido de Trabalho	7
2.4 – Análise Termodinâmica Considerando-se as Substâncias Binárias	12
2.4.1 – Coeficiente de eficácia de um ciclo de absorção ideal	15
2.5 – Comentários Finais	17
3 – O SISTEMA PROPOSTO	
3.1 - Introdução	18
3.2 – Adaptação do Sistema de Refrigeração a Absorção ao Conjunto Estudado	18
3.3 – Fontes de Alimentação do Sistema de Refrigeração a Absorção	21
3.4 – Comentários Finais	22
4 – ANÁLISE TERMODINÂMICA DO CONJUNTO ESTUDADO	23
4.1 – Introdução	23



4.2 – Balanço de Energia da Dorna de Fermentação	23
4.3 – Balanço Térmico para o Sistema de Refrigeração	29
4.4 – Comentários Finais	41
5 – SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DO CONJUNTO DORNA DE FERMENTAÇÃO	
SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO A ABSORÇÃO	42
5.1 – Introdução	42
5.2 – Discussão a Respeito do Programa de Simulação	42
5.3 – Apresentação das Equações para a Determinação das Propriedades do Vapor de Água.	43
5.4 – Discussão e Apresentação do Equacionamento para as Propriedades da solução de Brometo de Lítio Água (LIBR).	45
5.5 – Instruções para utilização do Programa de Simulação	47
5.6 – Comentários Finais	49
6 – ANÁLISE ECONÔMICA	50
6.1 – Introdução	50
6.2 – Métodos de Avaliação	50
6.3 – Sistemas avaliados	51
6.4 – Analise Econômica do Sistema de Refrigeração	52
6.4.1 – Analise econômica para o caso de haver duas máquinas suprindo a carga demandada pelo conjunto de dornas de fermentação	53
6.4.2 – Analise econômica para o caso de haver uma máquina suprindo a carga demandada pelo conjunto de dornas de fermentação	58
6.5 – Comentários Finais	62
7 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	63
7.1 – Introdução	63
7.2 – Justificativa da Refrigeração das Dornas de Fermentação de Alcool carburante	63
7.3 – Temperatura da Água de Refrigeração para Manter o Mosto a uma Faixa Ótima de Fermentação	63
7.4 – Influência dos Parâmetros Concentração da Solução e Temperatura	



de condensação no Sistema de Refrigeração	64
7.5 – Comentários Sobre as Configurações que Poderiam ser Adotadas	64
7.6 – Comentários Sobre as Máquinas Seleccionadas para a Análise Económica	65
7.7 – Dados de Produção	65
7.8 – Conclusões	66
7.9 – Sugestão para Trabalhos Futuros	67
 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	 68
 APÊNDICE A	 70
 APÊNDICE B	 80
 APÊNDICE C	 85
 APÊNDICE D	 94
 APÊNDICE E	 99



NOMENCLATURA

Alfabeto Português

Letras maiúsculas:

C - graus Celsius, custos

K - graus Kelvin

W - Watt

X - Concentração

CDE - Coeficiente de Eficácia

Cp - calor específico

Q - transferência mínima de calor

T - temperatura

TR - tonelada de refrigeração

VA - valor atual

P - pressão

S - saturação

I - investimento inicial

R - receitas

Alfabeto Português

Letras minúsculas

$\dot{m}$ - Fluxo de massa

h - entalpia, hora

i - taxa de juros do período

n - período

$\dot{q}$ - fluxo de calor

kg - quilograma

cm - centímetro

min. - mínimo

Alfabeto Grego

ϕ - Calor de reação da fermentação

**Subscrito****Maiúsculas**

A - Absorvedor
ABS - Absorção
AEA - Água que entra no evaporador
ASA - Água que sai do absorvedor
AL - Alimentação
AT - Água procedente da torre de refrigeração
ATS - Água procedente da torre de refrigeração que sai no evaporador
ATE - Água procedente da torre de refrigeração que entra no evaporador
AST - Água de refrigeração que sai do trocador de calor
AET - Água de refrigeração que entra no trocador de calor
C - Condensação
COMP - Compressão
E - Evaporação
G - Gerador
M - Mosto
MET - Mosto que entrada no trocador de calor
MST - Mosto que sai do trocador de calor
MS - Massa de mosto que sai da dorna de fermentação

Subscrito**Minúsculas**

p - pobre
r - rica
v - vapor





INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 – Esquema do processo de obtenção do álcool carburante	1
Figura 1.2 – Situação atual da fase de fermentação da usina estudada	4
Figura 2.1 – Diagrama do sistema de refrigeração a absorção	7
Figura 2.2 – Esquema de um gráfico de concentração Água-Amônia	8
Figura 2.3 – Diagrama Concentração-Entalpia para a Solução de Brometo de Lítio-Água	9
Figura 2.4 – Diagrama de Equilíbrio para a Solução de Brometo de Lítio-Água	10
Figura 2.5 – Diagrama de Equilíbrio e Propriedades Termodinâmicas da Solução de Brometo de Lítio-Água	11
Figura 2.6 - Fluxo de massa em um volume adiabático	12
Figura 2.7 - Esquema de um Ciclo de Refrigeração a Absorção	13
Figura 2.8 – Fluxos de massa e energia para o gerador	14
Figura 2.9 - Fluxos de massa e energia para o absorvedor.	14
Figura 2.10 – Fluxos de massa e energia no trocador de calor.	15
Figura 2.11 – Diagrama para análise de eficiência	16
Figura 3.1 – Modelo Proposto	19
Figura 3.2 – Ciclo com a água de refrigeração do mosto passando primeiro no absorvedor	20
Figura 3.3 – Ciclo com a água de refrigeração do mosto passando primeiro no condensador	20
Figura 3.4 – Esquema Geral de uma Destilaria Convencional	22
Figura 4.1 – Diagrama do sistema dorna de fermentação trocador de calor	24
Figura 4.2 – Gráfico da variação das temperaturas de entrada e saída de um trocador de calor	29
Figura 4.3 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr na temperatura do gerador para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	33
Figura 4.4 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no calor mínimo necessário ao funcionamento do sistema para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	34
Figura 4.5 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no	



trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no fluxo de massa de vapor mínimo necessário ao funcionamento do sistema para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	35
Figura 4.6 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no coeficiente de eficácia do sistema para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	36
Figura 4.7 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr na temperatura do gerador e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação	37
Figura 4.8 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no calor mínimo necessário ao funcionamento do sistema e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação	38
Figura 4.9 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no fluxo de massa de vapor mínimo necessário ao funcionamento do sistema e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.	39
Figura 4.10 – Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no coeficiente de eficácia do sistema e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação	40
Figura 5.1 – Tela de apresentação do programa de simulação	48
Figura 5.2 – Menu de acesso aos aplicativos do programa de simulação	49
Figura 6.1 – Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 520 TR	54
Figura 6.2 – Variação do valor atual em função da produção adicional para máquinas De 520 TR	55
Figura 6.3 – Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 465 TR	56
Figura 6.4 – Variação do valor atual em função da produção adicional para máquina	



de 465 TR	56
Figura 6.5 – Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 385 TR	57
Figura 6.6 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 385 TR	57
Figura 6.7 – Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 750 TR	58
Figura 6.8 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 765 TR	59
Figura 6.9 – Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 955 TR	59
Figura 6.10 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 955 TR	60
Figura 6.11 – Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 1000 TR	60
Figura 6.12 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 1000 TR	61



INDICE DE TABELAS

Tabela 4.1 – Resultados obtidos para os valores da temperatura de entrada da água de refrigeração para manter a temperatura do mosto em torno de 30 C	28
Tabela 4.2 – Valores obtidos para a temperatura do gerador a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C, fluxo de massa de solução procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	32
Tabela 4.3 – Valores obtidos para a transferência mínima de calor necessária ao sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	33
Tabela 4.4 – Valores obtidos para o fluxo de massa mínima de vapor necessária ao sistema de refrigeração calculada a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.	34
Tabela 4.5 – Valores obtidos para o coeficiente de eficácia para o sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto	35
Tabela 4.6 – Valores obtidos para a temperatura do gerador a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C, fluxo de massa de solução procedente do absorvedor igual a 3 kg/s e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.	36
Tabela 4.7 – Valores obtidos para a transferência mínima de calor necessária ao sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 3 kg/s e e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.	37
Tabela 4.8 – Valores obtidos para o fluxo de massa de vapor mínimo necessária ao sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a	



temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 3 kg/s e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.	38
Tabela 4.9 – Valores obtidos para o coeficiente de eficácia para o sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação	39
Tabela 6.1 – Características da máquinas de refrigeração a absorção selecionadas para o caso de haver dois desses equipamentos resfriando o mosto das dornas de fermentação	51
Tabela 6.2 – Características da máquinas de refrigeração a absorção selecionadas para o caso de haver um desses equipamentos resfriando o mosto das dornas de fermentação.	52
Tabela 6.3 – Valores significativos para análise econômica das máquinas de 465 e 385 TR	55
Tabela 6.4 – Valores significativos para análise econômica das máquinas de 750, 955 e 1000 TRs.	58



RESUMO

O processo de fabricação do álcool carburante passa por várias etapas e entre elas está a fermentação, onde efetivamente ocorre a conversão da matéria prima em álcool. Nessa fase da produção, deve-se manter a temperatura do mosto em torno de 32 C, já que temperaturas superiores são prejudiciais às leveduras, promovendo também, maior perda por evaporação.

Tendo em vista que há grande perda de disponibilidade na vinhaça despejada dos aparelhos de destilação e de excedentes de vapor rejeitados, investiga-se a transferência de calor dessas correntes para energizar um sistema de refrigeração a absorção, o qual teria a finalidade de manter a dorna de fermentação em condições ideais de funcionamento, promovendo assim seu máximo rendimento.

É realizado um balanço térmico da dorna de fermentação para que seja determinada as condições ideais para o seu funcionamento, bem como a modelagem do conjunto dorna de fermentação sistema de refrigeração a absorção. Os resultados obtidos são base para uma análise econômica, a qual pretende justificar a viabilidade do sistema de refrigeração.



ABSTRACT

The production of fuel alcohol consists of several steps, among which fermentation, where phase the brew is converted to ethanol. In this phase of the process, the temperature of the brew should lie around 32 C, since higher temperatures increase bacterial activity, which reduces ethanol production, and provoke larger evaporation losses.

In view of the great loss of availability in the spent liquor from the distillation apparatus and in surplus vapour ejected, the thermal energy in these streams is investigated as a source for an absorption refrigeration system, to maintain the fermentation vats within the ideal operating temperature range, to increase ethanol production and hence revenue.

An energy balance is performed on the control volume consisting of the first fermentation vats, heat exchanger and the absorption refrigerator to determine the ideal operating conditions of each element. A mathematical model of the control volume was set up on a computer to perform the energy balances. The results obtained formed the basis for an analysis to study the economic viability of the refrigeration system.

Capítulo 1

INTRODUÇÃO

1.1 Processo de Obtenção do Álcool Carburante.

O processo de obtenção do álcool carburante, até um determinado ponto, se confunde com o processo de obtenção de açúcares, onde o álcool pode ser obtido a partir de matérias primas amiláceas (mandioca, batata-doce, milho e outros grãos), celulósicas (madeira e resíduos agrícolas) e sacarinas (cana-de-açúcar, sorgo sacarino e beterraba), por outro lado, o açúcar de mesa (sacarose) só pode ser obtido a partir de matérias primas sacarinas.

Dentre as matérias primas de onde pode-se obter o álcool merece destaque as sacarinas, das quais é produzido praticamente todo o álcool e açúcar comercializado no Brasil.

A **Fig.1.1** mostra esquematicamente o processo de produção do álcool e do açúcar, onde pode-se visualizar as etapas em comum na fabricação dos dois produtos, que corresponde desde a recepção da cana, que consta da pesagem, amostragem, descarga e armazenamento, passando pela lavagem e preparo da cana até a extração do caldo.

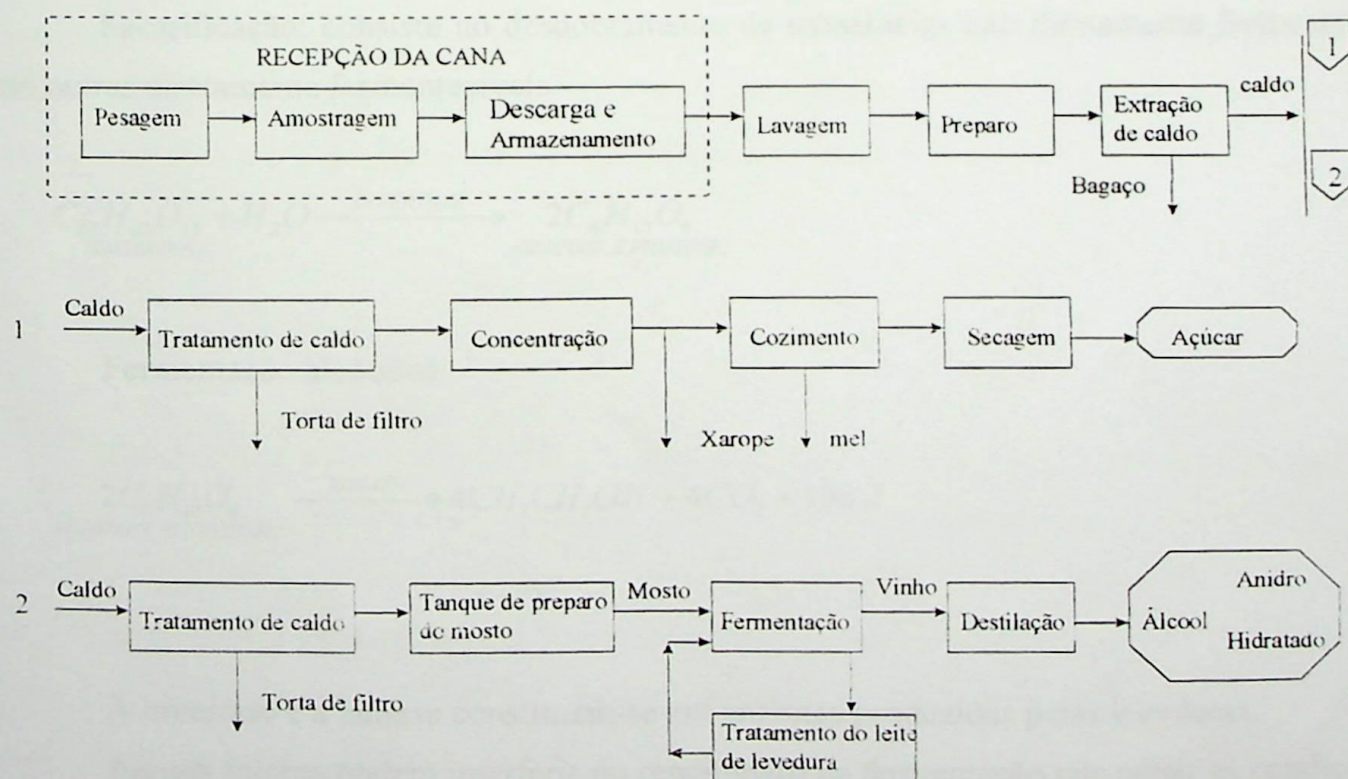


Figura. 1.1 – Esquema processo de obtenção do álcool carburante



O caldo extraído, uma parte destina-se a fabricação de álcool e outra a produção de açúcar. A parte destinada a produção de álcool é tratada ou simplesmente peneirada e mandada ao processo de fermentação após ter sido acrescido de fermento de leveduras. Posteriormente a fermentação o vinho é mandado a destilaria onde finalmente se terá o produto final.

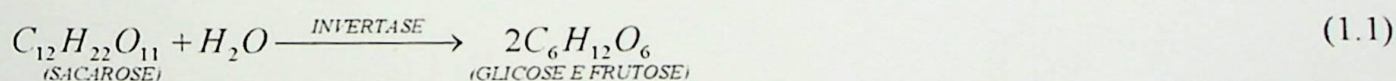
Maiores detalhes de todas as etapas da produção do álcool e do açúcar podem ser obtidas nas referências na obra de Camargo et al. (1990).

1.2 - Fermentação :

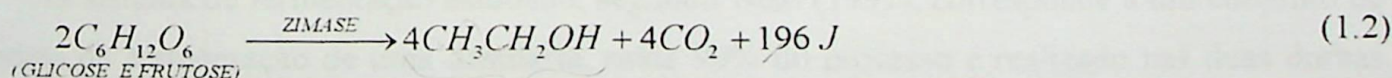
A fermentação é a fase da obtenção do álcool carburante onde acontece efetivamente a conversão dos açúcares, contidos na cana-de-açúcar, em álcool. Esse processo dá-se em grandes tanques denominados de dornas, as quais contém o mosto que é uma solução de caldo misto (caldo de cana-de-açúcar e água) e fermento (leite de leveduras, microrganismos). O processo é exotérmico, o que torna necessário o controle da temperatura do mosto nas dornas.

Tecnicamente, segundo Camargo et al. (1990), a fermentação consiste na ação enzimática das leveduras, que promovem a transformação dos açúcares do mosto em etanol, gás carbônico e energia. Para fins práticos pode-se representar o processo como segue:

Sacarificação: consiste no desdobramento de substâncias não diretamente fermentecíveis em outras diretamente fermentecíveis.



Fermentação alcoólica:



A invertase e a zimase constituem-se em enzimas produzidas pelas leveduras.

Alguns fatores podem interferir no rendimento da fermentação tais como as condições de acidez, de concentração de açúcares, de qualidade da cana, de higiene, de preparação de pé de



cuba (recipiente para tratamento de fermento), de temperatura e do próprio mosto, podendo desenvolver outros tipos de microrganismos que consomem os açúcares ou então o álcool, produzindo compostos orgânicos indesejáveis para a qualidade final do produto.

Sendo a fermentação um fenômeno exotérmico, como já mencionado, um dos fatores que interferem no rendimento da fermentação, merece atenção especial: a temperatura que deve ser mantido o mosto nas dornas. A variação desse parâmetro deve estar na faixa de 32 a 35 °C (Camargo et al.,1990), o que requer um sistema de refrigeração para essas dornas, principalmente em regiões onde a temperatura ambiente pode atingir facilmente os 35 °C, que é o caso da região nordeste em que o período de safra da cana de açúcar coincide com a estação mais quente do ano e onde segundo Neto(1997) a faixa de temperatura adequada é de 28 à 34 C.

O fechamento das dornas evita as perdas de álcool, por evaporação enquanto perdas por arraste, são reduzidas através da lavagem do CO₂ liberado no processo fermentativo com água em colunas de enchimento.

O resfriamento do mosto, nas dornas de fermentação, pode ser realizado internamente as dornas, através de serpentinas onde circula água. Esse sistema não é muito recomendável por prejudicar a limpeza das mesmas.

A outra alternativa é o resfriamento externo do mosto através de trocadores de calor a placa que é o sistema tratado nesta dissertação.

Este trabalho tem como base os dados levantados por Neto(1997) durante a sua dissertação de mestrado, onde ele faz um raio X do sistema de refrigeração empregado às dornas de fermentação da Destilaria Japungu. Durante a análise destes dados pode ser observado que o sistema deixa o mosto atingir facilmente a temperatura crítica de 35 C.

1.3 - O Sistema Estudado

O sistema de fermentação estudado, segundo Neto (1997), corresponde a um conjunto de 6 dornas de fermentação de uma destilaria, onde 90% do processo é realizado nas duas dornas iniciais, que juntas possuem um volume útil máximo de 1100 m³, sendo que esta etapa é a que requer maior atenção. O restante do processo se dá nas outras quatro dornas que trabalham com um volume útil de mosto de 400 m³. Entenda-se por volume útil de mosto, o volume real de mosto na dorna, sem a espuma, por exemplo.

A situação atual da usina estudada é mostrada na **Fig.1.2**, onde pode ser observada as primeiras dornas de fermentação sendo resfriada externamente, o que é feito por trocadores de calor a placas, que são muito utilizados em destilaria os quais, para o caso em questão, têm as seguintes características de projeto:

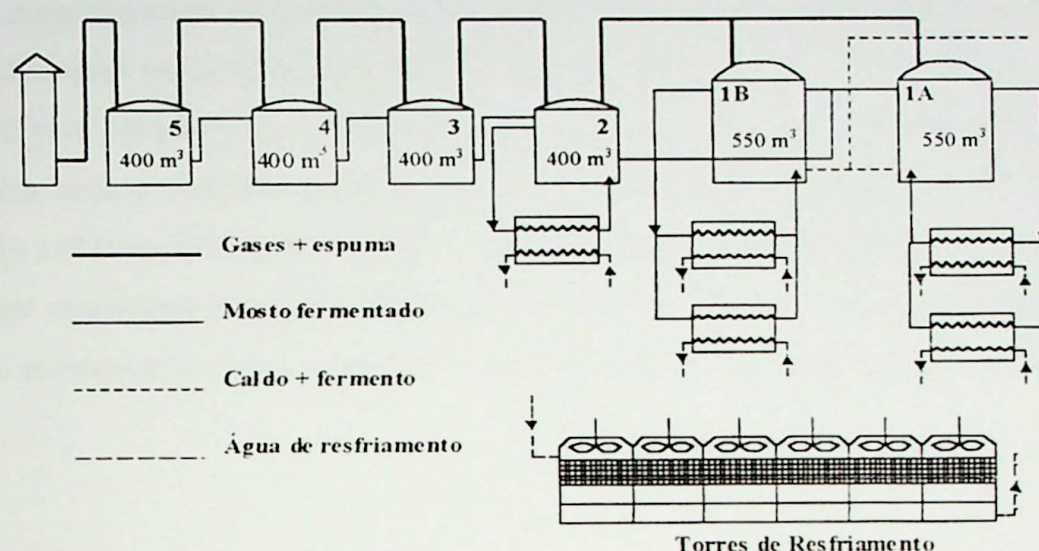


Figura 1.2 - Situação atual da fase de fermentação da usina estudada

Produto:	Mosto	Água
Vazão (m³/h)	250	300
Temperatura de entrada (C)	35,5	30
Temperatura de saída (C)	31,5	33,5
Perda de carga (kg/cm²)	1,14	1,25
Carga térmica (W, kcal/h)	1.215.402(1.045.058)	
Área de troca (m²)	106,92	
Coef. glob. de trans. de calor Limpo (W/m².C;kcal/h.m².C)	6.559 (5.640)	
Coef. glob. de trans. de calor sujo (W/m².C;kcal/h.m².C)	5.234 (4 500)	
Pressão de trabalho max. (kg/cm²)	10	
Pressão de teste (kg/cm²)	3	
Temperatura max. de trabalho (C)	120	



Dez torres de refrigeração completam o sistema. As vazões nominais de água e de ar nestas torres são respectivamente $0,3 \text{ m}^3/\text{s}$ e $39 \text{ m}^3/\text{s}$, sendo projetada para resfriar a água que chega a 34 C , para 29 C . A perda de água por evaporação e arraste, nas torres, é de aproximadamente 2,5%. O volume de água mantida em circulação no sistema, é cerca de 1200 m^3 .

Neste Trabalho propõe-se verificar a viabilidade técnica econômica da adaptação de um sistema de refrigeração a absorção ao sistema de resfriamento já existente a fim de manter sempre a temperatura da dorna a uma faixa abaixo do limite máximo de 35 C , possibilitando assim, um maior rendimento na produção do álcool.

O sistema proposto é simulado a partir de um programa computacional, desenvolvido em linguagem objeto. As rotinas que envolvem o sistema de absorção tem por base os trabalhos de McNeely (1979) e Patterson (1988), onde os equacionamentos foram devidamente testados antes de serem empregados e mostraram-se totalmente eficientes quando comparados a tabelas e gráficos apresentados em outras obras como ASHRAE Handbook (1981).





Capítulo 2

REFRIGERAÇÃO POR ABSORÇÃO

2.1 - Introdução:

A refrigeração por absorção foi estudada inicialmente por Faraday por volta de 1824 (Jucá, 1980), mas o inventor do sistema a absorção foi o francês Ferdinand Carré que tirou a patente nos Estados Unidos em 1860 (Stoecker, 1985). O ciclo de refrigeração a absorção assemelha-se ao de compressão a vapor, entretanto em vez de utilizar uma substância simples, utiliza uma substância binária como fluido de trabalho geralmente Água-Amônia ou Brometo de Lítio-Água e para manter o seu funcionamento, em vez de uma bomba, como no sistema de compressão a vapor, é utilizado um conjunto constituído por um componente chamado gerador e outro chamado absorvedor. Esses elementos serão tratados com maiores detalhes a seguir.

Esse ciclo vale-se do conceito da equivalência entre as várias formas de energia, ou seja, substitui o trabalho utilizado na compressão do vapor, pelo compressor, em um ciclo de compressão a vapor, por uma fonte de calor equivalente.

Uma das principais vantagens desse ciclo em relação ao ciclo de compressão a vapor é que se o calor fornecido ao sistema for barato, o ciclo pode ser economicamente atrativo em locais onde a recuperação de energia seja compatível com o sistema de absorção, por exemplo onde possa se dispor de excedentes não comerciáveis de bagaço de cana, madeira, óleos, resíduos agrícola, vapor, etc.

O sistema de refrigeração por absorção é constituído por quatro elementos básicos: um evaporador e um absorvedor localizados no lado de baixa pressão do sistema, um condensador e um gerador localizados no lado de alta pressão do sistema. Esses elementos podem ser visualizados no diagrama esquemático mostrado na **Fig. 2.1**.

2.2 - Funcionamento do Ciclo



A sequência de funcionamento do ciclo, tendo como base a **Fig. 2.1**, pode ser descrita como segue. No gerador o calor de uma fonte de alta temperatura é utilizado para evaporar continuamente o refrigerante da solução absorvente-refrigerante, este vapor a alta pressão é conduzido ao condensador onde seu calor é retirado causando a sua condensação. Posteriormente passa em uma válvula de expansão sendo conduzido até o evaporador onde irá vaporizar devido a baixa pressão, causando assim o efeito de resfriamento.

O refrigerante evaporado é então enviado ao absorvedor no qual será misturado à solução pobre de absorvente-refrigerante proveniente do gerador. Agora a solução rica é bombeada ao gerador sendo reiniciado o processo.

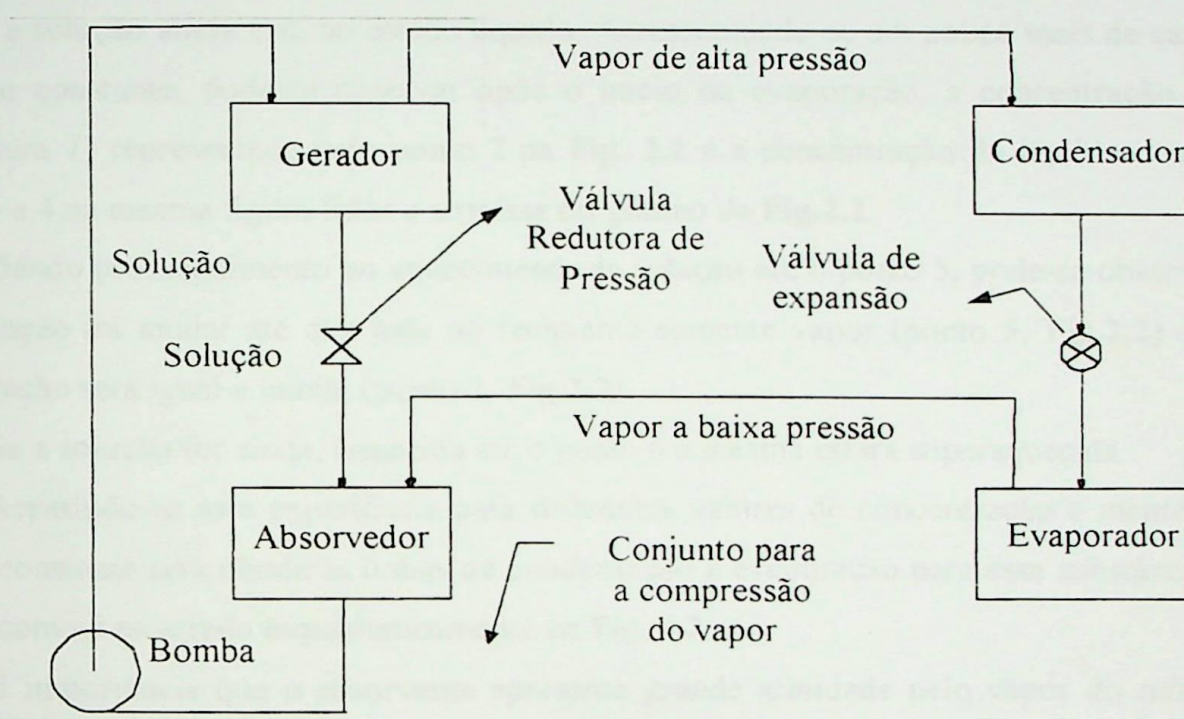


Figura 2.1 - Diagrama do sistema de refrigeração a absorção

2.3 - Propriedades do Fluido de Trabalho:

O fluido de trabalho de uma máquina de refrigeração à absorção é uma substância binária, ou seja, formada por dois compostos químicos, sendo assim, seu estado termodinâmico não pode ser determinado por duas propriedades independentes como pode ser feito no caso de uma substância pura, podendo ser determinado somente a partir três propriedades independentes.

A concentração (X) entende-se como sendo a relação entre a massa de refrigerante ($\dot{m}_{ref}$) e a massa total de solução que é igual a massa de absorvente mais a massa de refrigerante



($\dot{m}_{abs} + \dot{m}_{ref}$). Em uma substância binária o refrigerante é o componente que irá efetivamente fazer a troca de calor no evaporador, por exemplo, no caso da solução de brometo de lítio-água (LiBr-H₂O) o refrigerante é a água e o absorvente é o brometo de lítio.

$$X = \frac{m_{ref}}{m_{abs} + m_{ref}} \quad (2.1)$$

Se solução binária homogênea, por exemplo água-amônia, for lentamente aquecida a pressão P constante, à temperatura T_0 e concentração X , estando a mesma inicialmente no estado líquido em um recipiente fechado, observa-se que quando a solução atinge a temperatura T_1 , no ponto 1, a solução ainda está no estado líquido. Acrescentando-se um pouco mais de calor ainda a pressão constante, pode-se observar após o início da evaporação, a concentração média à temperatura T_2 representado pelo ponto 2 na **Fig. 2.2** e a concentração de líquido e vapor nos pontos 3 e 4 na mesma figura lidos a abscissa do gráfico da **Fig.2.2**.

Dando prosseguimento ao aquecimento da solução até o ponto 5, pode-se observar que a concentração irá mudar até que haja no recipiente somente vapor (ponto 5, **Fig.2.2**) quando a concentração será igual a inicial (ponto 1, **Fig.2.2**).

Se a solução for ainda, aquecida até o ponto 6 a mesma estará superaquecida.

Repetindo-se esta experiência para diferentes valores de concentração e mantendo-se a pressão constante será obtida as linhas de condensação e evaporação para essa substância a dada pressão como é mostrado esquematicamente na **Fig. 2.2**.

É importância que o absorvente apresente grande afinidade pelo vapor do refrigerante, devendo os dois materiais serem mutuamente solúveis para diferentes condições de pressão e temperatura e concentração.

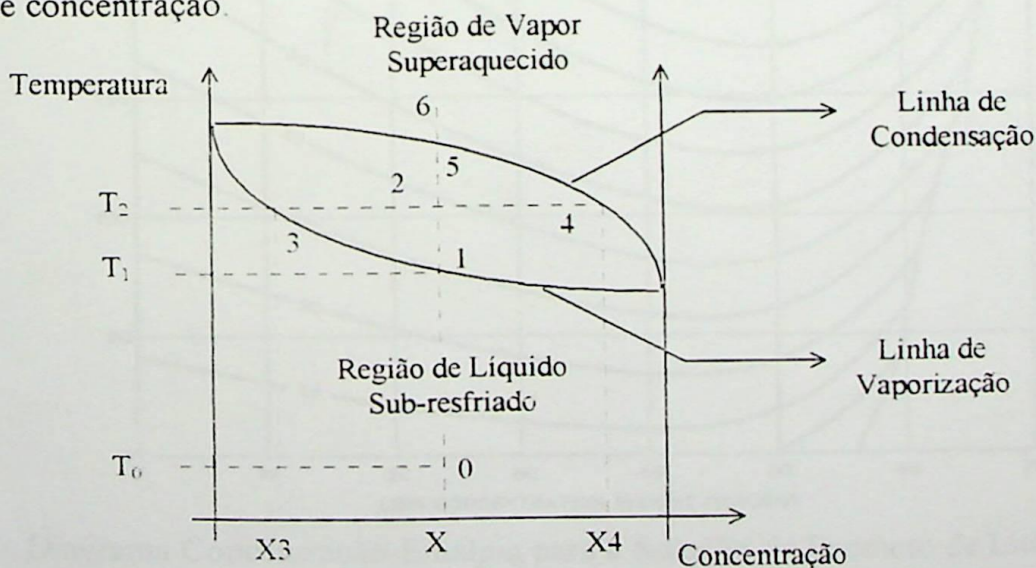


Figura 2.2 - Esquema de um gráfico de concentração água-amônia



Na determinação das propriedades do fluido de trabalho, sobre as condições impostas pelo ciclo, são utilizados diagramas que contêm os valores de entalpia para os diversos estados da solução. Nas **Figs.2.3, 2.4 e 2.5** são mostrados os diagramas reais das soluções de brometo de lítio-água e água-amônia.

Para uma maior eficiência e agilidade nos cálculos, foi desenvolvido um programa em linguagem orientada a objeto, baseado nos trabalhos de McNeely (1979) e Patterson (1988) para determinação das propriedades da solução de Brometo de Lítio-Água. Os valores fornecidos pelo programa foram comparados com tabelas encontradas em edições especializadas, cito ASHRAE Handbook (1981), mostrando-se bastante satisfatórios. Esse programa será devidamente tratado no capítulo 5.

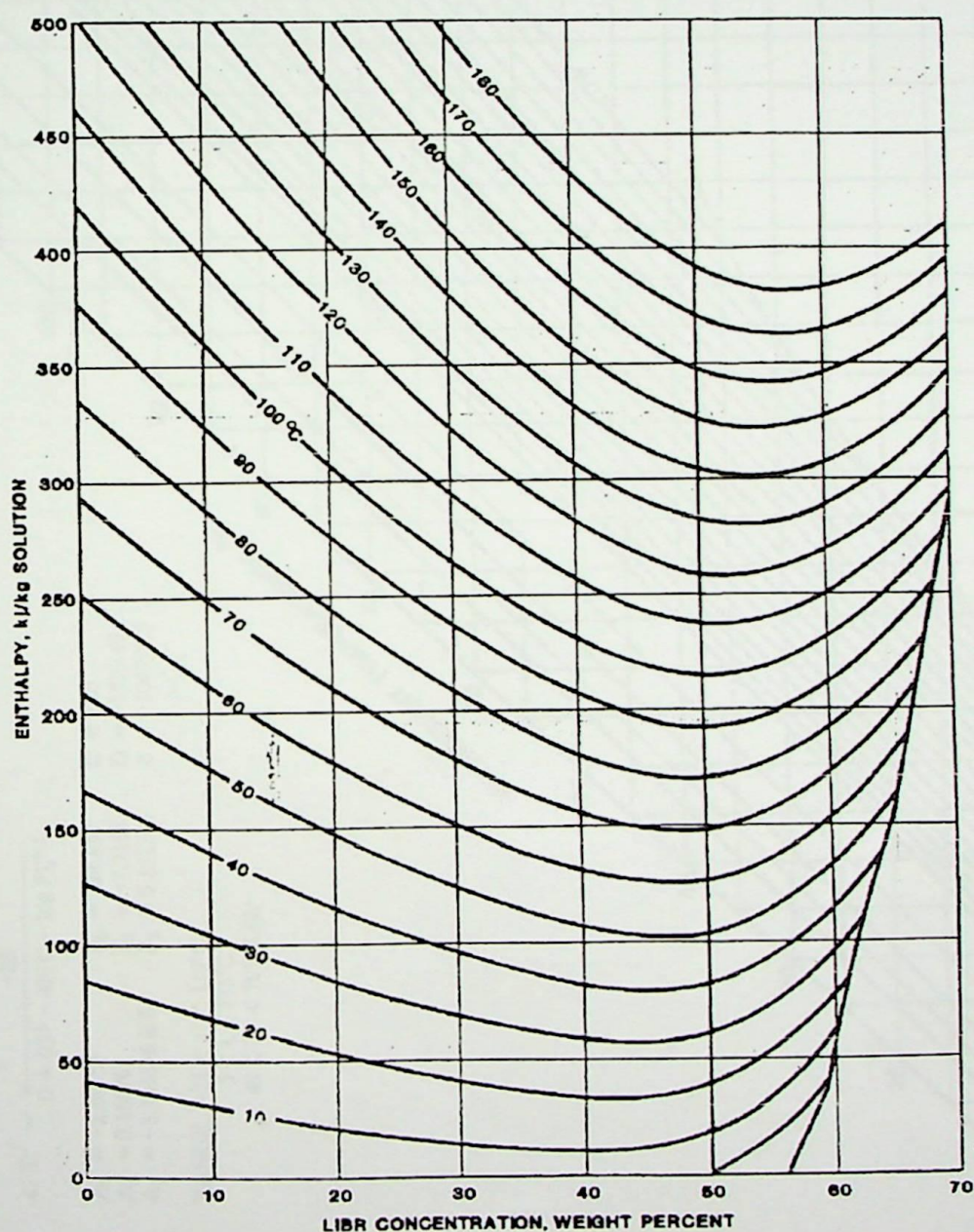


Figura 2.3 – Diagrama Concentração-Entalpia para a Solução de Brometo de Lítio-Água

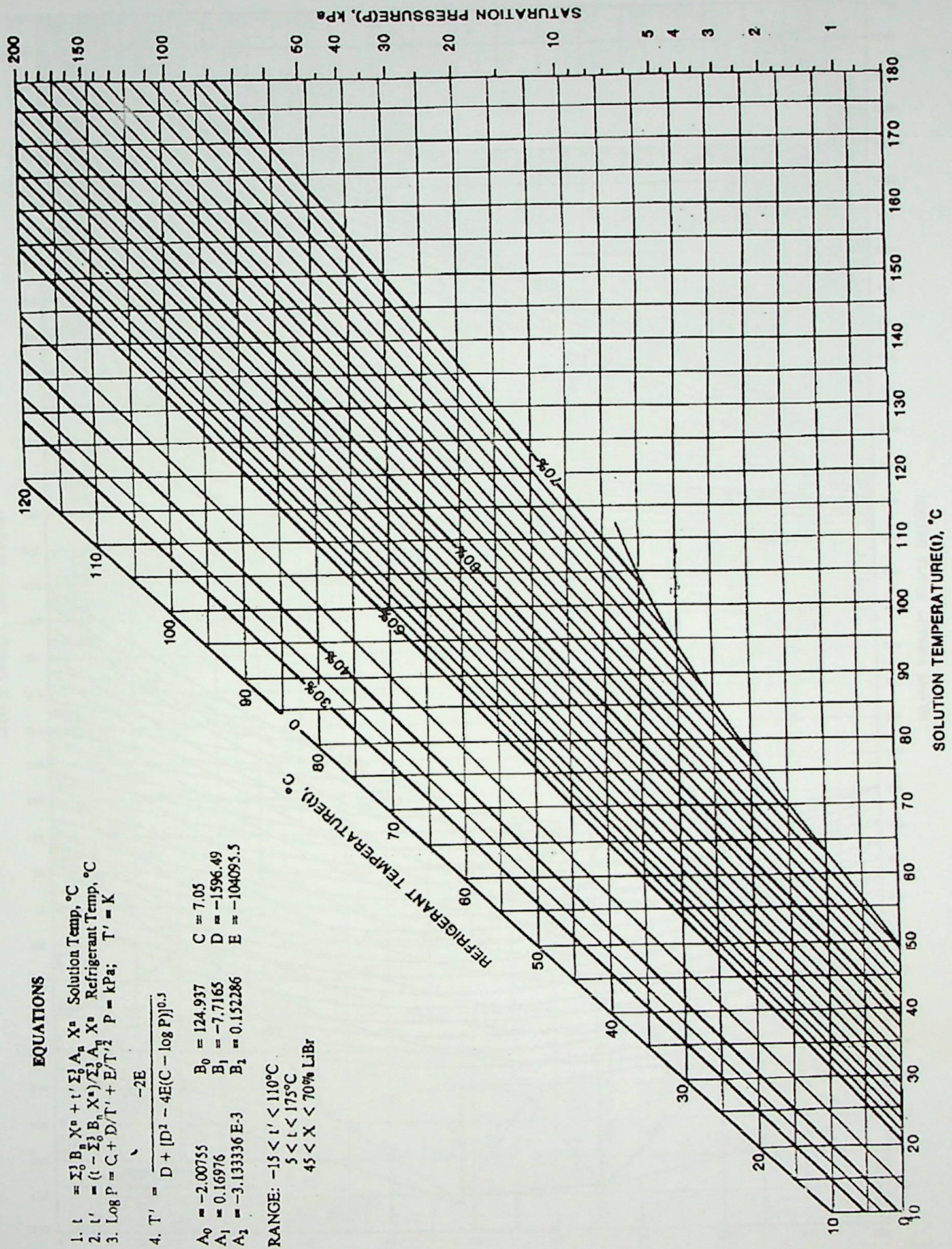


Figura 2.4 – Diagrama de Equilíbrio para a Solução de Brometo de Lítio-Água

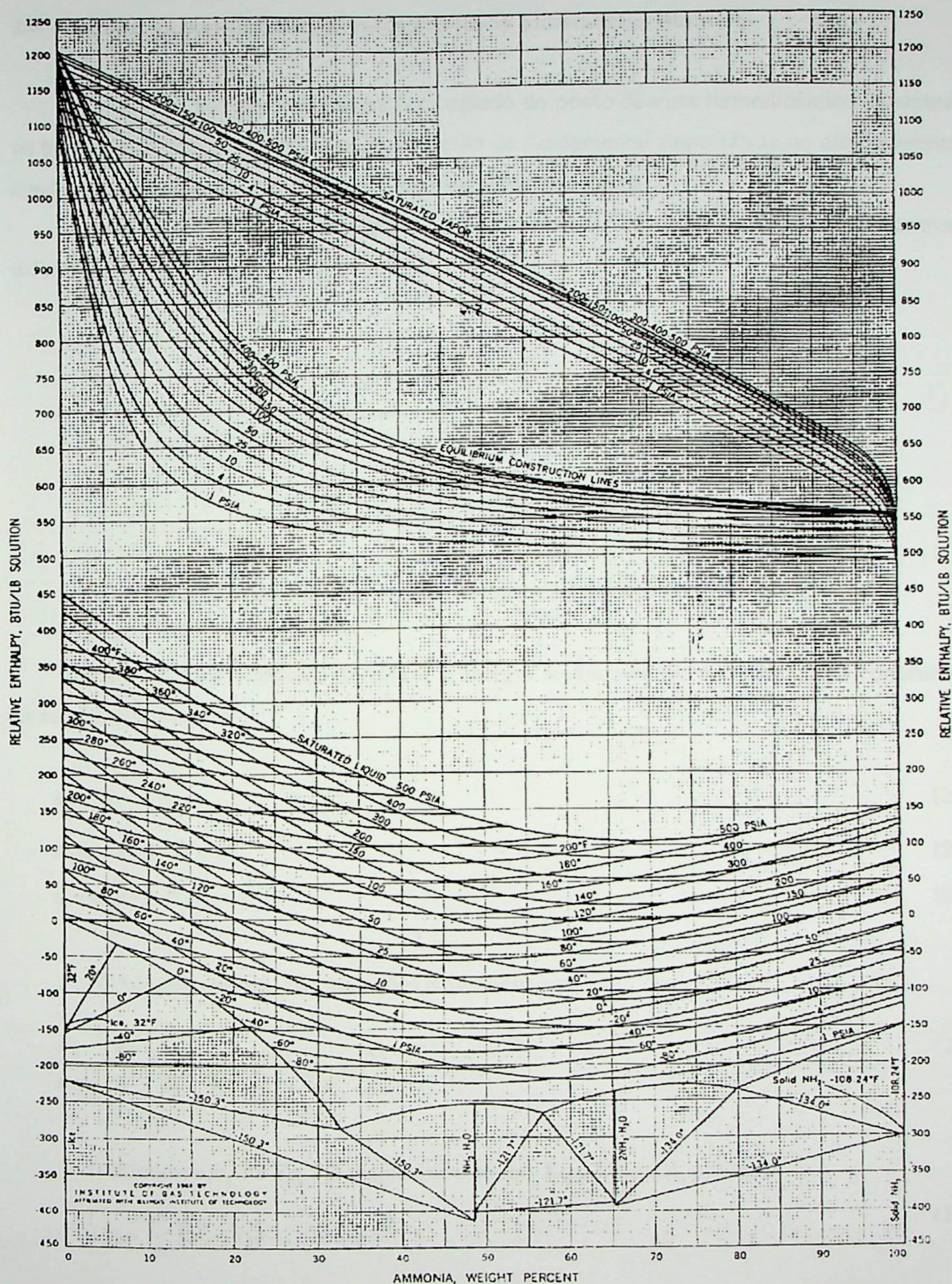


Figura 2.5 – Diagrama de Equilíbrio e Propriedades Termodinâmicas da Solução de Brometo de Lítio-Água

2.4 - Análise Termodinâmica Considerando-se Substâncias Binárias.

O sistema por absorção agora será tratado do ponto de vista termodinâmico mostrando-se os balanços de massa e energia os quais serão de fundamental importância no dimensionamento e especificação do equipamento a ser analisado posteriormente.

A situação mostrada na **Fig.2.6**, considera a mistura de dois fluidos de concentrações diferentes com geração de calor.

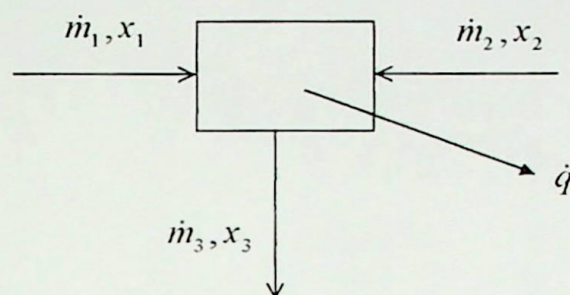


Figura 2.6 - Fluxo de massa e energia em um volume adiabático

Tem-se, para o balanço de massa e energia levando-se em consideração a concentração, as seguintes equações:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 = \dot{m}_3 \quad (2.2)$$

$$\dot{m}_1 x_1 + \dot{m}_2 x_2 = \dot{m}_3 x_3 \quad (2.3)$$

$$\dot{q} + \dot{m}_1 h_1 + \dot{m}_2 h_2 = \dot{m}_3 h_3 \quad (2.4)$$

Eliminando-se $\dot{m}_3$, nas equações acima tem-se:

$$\frac{\dot{m}_1}{\dot{m}_2} = \frac{h_2 - h_3}{h_3 - h_1} + \frac{\dot{q}}{\dot{m}_2 (h_3 - h_1)} = \frac{x_2 - x_3}{x_3 - x_1} \quad (2.5)$$

Isolando-se $\dot{m}_1$ na **Eq.2.2** e aplicando-se nas **Eqs.2.3** e **2.4**, obtêm-se:

$$x_3 = x_1 + \frac{\dot{m}_2}{\dot{m}_3} (x_2 - x_1) \quad (2.6)$$

$$h_3 = h_1 + \frac{\dot{m}_2}{\dot{m}_3} (h_2 - h_1) + \frac{\dot{q}}{\dot{m}_3} \quad (2.7)$$



Ao se dimensionar ou mesmo selecionar um equipamento de refrigeração a absorção é necessário que se saiba tratar e avaliar os dados e fluxos energéticos em cada elemento constituinte do sistema de refrigeração, sendo assim, é mostrado a seguir, para cada componente do conjunto estudado, tendo como base a **Fig. 2.7**, os balanços de massa e energia para a determinação dos fluxos energéticos.

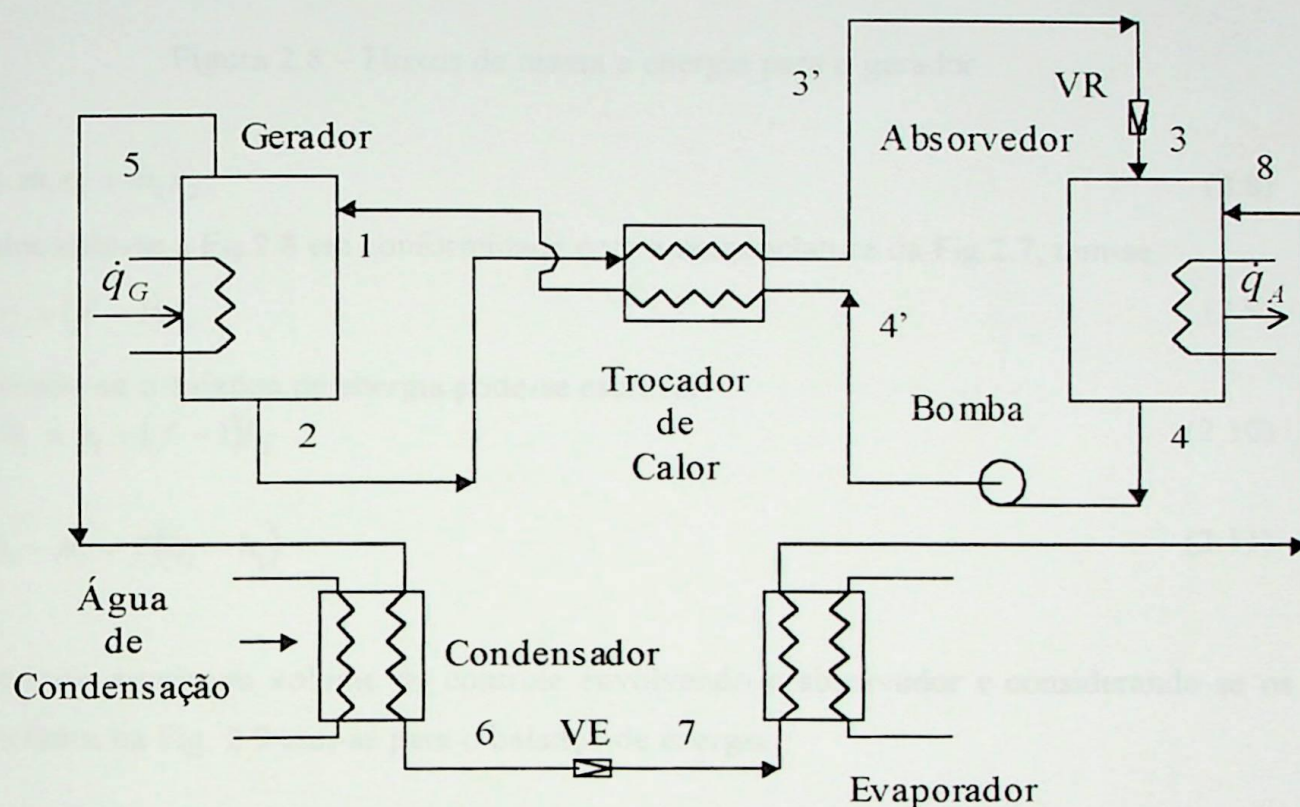


Figura 2.7 - Esquema de um Ciclo de Refrigeração a Absorção

Considerando-se a massa de 1 kg de vapor saindo do gerador e sendo a quantidade de solução rica denotada por f (kg/kg refrigerante) e a solução pobre por $f-1$ (kg/kg refrigerante) para um conjunto sem trocador de calor e estando o volume de controle envolvendo o gerador e a bomba de solução e ainda tomando desprezível o calor gerado pela bomba ante o calor transferido ao gerador, pode-se escrever:

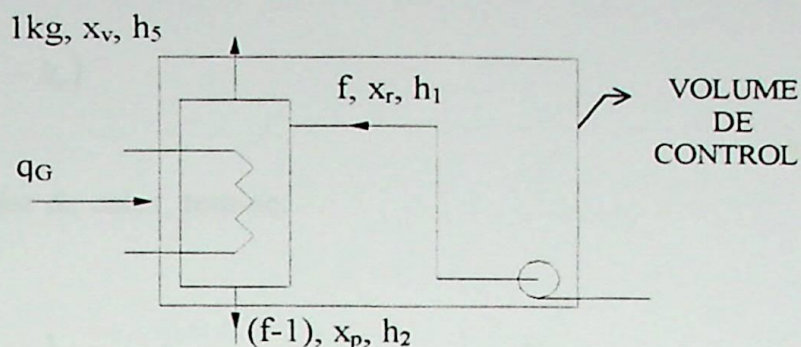


Figura 2.8 – Fluxos de massa e energia para o gerador

$$\dot{m}_1 x_r = \dot{m}_5 x_5 + \dot{m}_2 x_2 \quad (2.8)$$

Colocando-se a Eq.2.8 em conformidade com a nomenclatura da Fig.2.7, tem-se:

$$f x_r = x_v + (f - 1) x_p \quad (2.9)$$

Fazendo-se o balanço de energia pode-se escrever:

$$q_G + f h_1 = h_5 + (f - 1) h_2 \quad (2.10)$$

ou

$$q_G = h_5 - h_2 + f(h_2 - h_1) \quad (2.11)$$

Tendo-se agora um volume de controle envolvendo o absorvedor e considerando-se os fluxos mostrados na Fig. 2.9 tem-se para o balanço de energia:

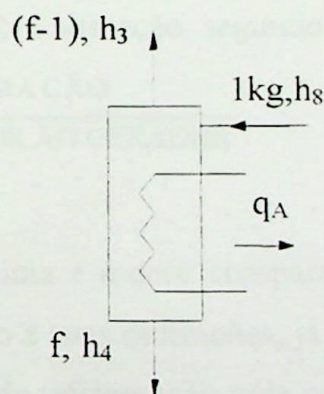


Figura 2.9 - Fluxos de massa e energia para o absorvedor.

$$q_A = h_8 - h_3 + f(h_3 - h_4) \quad (2.12)$$

Como h_3 é igual a h_2 quando não há o trocador de calor a equação (acima) pode ser escrita:

$$q_A = h_8 - h_2 + f(h_2 - h_4) \quad (2.13)$$

Analisando-se o trocador de calor, tem-se:

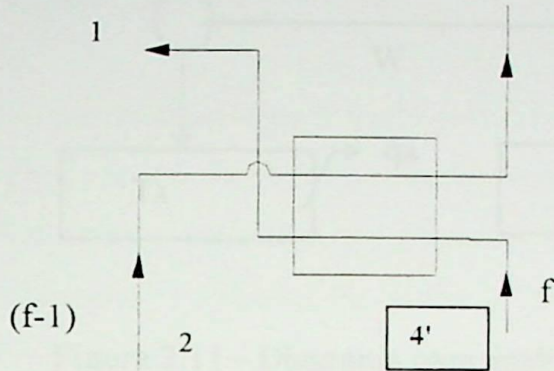


Figura 2.10 – Fluxos de massa e energia no trocador de calor.

$$q = f(h_1 - h_{4'}) = (f - 1)(h_{3'} - h_2) \quad (2.14)$$

2.4.1 – Coeficiente de eficácia de um ciclo de absorção ideal

O coeficiente de eficácia do ciclo a absorção, segundo Stoecker (1980), é dada por :

$$CDE_{ABS} = \frac{\text{TAXA DE REFRIGERAÇÃO}}{\text{TAXA DE ADIÇÃO DE CALOR AO GERADOR}} \quad (2.15)$$

O valor obtido pela equação acima é menor comparado a um sistema de refrigeração a compressão, o que compreensivo devido a suas definições, já que o coeficiente de eficácia de um ciclo a compressão é a relação, da taxa de refrigeração pela potência na forma de trabalho, o qual é normalmente muito mais valiosa.

Uma outra análise pode ser feita conduzindo a outra equação que mostra claramente essa afirmação. Considerando-se um ciclo reversível onde o conjunto absorvedor e gerador sejam a máquina térmica que fornece trabalho para que a máquina de refrigeração funcione, como é mostrado no diagrama abaixo tem-se:

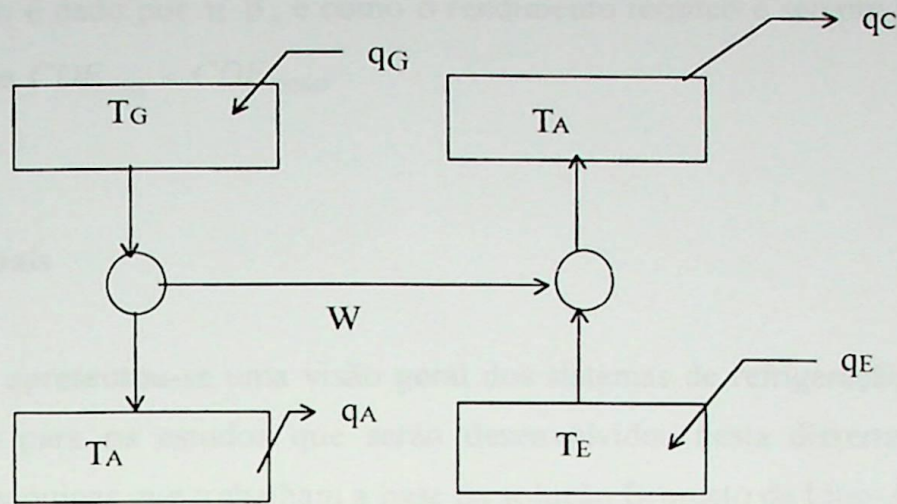


Figura 2.11 - Diagrama para análise de eficiência.

Para o rendimento da máquina térmica reversível:

$$\eta = \frac{W}{q_G} = \frac{q_G - q_A}{q_G} = \frac{T_G - T_A}{T_G} \quad (2.16)$$

Para o coeficiente de performance de uma máquina reversível de refrigeração a compressão ($CDE_{COMP} = \beta$):

$$\beta = \frac{q_E}{W} = \frac{q_E}{q_C - q_E} = \frac{T_E}{T_A - T_E} \quad (2.17)$$

Isolando-se o trabalho e igualando para ambos os ciclos obtêm-se:

$$W = q_G \frac{T_G - T_A}{T_G} = q_E \frac{T_A - T_E}{T_E} \quad (2.18)$$

Fazendo-se a razão q_E/q_G que é o coeficiente de eficácia para o sistema reversível de refrigeração a absorção, tem-se:

$$\frac{q_E}{q_G} = \frac{T_E(T_G - T_A)}{T_G(T_E - T_C)} \quad (2.19)$$



Analisando-se a Eq.2.19, constata-se que o coeficiente de eficácia do sistema de refrigeração a absorção é dado por $\eta \cdot \beta$, e como o rendimento térmico é sempre menor que 1 é coerente afirmar-se que $CDE_{ABS} < CDE_{COMP}$.

2.5 - Comentários Finais

Neste capítulo apresentou-se uma visão geral dos sistemas de refrigeração por absorção que servirão de base para os estudos que serão desenvolvidos nesta dissertação, dando-se principal enfoque as máquinas que trabalham a base da solução Brometo de Lítio-Água.

Vale a pena ressaltar o trabalho de Cortez (1998), que apresenta uma análise profunda dos sistemas de refrigeração por absorção que trabalham com a solução Água-Amônia, portando sendo uma ótima fonte de consulta deste assunto.



Capítulo 3

O SISTEMA PROPOSTO

3.1 - Introdução

Neste capítulo são apresentadas e comentadas possíveis configurações em que o conjunto dornas de fermentação sistema de refrigeração a absorção, poderá ser utilizado a fim de manter o mosto a uma temperatura que o mesmo possa ter um rendimento máximo para a fermentação do mosto.

3.2 – Adaptação do Sistema de Refrigeração a Absorção ao Conjunto de Dornas

O **Cap.1**, mostrou como se encontra o sistema de refrigeração das dornas da usina estudada. Nele verificou-se que as dornas são resfriadas por trocadores de calor à placa e que o fluido responsável pela troca de calor é a água procedente de um conjunto de torres de refrigeração.

A fim de que se possa obter a temperatura ideal para a fermentação do mosto, optou-se por adaptar um sistema de refrigeração a absorção ao sistema existente, onde o mesmo receberia a água das torres de refrigeração a uma determinada temperatura e a devolveria a temperatura ideal para a fermentação do mosto nas dornas, isto, considerando-se a hipótese de que o estudo está sendo realizado para uma usina situada na região nordeste, onde a safra ocorre no verão quando a temperatura ambiente chega facilmente aos 35 C, que já corresponde ao limite considerado por Camargo et al. (1990) que considera a faixa de temperatura ótima para fermentação do mosto entre 30 e 35 C.

Levando-se em consideração essa variação de temperatura, neste trabalho opta-se por aproximar ao máximo a temperatura do mosto ao limite mínimo de 30 C, a fim de garantir que o

mesmo nunca ultrapasse a temperatura limite máxima de 35 C, que é a temperatura onde o rendimento da fermentação começa a cair mais rapidamente.

Esse modelo proposto pode ser visualizado, de forma esquemática, na **Fig.3.1**.

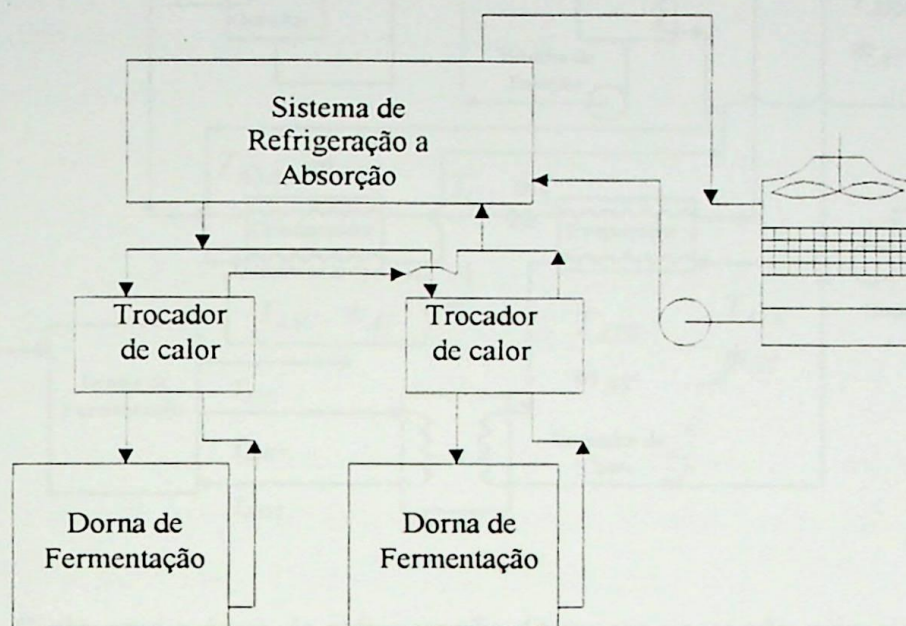


Figura 3.1 – Modelo Proposto

Para o esquema apresentado na **Fig.3.1**, são estudadas ainda duas outras configurações. Uma com o mosto contido nas dornas de fermentação sendo resfriado por duas máquinas de refrigeração a absorção e outra possibilidade, com o mosto sendo resfriado por apenas uma máquina de refrigeração a absorção com o dobro da capacidade.

Ambas as configurações, teriam ainda, a possibilidade de dois arranjos, onde a água de refrigeração que sai do trocador de calor, que faz o resfriamento do mosto, passar primeiro no condensador e depois no absorvedor do sistema de refrigeração a absorção ou vice-versa. As **Figs.3.3** e **3.4** ilustram esses arranjos considerando-se o resfriamento de apenas uma dorna.

As influências dessas variações no modelo proposto, bem como, suas consequências serão discutidas no **Cap.4**, onde a partir de uma análise termodinâmica será possível encontrar parâmetros para optar por uma ou outra configuração.

O apêndice D, apresenta todas as variações propostas nesse capítulo.

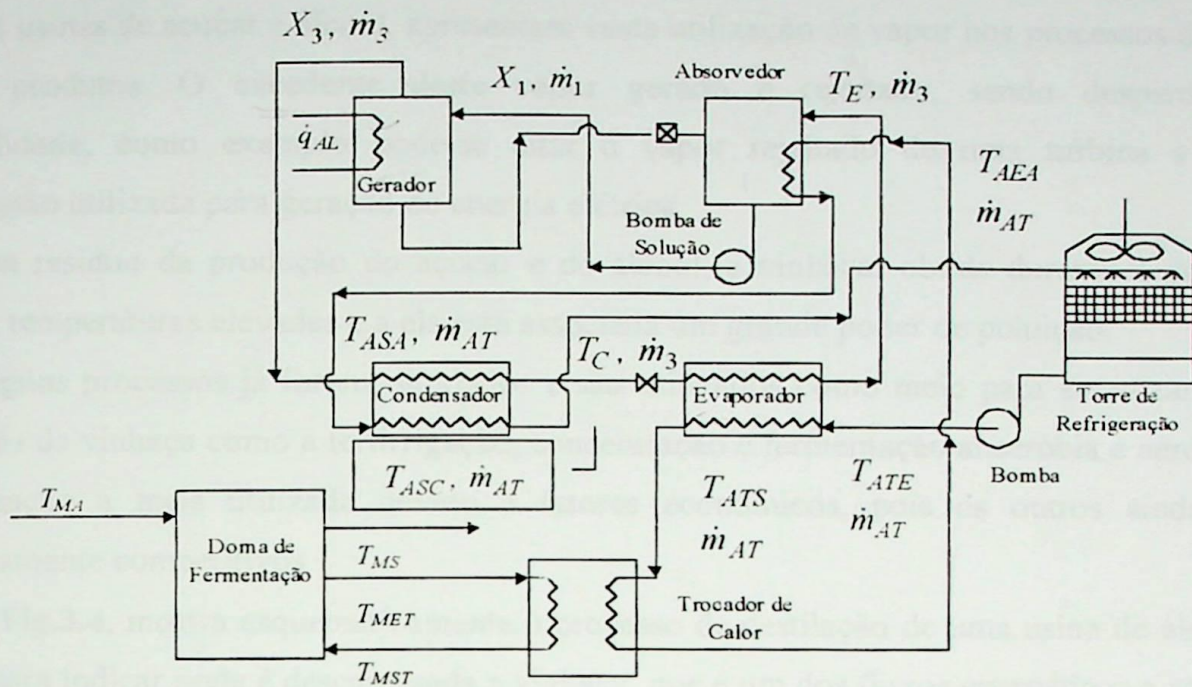


Figura 3.2 - Ciclo com a água de refrigeração do mosto passando primeiro no absorvedor

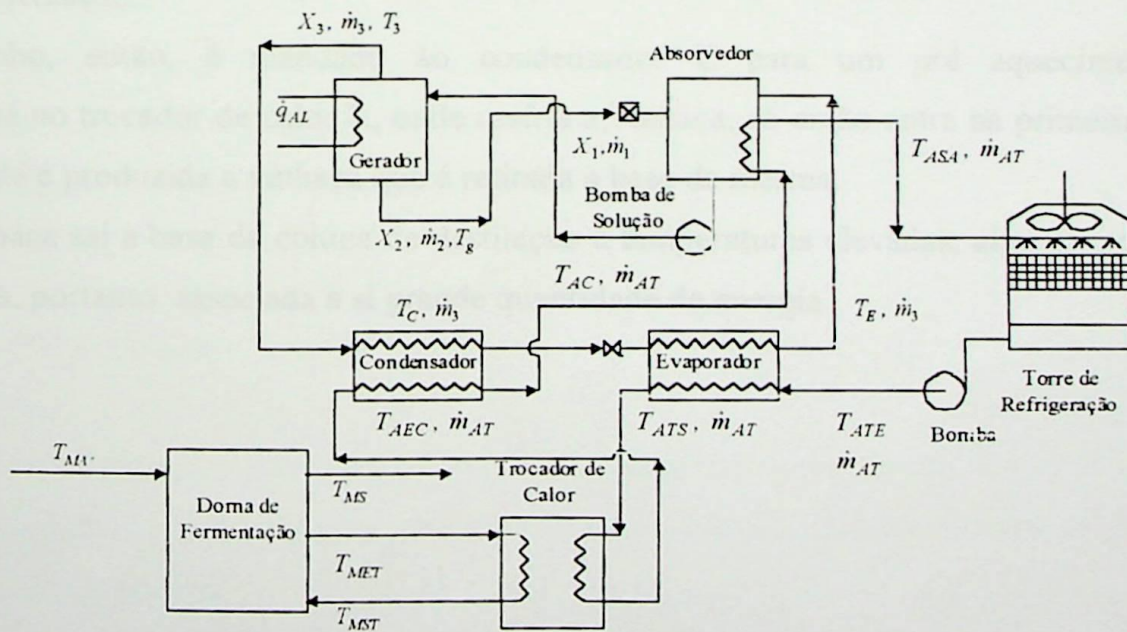


Figura 3.3 - Ciclo com a água de refrigeração do mosto passando primeiro no condensador



3.3 – Fontes de Alimentação do Sistema de Refrigeração a Absorção

As usinas de açúcar e álcool, apresentam vasta utilização de vapor nos processos de obtenção de seus produtos. O excedente deste vapor gerado é rejeitado, sendo desperdiçado sua disponibilidade, como exemplo pode-se citar o vapor rejeitado de uma turbina a vapor de contrapressão utilizada para geração de energia elétrica.

Um resíduo da produção do açúcar e do álcool, a vinhaça, obtida durante a destilação, é liberada a temperaturas elevadas e a ela está associada um grande poder de poluição.

Alguns processos já foram estudados e são utilizados como meio para amenizar os efeitos prejudiciais da vinhaça como a fertirrigação, concentração e fermentação anaeróbia e aeróbia, sendo a fertirrigação a mais utilizada devido a fatores econômicos, pois os outros ainda não são economicamente competitivos.

A **Fig.3.4**, mostra esquematicamente o processo de destilação de uma usina de álcool, que é utilizada para indicar onde é descarregada a vinhaça, que é um dos fluxos energéticos a ser estudado para alimentar o gerador do sistema de refrigeração a absorção.

Segundo Camargo et al. (1990), após a fermentação do mosto o vinho resultante é enviado a uma dorna volante, que alimenta a destilaria, tendo a finalidade de purificar e concentrar o álcool obtido da fermentação.

O vinho, então, é mandado ao condensador E para um pré aquecimento, passa posteriormente no trocador de calor K, onde resfria a vinhaça, só então entra na primeira coluna de destilação onde é produzida a vinhaça que é retirada a base da mesma.

A vinhaça sai a base da coluna de destilação a temperaturas elevadas, algo em torno de 105 C, tendo ainda, portanto, associada a si grande quantidade de energia.

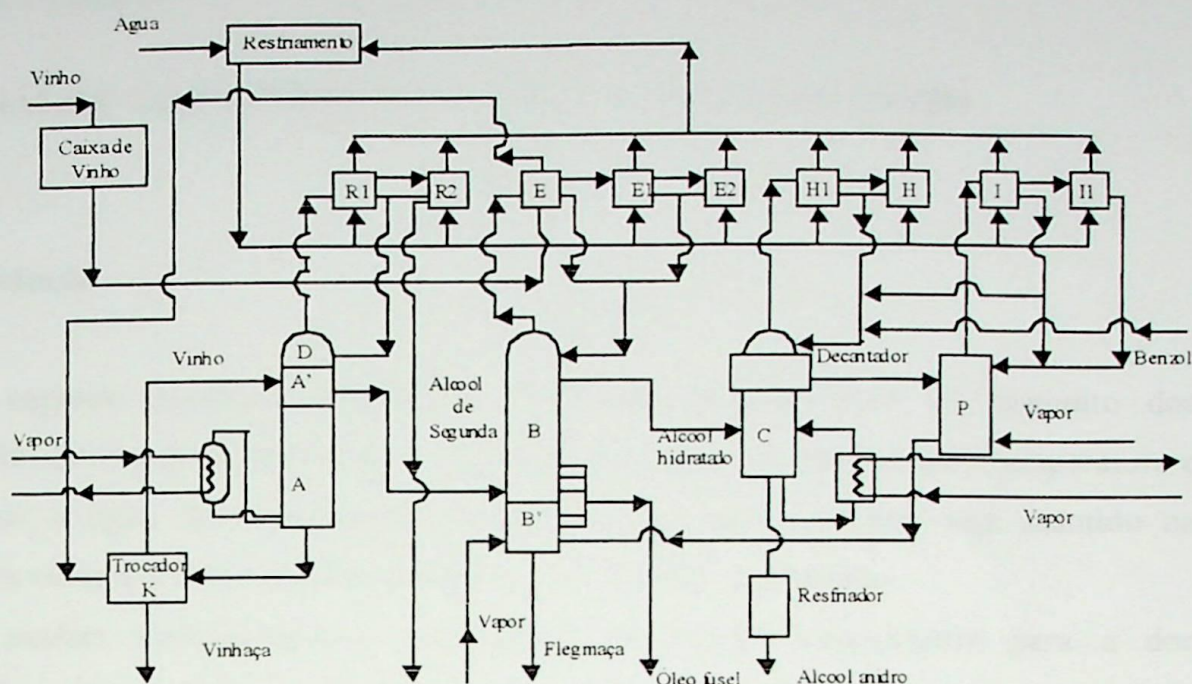


Figura 3.4 – Esquema Geral de uma Destilaria Convencional

Esses vetores Energéticos podem ser aproveitados de forma alimentar o gerador do sistema de refrigeração a absorção, que irá resfriar a água procedente da torre de refrigeração. Para determinar se essas fontes energéticas são eficazes na alimentação do sistema será necessário que se faça um modelamento do sistema como um todo, envolvendo desde as dornas até o sistema de refrigeração, assunto este que é tratado no capítulo 4.

As disponibilidades dessas fontes energéticas são: vapor saturado a 125 C e com fluxo de massa de 1,33 kg/s e vinhaça a 90 C e fluxo de massa de 45 kg/s.

3.4 – Comentários Finais.

Ao apresentar neste capítulo as possibilidades de arranjo do conjunto, dorna de fermentação-sistema de refrigeração a absorção, pretende-se mostrar as formas pelas quais poderá se proceder o modelamento desse sistema.

Nos capítulos seguintes serão analisados de forma técnica e econômica esses arranjos, de modo a possibilitar uma decisão de qual deles poderia melhor adequar-se aos objetivos que devem ser alcançados.



Capítulo 4

ANÁLISE TERMODINÂMICA DO CONJUNTO ESTUDADO

4.1 - Introdução

O capítulo presente, desenvolve a análise termodinâmica do conjunto dorna de fermentação sistema de refrigeração a absorção, no intuito de determinar a temperatura em que deverá estar a água de resfriamento do mosto, para que o mesmo seja mantido na faixa temperatura em que a fermentação apresente o seu melhor rendimento.

A análise termodinâmica, procedeu-se de forma independente para a dorna de fermentação e para o sistema de refrigeração, para o qual, foram utilizadas, na determinação das propriedades termodinâmicas da solução de Brometo de Lítio Água, as equações empíricas desenvolvidas por McNeely (1979) e Patterson (1988). Preferiu-se fazer dessa forma para tornar mais fácil a compreensão da simulação desenvolvida.

4.2 – Balanço de Energia na Dorna de Fermentação

No intuito de determinar a que temperatura a água de refrigeração deve entrar no trocador de calor que resfria o mosto, para mantê-lo a temperatura ideal de fermentação, torna-se necessário realizar o balanço térmico envolvendo a dorna e o trocador de calor. De acordo com o que foi descrito no **Cap.1**, o processo de fermentação se completa em um conjunto de 6 dornas, sendo que a maior parte da fermentação dá-se nas duas primeiras e que cada uma delas são resfriadas por dois trocadores de calor a placa.

Tendo-se a intenção de simplificar os cálculos adotou-se a hipótese de que as dornas sejam resfriada apenas por um trocador com o dobro da capacidade e área de troca de calor dos existentes no conjunto. Os dados utilizados para os cálculos são de base experimental coletados por Neto (1997). A **Fig.4.1**, mostra os fluxos de entrada e saída da dorna de fermentação e do trocador de calor adotados para essa análise, sendo o balanço termodinâmico baseado nessa figura.

O calor de reação da fermentação é denotado por ϕ , cujo valor de 1.207 kW, calculado por Neto (1990), é adotado neste trabalho.

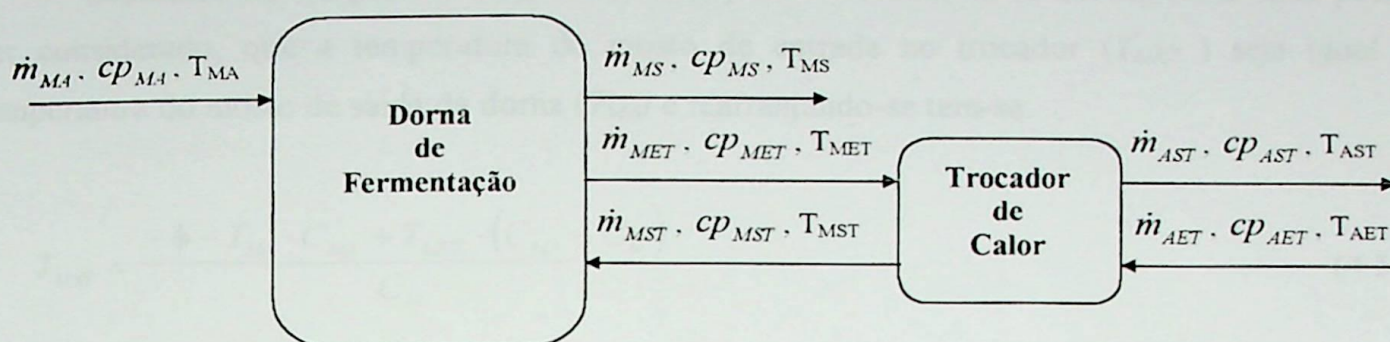


Figura 4.1 - Diagrama do sistema dorna de fermentação trocador de calor

A notação adotada encontra-se descrita no início da dissertação, mas aqui vale mencionar que o subscrito "M" denota mosto e "A" pode ser água e alimentação, "E" entrada, "S" saída, "T" trocador de calor, bem como as letras " $\dot{m}$ " e " h " fluxo de massa e entalpia específica, respectivamente.

Aplicando-se a Primeira Lei da Termodinâmica, ao volume de controle envolvendo a dorna, tem-se:

$$\phi + \dot{m}_{MA} \cdot h_{MA} - \dot{m}_{MS} \cdot h_{MS} = \dot{m}_{MET} \cdot h_{MET} - \dot{m}_{MST} \cdot h_{MST} \quad (4.1)$$

Considerando-se que $\dot{m}_{MA} = \dot{m}_{MS}$ e $\dot{m}_{MET} = \dot{m}_{MST} = \dot{m}_M$, vem que:

$$\phi + \dot{m}_{MA} \cdot (h_{MA} - h_{MS}) = \dot{m}_M \cdot (h_{MET} - h_{MST}) \quad (4.2)$$

Como $\Delta h = cp \cdot \Delta T$, sendo Cp o calor específico da substância considerada, a Eq.4.2 fica:

$$\phi + \dot{m}_{MA} \cdot cp_{MA} \cdot (T_{MA} - T_{MS}) = \dot{m}_M \cdot cp_M \cdot (T_{MET} - T_{MST}) \quad (4.3)$$

Sendo ainda $C_M = \dot{m}_M \cdot cp_M$, $C_{MA} = \dot{m}_{MA} \cdot cp_{MA}$, $C_A = \dot{m}_A \cdot cp_A$, tem-se:



$$\phi + C_{MA} \cdot (T_{MA} - T_{MS}) = C_M \cdot (T_{MET} - T_{MST}) \quad (4.4)$$

Considerando-se que a extração do mosto para o trocador dê-se em um local onde possa ser considerado, que a temperatura do mosto de entrada no trocador (T_{MET}) seja igual a temperatura do mosto de saída da dorna (T_{MS}) e rearranjando-se tem-se:

$$T_{MST} = \frac{-\phi - T_{MA} \cdot C_{MA} + T_{MET} \cdot (C_{MA} + C_M)}{C_M} \quad (4.5)$$

Fazendo-se o balanço de energia para o trocador de calor tem-se:

$$\dot{m}_M \cdot (h_{MET} - h_{MST}) = \dot{m}_A \cdot (h_{AST} - h_{AET}) \quad (4.6)$$

$$\dot{m}_M \cdot cp_M \cdot (T_{MET} - T_{MST}) = \dot{m}_A \cdot cp_A \cdot (T_{AST} - T_{AET}) \quad (4.7)$$

$$C_M \cdot (T_{MET} - T_{MST}) = C_A \cdot (T_{AST} - T_{AET}) \quad (4.8)$$

Da **Eq.4.8**, pode-se tirar a relação abaixo, a qual será utilizada posteriormente

$$-\frac{C_M}{C_A} = \frac{(T_{AST} - T_{AET})}{(T_{MET} - T_{MST})} \quad (4.9)$$

Aplicando-se a **Eq.4.5** em **4.8** e isolando-se T_{AST} tem-se:

$$T_{AST} = \frac{\phi + T_{MA} \cdot C_{MA} - T_{MET} \cdot C_{MA} + C_A \cdot T_{AET}}{C_A} \quad (4.10)$$

Fazendo-se o balanço de energia para o trocador de calor considerando-se a diferença média logarítmica, tem-se:

$$C_M \cdot (T_{MET} - T_{MST}) = U_{TC} \cdot A_{TC} \cdot \left\{ \frac{(T_{MST} - T_{AST}) - (T_{MET} - T_{AET})}{\ln \left[\frac{(T_{MST} - T_{AST})}{(T_{MET} - T_{AET})} \right]} \right\} \quad (4.11)$$

Reordenando, tem-se:

$$\ln \left[\frac{(T_{MST} - T_{AST})}{(T_{MET} - T_{AET})} \right] = \frac{U_{TC} \cdot A_{TC}}{C_M} \cdot \left[\frac{(T_{AET} - T_{AST})}{(T_{MET} - T_{MST})} - \frac{(T_{MET} - T_{MST})}{(T_{MET} - T_{MST})} \right] \quad (4.12)$$

Substituindo-se a Eq.4.9 em 4.12:

$$\ln \left[\frac{(T_{MST} - T_{AST})}{(T_{MET} - T_{AET})} \right] = - \frac{U_{TC} \cdot A_{TC}}{C_M} \cdot \left(\frac{C_M}{C_A} + 1 \right) \quad (4.13)$$

$$\frac{(T_{MST} - T_{AST})}{(T_{MET} - T_{AET})} = e^{- \frac{U_{TC} \cdot A_{TC}}{C_M} \left(\frac{C_M}{C_A} + 1 \right)} \quad (4.14)$$

Se $e^{- \frac{U_{TC} \cdot A_{TC}}{C_M} \left(\frac{C_M}{C_A} + 1 \right)} = \varphi$, então a Eq.4.14 fica:

$$(T_{MST} - T_{AST}) = \varphi \cdot (T_{MET} - T_{AET}) \quad (4.15)$$

Aplicando-se as Eqs.4.5 e 4.10 em 4.15 e resolvendo-se para T_{MET} , tem-se:

$$T_{MET} = \frac{\frac{C_A + C_M}{C_M} \cdot (\varphi + T_{MA} \cdot C_{MA}) - T_{AET} \cdot C_A \cdot (\varphi - 1)}{\frac{C_{MA}}{C_M} \cdot (C_A + C_M) + C_A \cdot (1 - \varphi)} \quad (4.16)$$

Após desenvolvido esse equacionamento, foram realizados cálculos para determinar a confiabilidade do mesmo, sendo bem sucedido. Os valores encontrados foram bem próximos aos reais obtidos experimentalmente por Neto (1997) em sua dissertação de mestrado.



A partir desse equacionamento, pode-se calcular as temperaturas da água de resfriamento do mosto correspondentes à manutenção da temperatura ideal de fermentação que, como mencionado anteriormente, será adotado o limite mínimo para a variação ótima que são temperaturas em torno de 30 C. Os valores são apresentados na **Tab.4.1**, na qual ainda constam valores de temperaturas em que a água de refrigeração e o mosto saem do trocador de calor.

Os valores da temperatura da água de refrigeração de entrada no trocador de calor apresentados na **Tab.4.1** servirão de base para a análise do sistema de refrigeração, pois o mesmo terá que fornecer ao trocador água a estas temperaturas, sendo a partir daí determinado se a fonte de calor é suficiente para alimentar o conjunto.

Os dados de entrada para a determinação dos dados da **Tab.4.1** foram determinados por Neto (1997) e são apresentados a seguir:

a) Vazões para cada um dos dois trocadores do sistema são:

$$\text{água} = 110 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{mosto de alimentação} = 100 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{mosto que entra no trocador} = 220 \text{ m}^3/\text{h}$$

b) A área útil de transferência de calor correspondente ao sistema é 106,92 m².

c) Valores de massa específica utilizados:

$$\text{Massa específica da água} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Massa específica do mosto} = 1015 \text{ kg/m}^3$$

Colocando-se os valores de vazão mássica em kg/s tem-se:

Vazão mássica de água

$$\dot{m}_A = 110 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1}{3600 \text{ s}} = 30,5555 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_A = 30,55 \text{ kg/s}$$

Vazão mássica mosto de alimentação

$$\dot{m}_{MA} = 100 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \cdot 1015 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \frac{1}{3600 \text{ s}} = 28,1944 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{MA} = 28,19 \text{ kg/s}$$

Vazão mássica mosto que entra no trocador



$$\dot{m}_M = 220 \frac{m^3}{h} \cdot 1015 \frac{kg}{m^3} \cdot \frac{1}{3600 s} = 62,0277 kg / s$$
$$\dot{m}_M = 62,02 \text{ kg/s.}$$

Para a consideração do trocador ser apenas um com o dobro da área e o dobro das vazões, tem-se:

$$\dot{m}_A = 61,11 \text{ kg/s}$$
$$\dot{m}_{MA} = 56,38 \text{ kg/s}$$
$$\dot{m}_M = 124,05 \text{ kg/s}$$
$$A = 214 \text{ m}^2$$

Os valores de calor específico adotados foram:

$$cp_{MA} = 4,1111 \text{ kJ/kg K}$$
$$cp_M = 4,057 \text{ kJ/kg K}$$
$$cp_A = 4,170 \text{ kJ/kg K}$$

A Fig.4.2, mostra como as temperaturas dos fluxos de entrada e saída da água de refrigeração e mosto variam, podendo-se observar a linearidade esperada para essa variação.

Tabela 4.1 - Resultados obtidos para os valores da temperatura de entrada da água de refrigeração para manter a temperatura do mosto em torno de 30 C

T _{AET}	T _{MET}	T _{MST}	T _{AST}
14	28,76	24,31	22,79
15	29,16	24,89	23,43
16	29,55	25,46	24,07
17	29,95	26,04	24,71
18	30,34	26,62	25,35
19	30,74	27,20	25,99
20	31,13	27,78	26,63
21	31,53	28,35	27,27
22	31,92	28,93	27,91
23	32,32	29,51	28,55
24	32,72	30,09	29,19
25	33,11	30,66	29,83

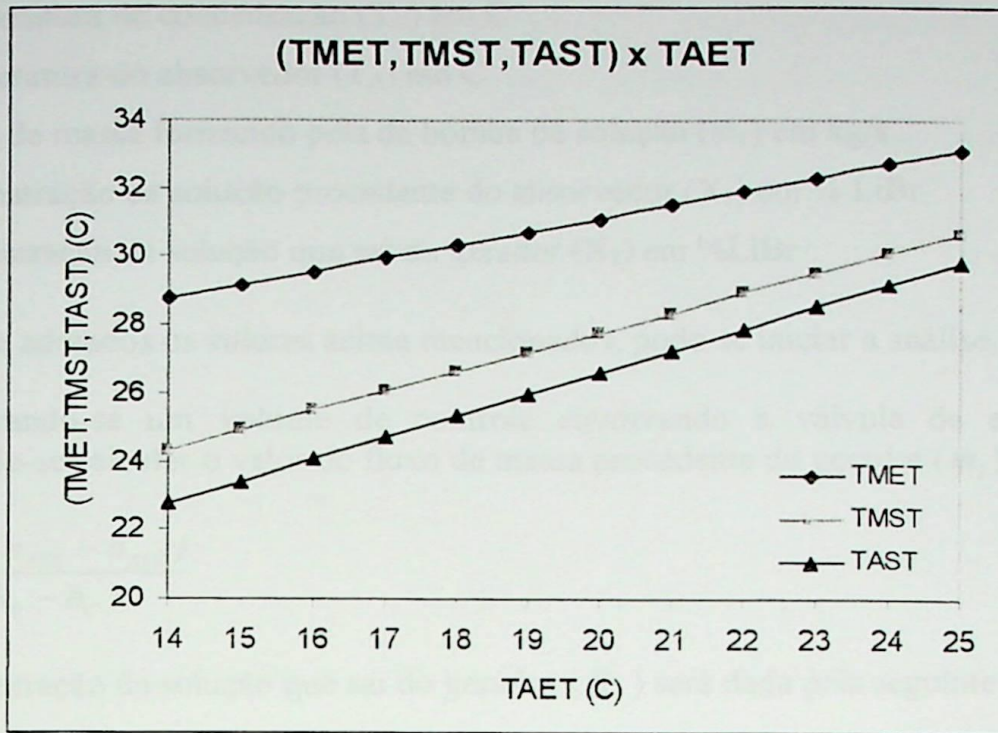


Figura 4.2 - Gráfico da variação das temperaturas de entrada e saída de um trocador de calor

4.3 - Balanço Térmico para o Sistema de Refrigeração a Absorção

O sistema proposto foi descrito e comentado no **Cap.3**, aqui será dado um enfoque puramente termodinâmico que fornecerá subsídios para apontar qual configuração será a mais adequada para o tipo de fonte energética utilizada para a alimentação do gerador do sistema de refrigeração a absorção que irá resfriar o mosto. A análise é estacionária, não levando-se em consideração as eficiências dinâmicas dos equipamentos que constituem o sistema de refrigeração.

A temperatura e a vazão mássica da fonte energética disponível, serão os parâmetros de referência para avaliar se essas fontes são suficientes para alimentar o sistema de refrigeração a absorção.

Sabe-se que na prática outros dados de projetos do sistema de refrigeração devem ser avaliados. Esses parâmetros serão considerados no **Cap.6**.

Para que se possa realizar essa análise é necessário que sejam supostos alguns valores, são eles:

- a) Temperatura de evaporação (T_E) em C



- b) Temperatura de condensação (T_C) em C
- c) Temperatura do absorvedor (T_A) em C
- d) Fluxo de massa fornecido pela da bomba de solução ($\dot{m}_1$) em kg/s
- e) Concentração da solução procedente do absorvedor (X_1) em % LiBr
- f) Concentração da solução que sai do gerador (X_2) em %LiBr

Tendo-se adotados os valores acima mencionados, pode-se iniciar a análise, como segue:

Considerando-se um volume de controle envolvendo a válvula de expansão e o evaporador, pode-se calcular o valor do fluxo de massa procedente do gerador ($\dot{m}_3$):

$$\dot{m}_3 = \frac{\dot{m}_{AT} \cdot (h_{ATE} - h_{ATS})}{(h_E - h_C)} \quad (4.17)$$

A concentração da solução que sai do gerador (X_2) será dada pela seguinte equação:

$$X_2 = \frac{\dot{m}_1 \cdot X_1}{\dot{m}_1 - \dot{m}_3} \quad (4.18)$$

Calculada a concentração X_2 , e tendo-se a pressão de alta do sistema de absorção ou utilizando-se a temperatura de condensação pode-se determinar a temperatura do gerador $T_g = f(X_2, P_C \text{ ou } T_C)$, ou seja a temperatura do vapor d'água e da solução, estados 1 e 2 da

Fig.3.3.

Considerando-se um volume de controle ao redor do gerador é calculado o calor mínimo necessário ao gerador ($\dot{q}_G$) para o funcionamento do sistema para as dadas condições de entrada, a partir da aplicação da Primeira Lei da Termodinâmica:

$$\dot{q}_G = \dot{m}_2 \cdot (h_2 - h_1) + \dot{m}_3 \cdot (h_3 - h_1) \quad (4.19)$$

O calor trocado no evaporador ($\dot{q}_E$) é determinado pela seguinte equação:

$$\dot{q}_E = \dot{m}_{AT} \cdot (h_{ATE} - h_{ATS}) \quad (4.20)$$

A equação a seguir define o coeficiente de eficácia (CDE):

$$CDE = \frac{\dot{q}_E}{\dot{q}_G} \quad (4.21)$$



Considerando-se que a água de resfriamento passe primeiro no condensador e posteriormente no absorvedor, como visto na **Fig. 3.3**, pode-se determinar as temperaturas da água de refrigeração de saída do condensador (T_{ASC}) e de saída do absorvedor (T_{ASA}), como segue:

$$T_{ASC} = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_{AT}} \cdot (T_g - T_C) + T_{AT} \quad (4.22)$$

$$T_{ASA} = \frac{\dot{m}_2 \cdot h_2 + \dot{m}_3 \cdot h_E - \dot{m}_1 \cdot h_1 + \dot{m}_{AT} \cdot C_{p_A} \cdot T_{ASC}}{\dot{m}_{AT} \cdot C_{p_A}} \quad (4.23)$$

Para o caso em que a água de refrigeração passa primeiro no absorvedor e em seguida no condensador, tem-se:

$$T_{ASA} = \frac{\dot{m}_2 \cdot h_2 + \dot{m}_3 \cdot h_E - \dot{m}_1 \cdot h_1 + \dot{m}_{AT} \cdot C_{p_A} \cdot T_{AT}}{\dot{m}_{AT} \cdot C_{p_A}} \quad (4.24)$$

$$T_{ASC} = \frac{\dot{m}_3}{\dot{m}_{AT}} \cdot (T_g - T_C) + T_{ASA} \quad (4.25)$$

Vários cálculos foram realizados, em um programa computacional que teve como base os trabalhos de McNeely (1979) e Patterson (1988), a fim de determinar qual a configuração mais adequada ao sistema de refrigeração a absorção de modo a atender as limitações da fonte de alimentação. Esse programa será mostrado no **Cap.5**.

Os valores adotados para o fluxo e concentração de solução de Brometo de Lítio Água, para a simulação no programa computacional, foram:

a) fluxo de massa = 2 kg/s, 2,5 kg/s, 3 kg/s

b) concentração = 40%, 45%, 50%.

Os resultado dessa simulação pode ser encontrado nos apêndices A e B.

Analisou-se duas possibilidades; uma para o caso de haver duas máquinas de absorção, em paralelo, com a mesma capacidade e sob as mesmas condições de operação e resfriamento do mosto e outra para o caso de haver apenas uma máquina suprindo o resfriamento das duas dornas de fermentação.



Para ambas as possibilidades o comportamento do sistema foi verificado para a variação da temperatura de condensação, para a concentração e para o fluxo de massa da solução procedente do absorvedor.

Durante a simulação, os valores de temperatura da água procedente da torre de refrigeração, a temperatura do absorvedor, o calor específico da água foram mantidos constantes, os quais são, respectivamente, 29 °C, 30 °C e 4,17 kJ/kgK. Também preferiu-se manter a temperatura de evaporação a 10 °C, para mantê-la em uma faixa distante do ponto de gelo.

No caso de haver apenas uma máquina adotou-se o fluxo de massa procedente da torre igual a 122,22 kg/s.

Os resultados da análise são apresentados, de forma completa, no apêndice A e B, onde são apresentados gráficos que mostram, a variação da temperatura do gerador (T_g), do calor mínimo necessário ao funcionamento do sistema (Q_{min}), e o coeficiente de eficácia (CDE) em relação a temperatura da água de refrigeração do mosto. Neste capítulo é apresentado apenas a melhor configuração determinada para cada caso, para os quais são apresentados também gráficos que mostram o fluxo de massa de vapor necessário ao funcionamento do sistema de refrigeração, como segue:

Tabela 4.2 – Valores obtidos para a temperatura do gerador a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 °C, fluxo de massa de solução procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

TAET (°C)	T _g (°C)		
	x ₁ = 50 %	x ₁ = 45 %	x ₁ = 40 %
14	352,6	296,13	241,19
15	293,25	244,07	197,37
16	246,35	203,83	164,16
17	209,18	172,45	138,68
18	179,52	147,75	118,88
19	155,67	128,1	103,31
20	136,32	112,32	90,94
21	120,51	99,53	81,03
22	107,48	89,09	73,01
23	96,68	80,5	66,48
24	87,66	73,38	61,12
25	80,08	67,45	56,7
26	73,69	62,49	53,04
27	68,15	58,22	49,93
28	63,52	54,69	47,39
29	59,56	51,69	45,25

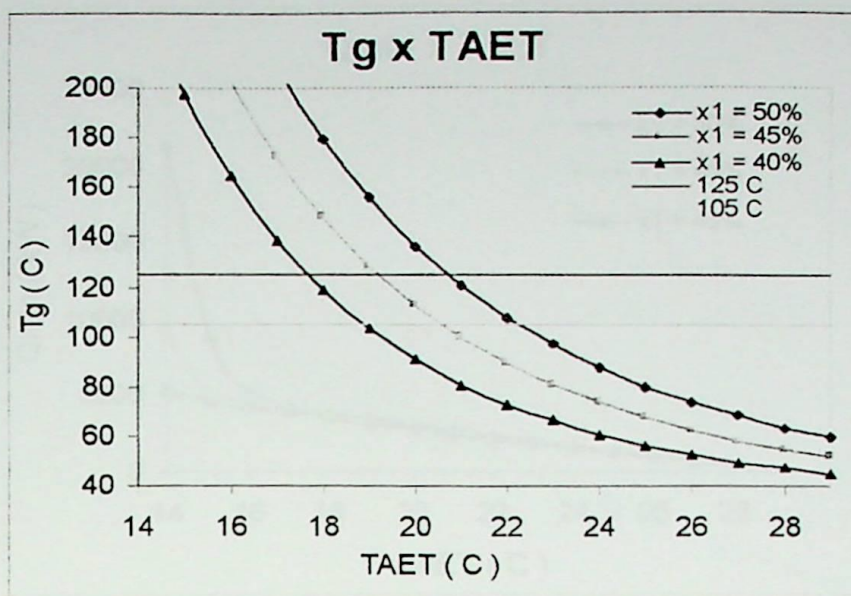


Figura 4.3 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr na temperatura do gerador para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

Tabela 4.3 – Valores obtidos para a transferência mínima de calor necessária ao sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

TAET	Qmin (kW)		
	$x_1 = 50 \%$	$x_1 = 45 \%$	$x_1 = 40 \%$
14	21345,06	8813,13	5463,38
15	8688	5385,56	4641,39
16	5298,88	4464,31	4233,54
17	4282,03	4033,01	3863,25
18	3818	3669,25	3491,58
19	3455,27	3305,47	3126,68
20	3099,3	2942,46	2775,44
21	2740,84	2587,68	2439,61
22	2385,75	2245,12	2118,06
23	2039,18	1915,51	1808,63
24	1703,42	1597,87	1509,06
25	1378,71	1290,54	1217,33
26	1064,17	991,76	931,76
27	752,2	693,91	645,22
28	452,91	406,59	367,22
29	159,85	123,75	92,21

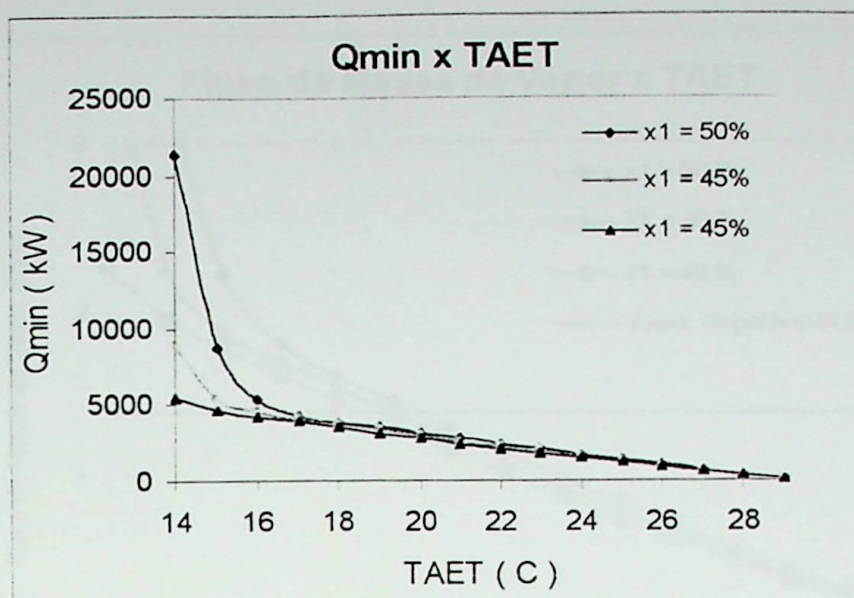


Figura 4.4 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no calor mínimo necessário ao funcionamento do sistema para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

Tabela 4.4 - Valores obtidos para o fluxo de massa mínima de vapor necessária ao sistema de refrigeração calculada a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 °C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

TAET	$\dot{m}_{i,r}$ (kg/s)		
	X1 = 50 %	X2 = 45 %	X3 = 40 %
14	8,938	3,690	2,287
15	3,638	2,255	1,943
16	2,218	1,869	1,772
17	1,793	1,688	1,617
18	1,598	1,536	1,462
19	1,446	1,384	1,309
20	1,297	1,232	1,162
21	1,147	1,083	1,021
22	0,999	0,940	0,886
23	0,853	0,802	0,757
24	0,713	0,669	0,631
25	0,577	0,540	0,509
26	0,445	0,415	0,390
27	0,314	0,290	0,270
28	0,189	0,170	0,153
29	0,066	0,051	0,038

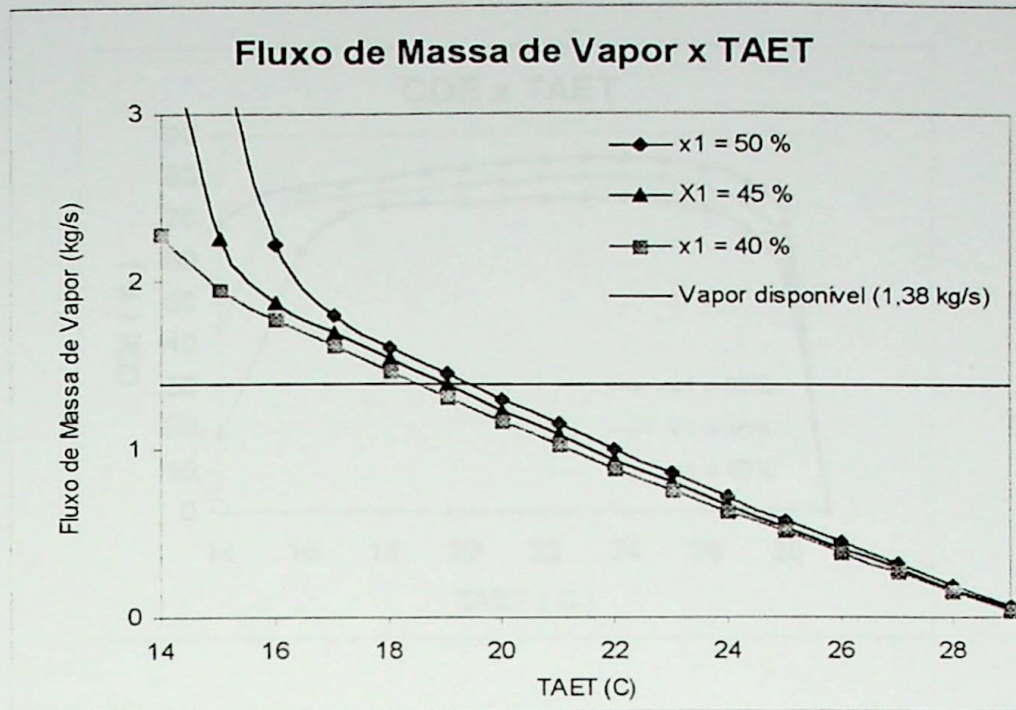


Figura 4.5 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no fluxo de massa de vapor mínimo necessário ao funcionamento do sistema para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

Tabela 4.5 – Valores obtidos para o coeficiente de eficácia para o sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

TAET	CDE (%)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	17,77	43,05	69,44
15	40,77	65,77	76,32
16	62,1	73,71	77,72
17	70,96	75,34	78,65
18	72,97	75,93	79,79
19	73,32	76,64	81,03
20	73,59	77,51	82,18
21	74	78,38	83,13
22	74,42	79,08	83,83
23	74,68	79,5	84,2
24	74,57	79,5	84,18
25	73,82	78,86	83,6
26	71,91	77,16	82,12
27	67,45	73,12	78,64
28	56,02	62,41	69,1
29	3,62E-08	4,68E-08	6,28E-08

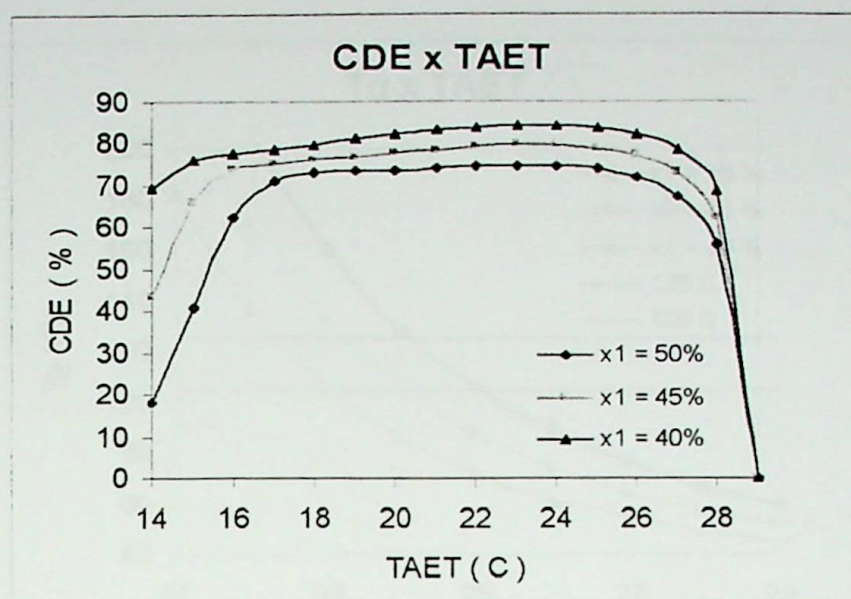


Figura 4.6 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no coeficiente de eficácia do sistema para o caso de haver duas máquinas de absorção resfriando o mosto.

Tabela 4.6 – Valores obtidos para a temperatura do gerador a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C, fluxo de massa de solução procedente do absorvedor igual a 3 kg/s e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

TAET	Tg (C)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	273,19	225,91	182,3
22	205,31	169,21	136,06
23	159,73	131,42	105,93
24	127,9	105,49	85,64
25	105,14	87,22	71,58
26	88,53	74,06	61,63
27	75,96	64,24	54,33
28	66,66	57,08	49,11
29	59,56	51,69	45,25

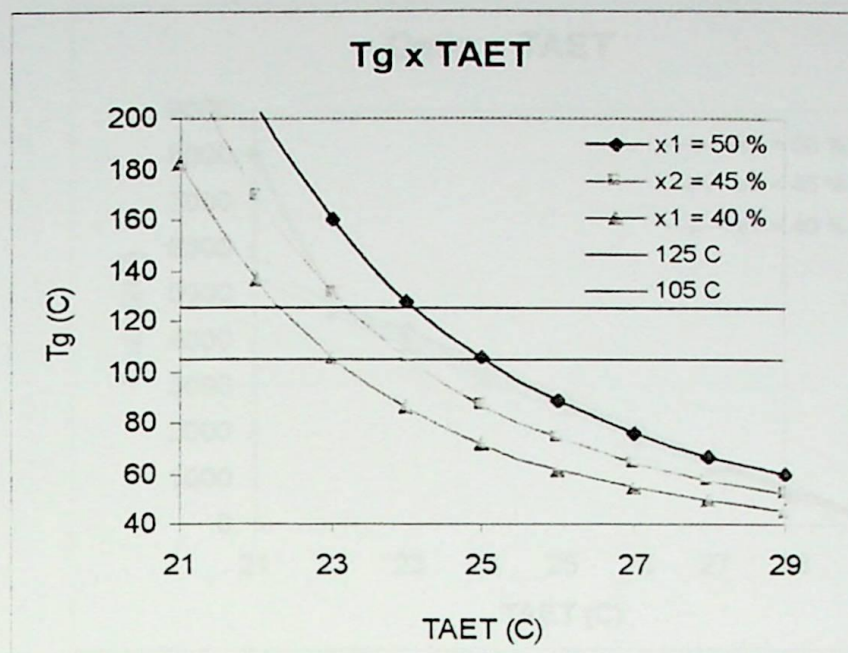


Figura 4.7 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr na temperatura do gerador e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

Tabela 4.7 – Valores obtidos para a transferência mínima de calor necessária ao sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 3 kg/s e e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

TAET	Qmin (kW)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	8075,18	5849,36	5347,5
22	5055,65	4786,79	4582,95
23	4225,43	4047,86	3832,25
24	3500,49	3312,88	3123,39
25	2777,97	2613,04	2465,61
26	2085,45	1956,54	1847,84
27	1416,96	1323,26	1245,64
28	792,08	726,76	671,96
29	191,82	148,5	110,66

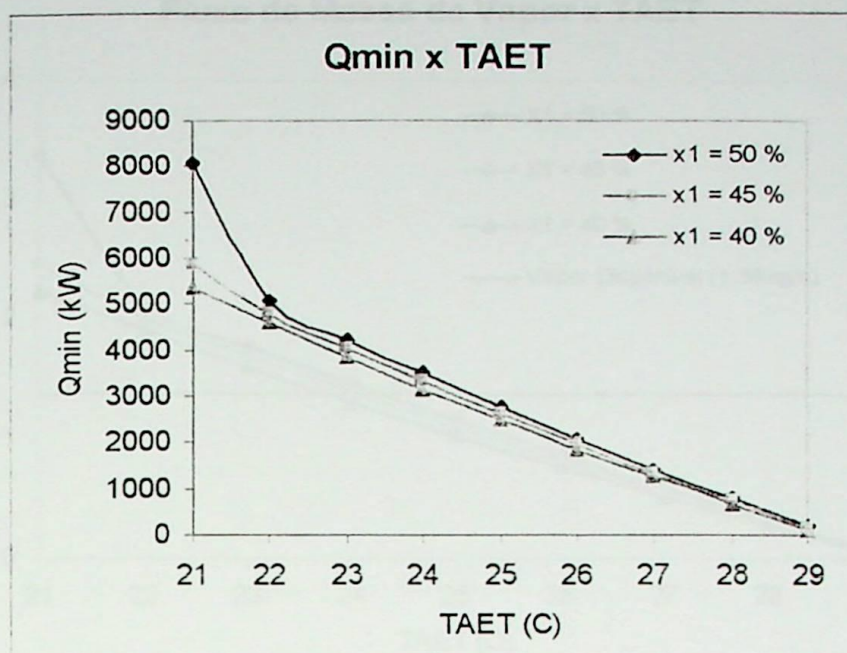


Figura 4.8 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no calor mínimo necessário ao funcionamento do sistema e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

Tabela 4.8 - Valores obtidos para o fluxo de massa de vapor mínimo necessária ao sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 3 kg/s e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

TAET	$\dot{m}_v$ (kg/s)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	3,381	2,449	2,239
22	2,117	2,004	1,919
23	1,769	1,695	1,604
24	1,465	1,387	1,307
25	1,163	1,094	1,032
26	0,873	0,819	0,773
27	0,593	0,554	0,521
28	0,331	0,304	0,281
29	0,080	0,062	0,046

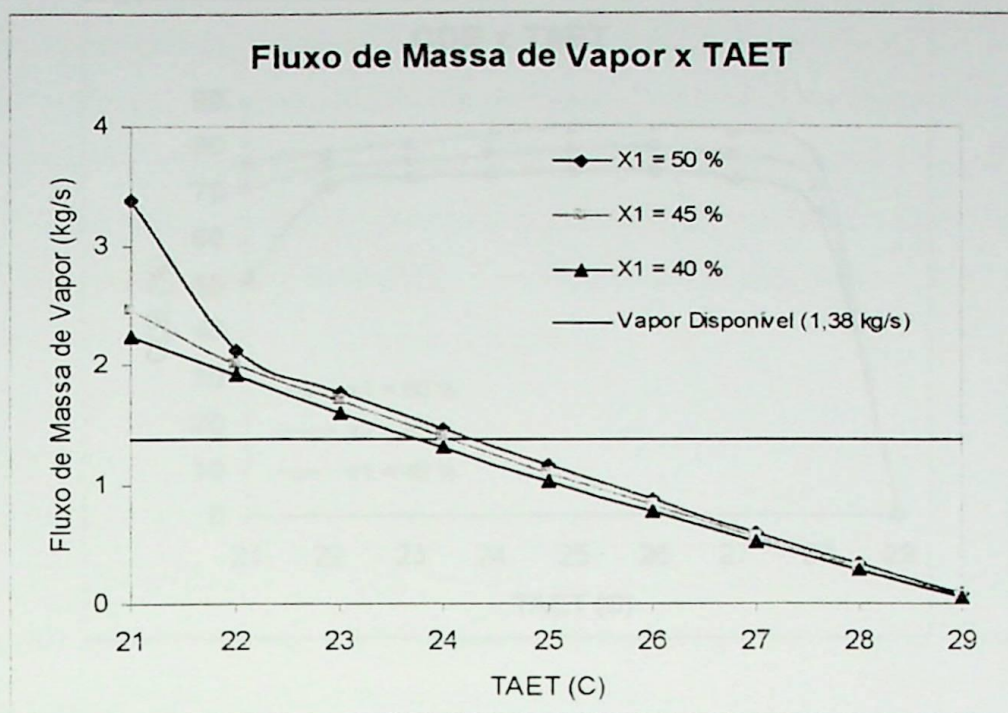


Figura 4.9 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no fluxo de massa de vapor mínimo necessário ao funcionamento do sistema e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

Tabela 4.9 – Valores obtidos para o coeficiente de eficácia para o sistema de refrigeração a partir do programa de simulação para a temperatura de condensação de 35 C fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s e e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

TAET	CDE (%)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	51,07	70,5	77,12
22	71,41	75,42	78,77
23	73,28	76,5	80,8
24	73,79	77,96	82,69
25	74,49	79,19	83,93
26	74,61	79,52	84,2
27	72,81	77,97	82,82
28	65,13	70,99	76,78
29	6,15E-08	7,94E-08	1,07E-07

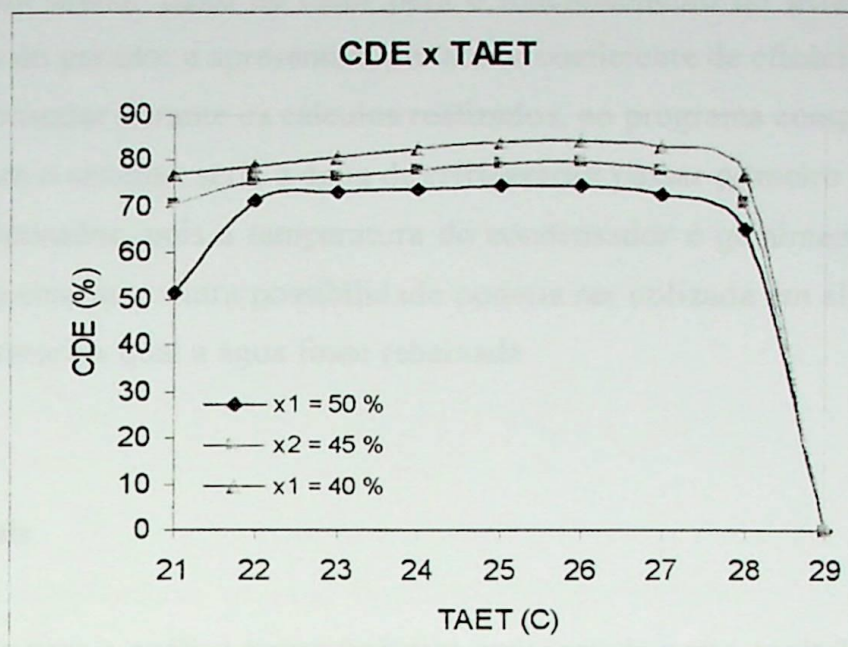


Figura 4.10 - Influência da temperatura da água de refrigeração do mosto que entra no trocador de calor e da concentração da solução de LiBr no coeficiente de eficácia do sistema e para o caso de haver um equipamento de absorção resfriando o mosto de duas dornas de fermentação.

Analisando-se os dados obtidos da simulação computacional, desenvolvida a partir da modelagem do sistema, considerando-se os parâmetros utilizados para testes, nota-se que para o caso do sistema resfriar a água, que irá trocar calor com o mosto de apenas uma dorna de fermentação, que equivale a 61,11 kg/s, a configuração que melhor se adequaria ao mesmo seria com a temperatura de condensação igual à 35 C, fluxo de massa procedente do absorvedor igual a 2,5 kg/s de solução de Brometo de Lítio Água e concentração da mesma solução igual à 40 %.

Essa configuração foi selecionada por exigir uma bomba de solução de menor potência, necessitar de uma menor temperatura no gerador para resfriar a água a uma temperatura adequada, que nesse caso específico está em torno de 22 C, e por consequência um menor fluxo de calor para o seu funcionamento e apresenta um maior coeficiente de eficácia.

Notou-se que quanto menor a concentração da solução de Brometo de Lítio água, procedente do absorvedor, considerando-se os limites estabelecidos, melhor será para o sistema, pois valem os mesmos benefícios obtidos para uma menor temperatura de condensação.

Quanto maior o fluxo de massa de solução proveniente do absorvedor melhor será para o sistema, isto é, resguardando-se os limites estabelecidos, pois como para os casos anteriormente



mencionados, exigirá um menor fluxo de calor para o funcionamento do gerador, apresentará uma menor temperatura do gerador e apresentará um maior coeficiente de eficácia.

Pode-se ainda constatar durante os cálculos realizados, no programa computacional, que a melhor configuração para o sistema, seria a água de refrigeração passar primeiro no absorvedor e posteriormente no condensador, pois a temperatura do condensador é geralmente mais elevada que a do absorvedor, no entanto a outra possibilidade poderia ser utilizada em alguns casos, mas estaria atrelada a temperatura a qual a água fosse rebaixada.

4.4 - Comentários Finais

Os dados obtidos para a análise termodinâmica apresentada neste capítulo foram obtidos a partir de um programa computacional, o qual será apresentado no Cap.5.

A análise aqui desenvolvida, não está totalmente atrelada ao equipamento que poderá ser utilizado no projeto final, devido ao fato de determinados dados não serem fornecidos pelos fabricantes, prejudicando assim, uma análise mais profunda e precisa, no entanto, os resultados obtidos certamente são satisfatórios para uma decisão adequada.



Capítulo 5

SIMULAÇÃO COMPUTACIONAL DO CONJUNTO DORNA DE FERMENTAÇÃO SISTEMA DE REFRIGERAÇÃO A ABSORÇÃO

5.1 - INTRODUÇÃO:

Há alguns anos a informática vem assumindo papel importante dentro da sociedade como um todo, tomando espaço em todas as áreas do conhecimento, estando presente tanto na indústria como nas nossas casas agilizando a aquisição o processamento e a análise de informações.

A investigação tecnológica e científica há muito tempo já se beneficia dessa poderosa ferramenta podendo dessa forma apresentar resultados muito mais precisos e confiáveis, sendo assim, este trabalho não podendo ficar a margem de tal fato, apresenta um programa que foi utilizado para auxiliar no desenvolvimento da simulação do sistema estudado.

Neste capítulo é apresentado o “software” utilizado na modelagem do sistema estudado, bem como, as equações utilizadas para o cálculo das propriedades termodinâmicas do vapor de água e da solução de brometo de lítio água.

5.2 – Discussão a Respeito do Programa de Simulação

Hoje, com a interatividade entre homem e máquina, é de fundamental importância a interface utilizada no “software”. Pensando nessa perspectiva optou-se por desenvolver a simulação em linguagem orientada a objeto, pois além de ser mais fácil de manusear e ter um melhor “lay-out”, oferece ainda uma interface bem mais amigável com aquele que irá operar o programa.

A simulação do conjunto dorna de fermentação trocador de calor, apresenta algumas equações algébricas, e tem como dados de entrada, em banco de dados, valores de temperaturas, que são fornecidos via tabela e os resultados apresentados da mesma forma, além da possibilidade de traçar um gráfico dos resultados obtidos ao clicar de um botão.



A simulação do sistema de refrigeração foi muito mais complexa, pois para tal, faz-se necessário a determinação de propriedades termodinâmicas tanto do vapor d'água quanto da solução de brometo lítio água.

As propriedades termodinâmicas do vapor d'água foram determinadas a partir das equações propostas por Liley (1984), as quais foram previamente avaliadas e apresentaram resultados bastantes satisfatórios e serão apresentadas posteriormente.

Para a determinação das propriedades do brometo de lítio água utilizou-se as equações empíricas desenvolvidas nos trabalhos de McNeely (1979) e Patterson (1988) as quais foram devidamente testadas para que pudessem ser utilizadas na simulação.

O programa de simulação realiza os cálculos para o sistema de refrigeração e para a dorna de fermentação separadamente, mas os cálculos para o sistema de refrigeração é dependente dos dados obtidos para a dorna de fermentação.

5.3 – Apresentação das Equações Para a Determinação das Propriedades do Vapor de Água

Essa apresentação torna-se importante, pois deixa o mais transparente possível os resultados obtidos já que as equações poderão ser testadas e reutilizadas em trabalhos posteriores.

Neste capítulo, serão apresentados apenas as equações para a temperatura, pressão e entalpia para o vapor saturado. As equações para as outras propriedades serão apresentadas em anexo.

Temperatura de Saturação $T(S)$ em função da pressão de saturação $P(S)$:

$$T(S) = A + \frac{B}{\log P(S) + C}$$

5.1

Se $0,000611 \leq P(S) < 12,33 \text{ MPA}$ e $273,16 \leq T(S) < 600 \text{ K}$

$$A = 0,426776 \text{ E2}$$

$$B = - 0,389270 \text{ E4}$$

$$C = - 0,948654 \text{ E1}$$





Se $12,3 \leq P(S) < 22,1$ MPA e $600 \leq T(S) < 647,3$ K

$$A = -0,387592 \text{ E}3$$

$$B = -0,125875 \text{ E}5$$

$$C = -0,152578 \text{ E}2$$

Pressão de Saturação $P(S)$ em função da temperatura de saturação:

$$\log P(S) = \sum_{N=0}^9 A(N)T(S)^N + \frac{A(10)}{T(S) - A(11)} \quad 5.2$$

Se $273,16 \leq T(S) < 647,3$ K

$$A(0) = 0,104592 \text{ E}2$$

$$A(6) = 0,903668 \text{ E} - 15$$

$$A(1) = -0,404897 \text{ E} - 2$$

$$A(7) = -0,199690 \text{ E} - 17$$

$$A(2) = -0,417520 \text{ E} - 4$$

$$A(8) = -0,779287 \text{ E} - 21$$

$$A(3) = 0,368510 \text{ E} - 6$$

$$A(9) = 0,191482 \text{ E} - 24$$

$$A(4) = -0,101520 \text{ E} - 8$$

$$A(10) = -0,396806 \text{ E}4$$

$$A(5) = 0,865310 \text{ E} - 12$$

$$A(11) = 0,395735 \text{ E}2$$

Entalpia do Vapor Saturado $H(G)$

$$H(G) = 2,0993 \text{ E}3 \cdot \left[A + BT(C)^{1/3} + CT(C)^{5/6} + DT(C)^{7/8} + \sum_{N=1}^7 E(N)T(C)^N \right] \quad 5.3$$

Se $273,16 \leq T(S) < 647,3$ K

$$A = 1$$

$$B = 4,57874342 \text{ E} - 1$$

$$C = 5,08441288$$

$$D = -1,48513244$$

$$E(1) = -4,81351884$$

$$E(2) = 2,69411792$$

$$E(7) = 0$$

$$E(3) = -7,39064542$$

$$E(4) = 1,04961689 \text{ E}1$$



$$E(5) = - 5,46840036$$

$$E(6) = 0$$

$$E(7) = 0$$

5.4 – Discussão e Apresentação do Equacionamento para as Propriedades da solução de Brometo de Lítio Água (LIBR).

O programa de simulação do sistema de refrigeração apresentado neste trabalho lança mão das equações empíricas desenvolvidas nos trabalhos de McNeely (1979) e Patterson (1988) e ainda na obra da ASHRAE Handbook (1981), para o cálculo das propriedades da solução Brometo de Lítio em Água.

O trabalho de Patterson (1988) apresenta praticamente os mesmos resultados do trabalho de McNeely (1979), onde o mesmo se baseia, no entanto com um intervalo maior para a utilização de suas equações. A obra da ASHRAE Handbook (1981) utiliza as mesmas equações de McNeely (1979), embora com algumas modificações, mas com a mesma faixa de validade para a utilização de seu equacionamento.

A formulação utilizada para o cálculo da entalpia da solução foi a apresentada no trabalho de Patterson (1988), que é a seguinte:

$$h(X, T) = \sum_{i=0}^5 \sum_{j=0}^2 A_{ij} X^i T^j \quad 5.4$$

Onde:

X – concentração da solução

T – temperatura da solução

As constantes são:

$A(0,0) = 1,134125E0$	$A(1,0) = -4,800450E-1$	$A(2,0) = -2,161438E-3$
$A(0,1) = 4,124891E0$	$A(1,1) = -7,643903E-2$	$A(2,1) = 2,589577E-3$
$A(0,2) = 5,743693E-4$	$A(1,2) = 5,870921E-5$	$A(2,2) = -7,375319E-6$
$A(3,0) = 2,336235E-4$	$A(4,0) = -1,188679E-5$	$A(5,0) = 2,291532E-7$
$A(3,1) = -9,500522E-5$	$A(4,1) = 1,708026E-6$	$A(5,1) = -1,102363E-8$
$A(3,2) = 3,277592E-7$	$A(4,2) = -6,062304E-9$	$A(5,2) = 3,901897E-11$



As faixas de utilização desse equacionamento são:

$$0 < T < 180 \text{ C e}$$

$$0 < X < 70 \%$$

Essas faixas são bem maiores considerando os limites impostos pelo equacionamento de McNeely (1979) que impõe as seguintes faixas de validade para o seu equacionamento:

$$16 < T < 165 \text{ C e}$$

$$45 < X < 70 \%$$

Para o cálculo da temperatura da solução utilizou-se o equacionamento apresentado no trabalho de McNeely (1979) que também é citado na obra da ASHRAE Handbook (1981) na qual alguns valores das constantes não são apresentadas. A temperatura da solução é calculada em função da concentração da solução e da temperatura de saturação do refrigerante ou do elemento que serve para tal propósito, que no caso do Brometo de Lítio Água é a água. A equação para o cálculo da temperatura da solução é apresentada a seguir:

$$T(T', X) = T' \sum_{n=0}^3 A_n X^n + \sum_{n=0}^3 B_n X^n \quad 5.5$$

Onde:

T' – Temperatura de saturação do refrigerante

As constantes são:

$$A(0) = -2,00755$$

$$B(0) = 124,937$$

$$A(1) = 0,16976$$

$$B(1) = -7,7165$$

$$A(2) = -3,13336\text{E-}3$$

$$B(2) = 0,152286$$

$$A(3) = 1,97668\text{E-}5$$

$$B(3) = -7,9509\text{E-}4$$

As faixas para a utilização desse equacionamento são:

$$-20 < T' < 110 \text{ C}$$

$$5 < T < 180 \text{ C}$$

$$45\% < X < 70 \%$$



Durante a utilização dessas equações deve-se evitar a região de cristalização que pode ser observadas nas Fig.2.3 e 2.4, apresentadas no Cap. 2. No programa de simulação os estados considerados apresentam-se distante dessa região.

5.5 – Instruções para Utilização do Programa de Simulação

O programa de simulação é apresentado em forma de menus acessíveis por mouse ou via teclado tendo assim uma interface amigável com o usuário, A tela de apresentação pode ser vista na Fig. 5.1 assim como o menu pode ser melhor visualizado na Fig. 5.2. No menu podem ser encontradas as opções: a) funções, b) configurações do sistema, c) propriedades termodinâmicas do vapor de água.

Ao acessar a opção funções o menu se desdobrará em duas outras alternativas que são: 1) simulação do sistema, 2) absorção.

A opção simulação do sistema, quando acionada, habilita uma tela de entrada dos dados para a obtenção da temperatura do mosto que se encontra na dorna de fermentação o qual servirá para determinar a que temperatura deverá estar a água de refrigeração para que o mosto esteja a temperatura mais adequada para a fermentação.

A alternativa absorção, sendo acionada, acessará uma tela com os dados de entrada para a simulação do sistema de refrigeração a absorção que resfriará a dorna de fermentação.

Acionada a opção configurações do sistema, o menu será desdobrada nas alternativas: a) água de refrigeração passando primeiro no absorvedor e posteriormente no condensador, b) água de refrigeração passando primeiro no condensador e posteriormente no absorvedor. Se acionada alguma das alternativas será apresentada uma tela com os sistemas analisados, nesta dissertação, de forma esquemática.

A opção propriedades termodinâmicas do vapor de água visa fornecer uma ferramenta para ajudar os estudantes da área térmica em atividades que exijam a determinação de propriedades do vapor de água como: volume específico, entalpia e entropia. É importante ressaltar que o programa só será bem utilizado para aqueles já conheçam os princípios básicos da termodinâmica, não querendo ser, portanto uma ferramenta de auto aprendizado.

As formulações utilizadas são apresentadas em anexo, as quais poderão ser reutilizadas em trabalhos posteriores. Maiores informações podem ser obtidas em Liley (1984).

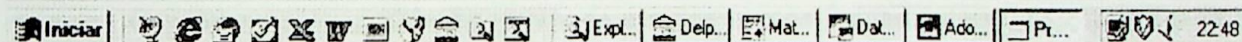


Figura 5.1 – Tela de apresentação do programa de simulação

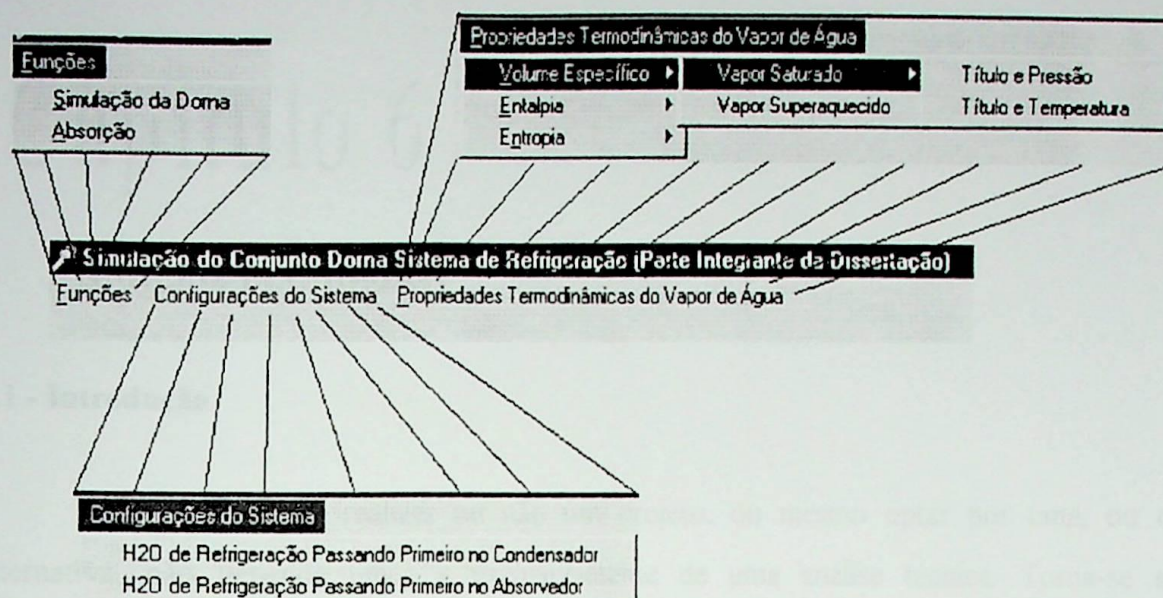


Figura 5.2 – Menu de acesso aos aplicativos do programa de simulação

5.6 – Comentários Finais

O programa de simulação tornou-se um dos pontos fundamentais desse trabalho já que permitiu uma avaliação mais ampla e precisa do sistema estudado reduzindo bastante o tempo demandado para a sua avaliação, tornando-se também um ponto de interesse para aqueles que estão cursando matérias da graduação, tirando assim a dissertação do campo simplesmente técnico para inseri-la também em um campo didático.

Anexo a essa dissertação poderá ser encontrado um disquete contendo o programa de simulação compilado e as suas respectivas subrotinas, que podem ser lidas tanto pelo editor de textos "Word", como pelo Delphi 3.0, que é a linguagem na qual foi desenvolvido. É encontrado também um programa para análise econômica desenvolvido em Mathcad.



Capítulo 6

ANALISE ECONÔMICA

6.1 - Introdução

A decisão, de se realizar ou não um projeto, ou mesmo optar por uma, ou outra alternativa, não depende única e exclusivamente de uma análise técnica. Torna-se então necessário agregar a uma boa proposta técnica os benefícios econômicos que poderão resultar do investimento em questão.

De acordo com o capítulo 3, o projeto poderá assumir pelo menos duas configurações. Uma na qual o mosto nas dornas de fermentação será resfriado por duas máquinas de refrigeração a absorção em paralelo (uma para cada dorna do conjunto principal) e outra com somente uma máquina suprimindo a carga de refrigeração das duas dornas de fermentação.

Para cada arranjo faz-se o levantamento de custo de 3 possíveis equipamentos à serem aplicadas ao conjunto. Neste capítulo, então, é mostrado o resultado deste estudo.

6.2 - Métodos de Avaliação

Existe uma grande variedade de métodos para se avaliar economicamente um projeto, os quais estão divididos em dois grupos que são: os determinísticos e os não determinísticos os quais são chamados por Benakouche [1994] de métodos rígidos e flexíveis respectivamente.

O método de avaliação utilizado neste trabalho é o método do valor atual ou valor presente, que é classificado como determinístico, onde todas as variações de fluxo de caixa são transferidas para o instante presente descontados à taxa de juros consideradas. A avaliação consiste no aspecto de que:

- a) se o valor atual for menor que zero o investimento não é atrativo;
- b) se o valor atual for igual a zero, quer dizer que as receitas são iguais as despesas, não sendo na prática uma situação atrativa;



- c) se o valor atual for maior que zero o investimento é atrativo e quanto maior for o valor atual mais atrativo será o investimento.

O valor atual pode ser determinado pela seguinte equação, considerando-se inflação zero:

$$VA = -I + \sum_{k=1}^n \frac{(R - C)}{(1 + i)^k}$$

Onde:

VA – Valor atual

I – Investimento ou custo inicial

R – Receitas

C – Custos

i – Taxa de juros do período

n – Período em anos

6.3 - Sistemas Avaliados:

Após a simulação do sistema de refrigeração (ver Cap. 4) pode-se determinar a melhor configuração da máquina que atenderia as condições impostas, para uma melhor eficiência da fermentação do mosto. De manuais de fabricantes determinou-se as máquinas que poderiam atender aproximadamente a essas condições. Na Tab. 6.1, são mostradas as máquinas selecionadas com suas respectivas capacidades nominais, demandas de vapor e custo com unidade em Dolar.

Tabela 6.1 – Características da máquinas de refrigeração a absorção selecionadas para o caso de haver dois desses equipamentos resfriando o mosto das dornas de fermentação.

Temperatura da água de entrada no trocador de calor (C)	Capacidade nominal (TR)	Demanda de vapor (T/h)	Custo (US\$)
22	520	4,3	300000,00
23	465	3,76	285000,00
24	385	3,205	265000,00





Tabela 6.2 – Características da máquinas de refrigeração a absorção selecionadas para o caso de haver um desses equipamentos resfriando o mosto das dornas de fermentação.

Temperatura da água de entrada no trocador de calor (C)	Capacidade nominal (TR)	Demanda de vapor (T/h)	Custo (US\$)
22	1125	8,7	430,188.00
23	955	7,4	395,527.00
24	750	6,1	335,308.00

Deve-se aqui mencionar-se que a seleção da máquina de absorção não leva em consideração somente a temperatura a qual deverá ser rebaixada a água de refrigeração do mosto, mas envolve ainda o fluxo de massa de água a ser resfriada, a temperatura da água que resfria o condensador entre outros.

6.4 - Analise Econômica do Sistema de Refrigeração

A identificação dos parâmetros que influenciam em uma análise econômica são de fundamental importância para a veracidade dos valores desta obtidos. Esses parâmetros são o investimento, os custos, as receitas, as taxas de juros e o período considerado.

Particularmente, para esse trabalho, o investimento inicial agrega os seguintes valores:

- Custo da máquina (os impostos são aqui considerados)
- Instalação e transporte

O custo efetivamente envolvido ao longo do período será o custo de manutenção, que no caso de um sistema de refrigeração a absorção resulta em valores baixos, devido ao fato da manutenção em equipamentos desse tipo não ser muito freqüente, por não apresentarem muitas partes moveis, portanto, não havendo desgaste apreciável.

Para a situação abordada nesta dissertação optou-se, a princípio, por determinar a porcentagem de produto que seria necessário ser produzido para que o investimento tivesse retorno, considerando-se uma taxa de juros e um período prefixados.

O excedente será calculado sobre a produção de 300000 l/dia de álcool, considerando uma safra de 200 dias ao ano e preço do litro do álcool a US\$ 0.46.



O custo de instalação e transporte considerou-se como sendo 10% do preço da máquina e o valor da manutenção, tendo como base dados do fabricante, como sendo US\$ 65.00 homem/hora-dia com uma periodicidade de dois dias por ano.

A seguir é apresentada a análise de custo para as duas possibilidades cogitadas para o arranjo do conjunto, dornas sistema de refrigeração. A análise é feita primeiramente para o caso de haver duas máquinas de refrigeração suprindo a carga demandada pelo mosto das dornas. Sendo avaliadas os possíveis equipamentos que poderão ser utilizados.

6.4.1 – Análise econômica para o caso de haver duas máquinas suprindo a carga demandada pelo conjunto de dornas de fermentação.

Analizando-se o caso da máquina de 520 TR tem-se:

Custo das máquinas = US\$ 300,000.00 x 2 = US\$ 600,000.00

O custo de manutenção considerando-se oito horas diárias de trabalho tem-se:

Custo de manutenção = $65.8.2 = US\$1040,00 \times 2 = US\$ 2,080.00$

Como o custo de instalação e transporte foram considerados 10% do preço da máquina tem-se:

Custo de instalação e transporte = $0,1.300000,00.2 = US\$ 30,000.00 \times 2 = US\$ 60,000.00$

Determinados os dados acima pode-se determinar o investimento inicial como segue:

Investimento inicial = custo das máquinas + custo de instalação e transporte

Investimento inicial = US\$ 600,000.00 + US\$ 60,000.00 = US\$ 660,000.00

Custo imprevistos 2% do custo da máquina = US\$ 12,000.00

Custo total = US\$ 12,000.00 + US\$ 2,080.00 = US\$ 14,080.00

considerando-se uma taxa de juros anual de 25 % e que em 5 anos o investimento possa ser pago, a principio, sem ter retorno nem prejuízo ($VA = 0$), o valor da produção adicional deverá ser de 0,94% o que significa produzir 2820 l/dia adicionais em um período de 5 anos. A Fig.6.1 mostra a variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para um valor atual igual a zero.

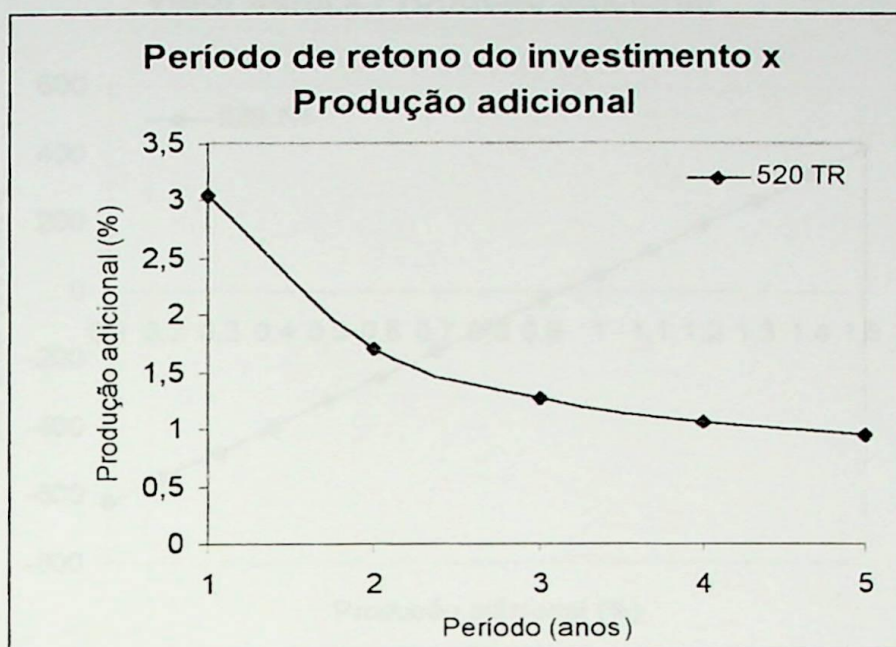


Figura 6.1 - Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 520 TR (período $n = 5$ anos).

Analisando-se o gráfico da Fig. 6.1 pode-se observar, para cada período de tempo, qual o percentual de produção adicional será necessário para que o investimento comece a dar retorno, obviamente, para valores superiores aos indicados, o investimento será atrativo e quanto maior o valor mais competitivo ele será.

A Fig. 6.2 Apresenta a variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 520 TR de refrigeração para um período fixo de 5 anos. Na Fig. 6.2 pode ser visto que ponto mínimo para que as receitas se igualem aos custos é de aproximadamente 0,94 % de produção adicional. Esse valor é aquele que servirá de parâmetro para a avaliação econômica do projeto em questão.

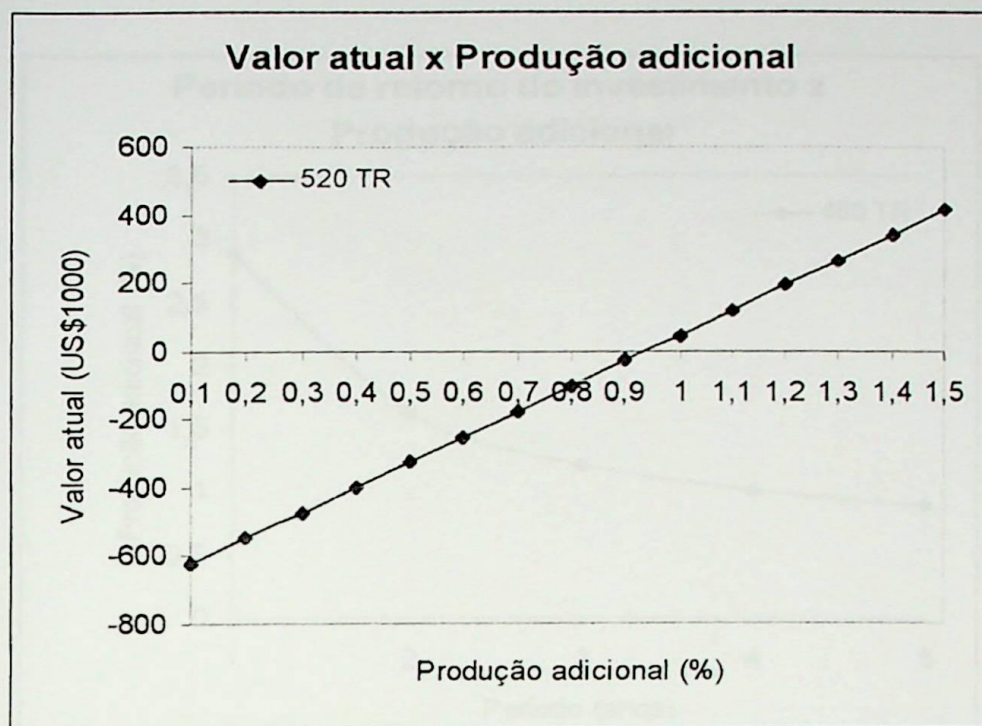


Figura 6.2 – Variação do valor atual em função da produção adicional para máquinas de 520 TR
(período $n = 5$ anos)

A mesma análise será feita para as outras máquinas onde os pormenores serão omitidos já que são semelhantes ao da máquina de 520 TR, sendo portanto, apresentados aqui apenas tabelas com os valores significativos da análise para cada máquina, bem como, os gráficos correspondentes.

Tabela 6.3 – Valores significativos para análise econômica das máquinas de 465 e 385 TR.

Máquina	Instalação e Transporte (US\$)	Investimento Inicial (US\$)	Custo de Manutenção (US\$)	Custos Imprevistos (US\$)	Custo Total (US\$)
465 TR	28,500.00	627,000.00	2,080.00	11,400.00	13,480.00
385 TR	53,000.00	583,000.00	2,080.00	10,600.00	12,680.00

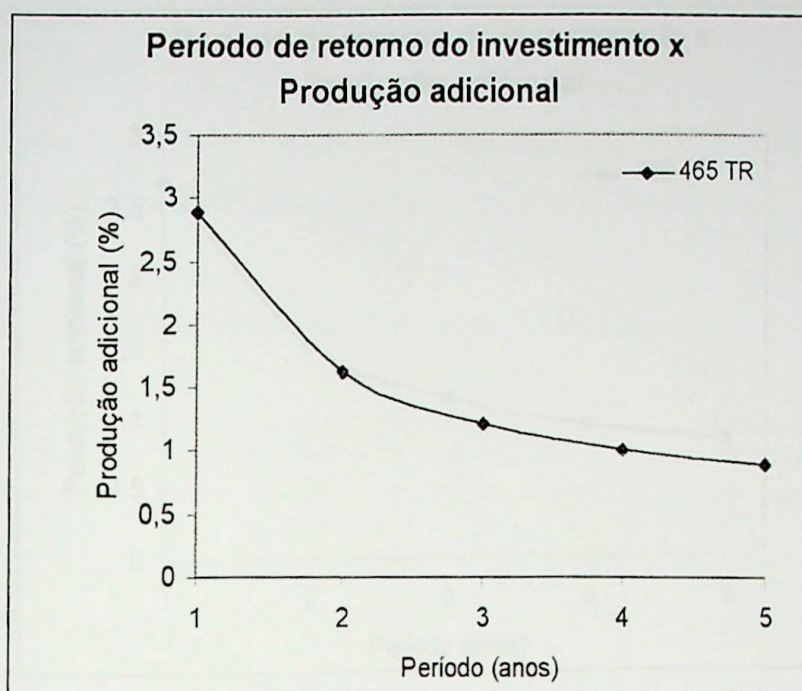


Figura 6.3 - Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 465 TR (período $n = 5$ anos).

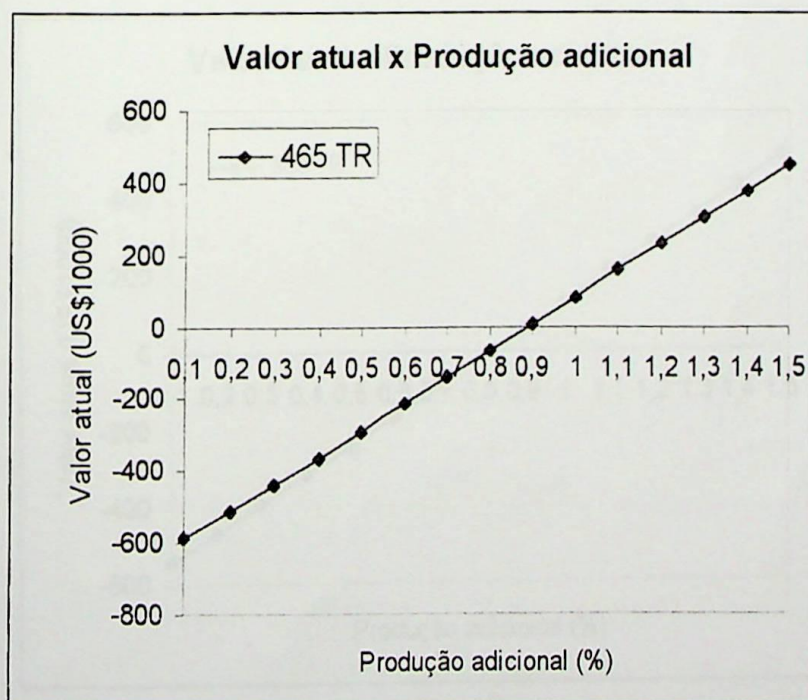


Figura 6.4 – Variação do valor atual em função da produção adicional para máquina de 465 TR (período $n = 5$ anos)

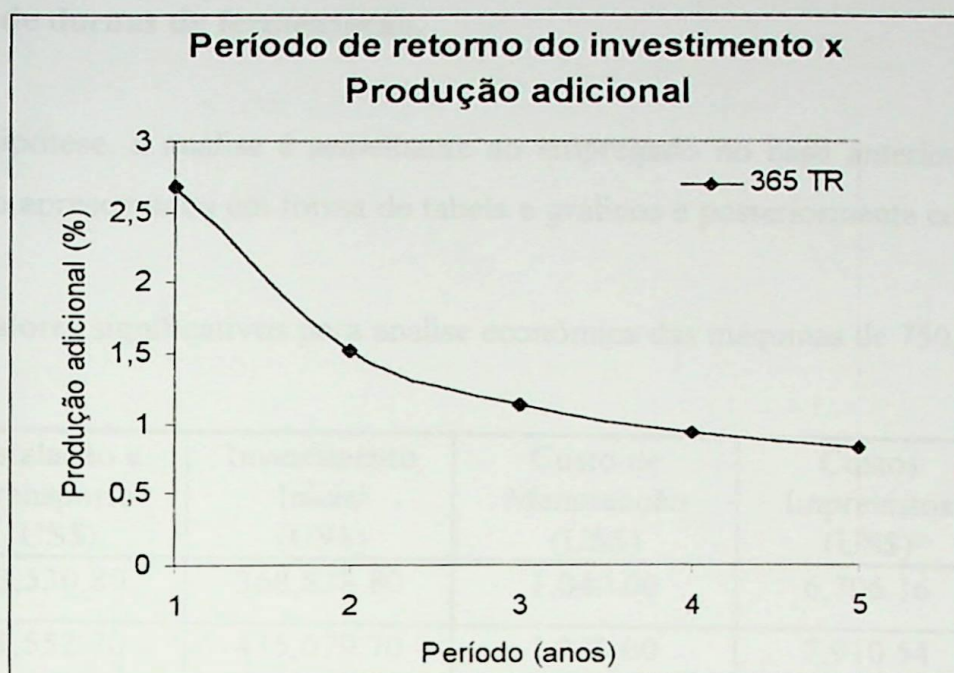


Figura 6.5 - Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 385 TR (período $n = 5$ anos).

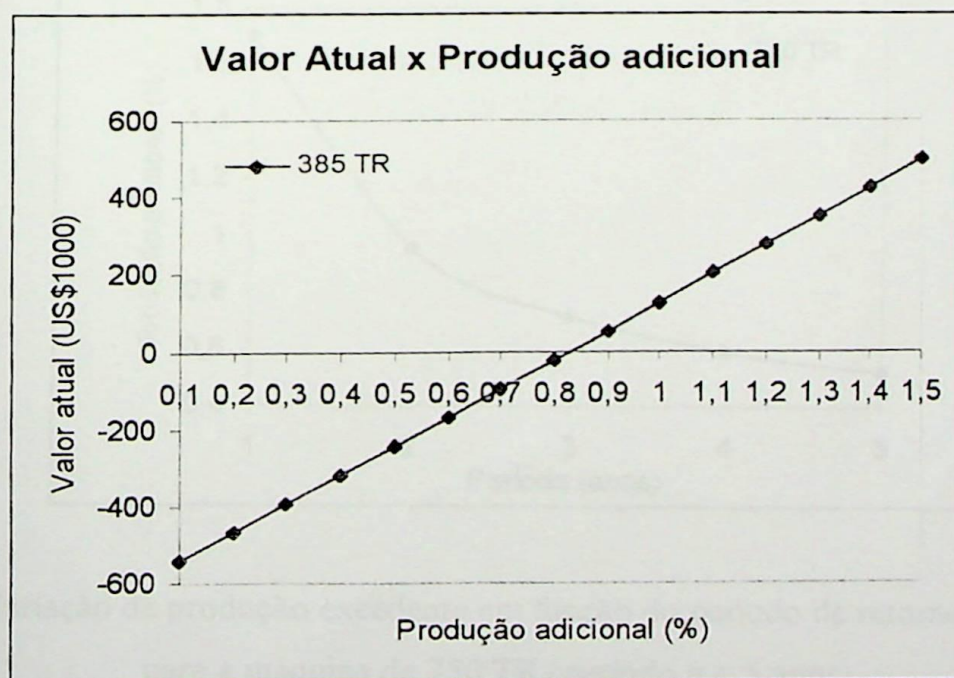


Figura 6.6 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 385 TR (período $n = 5$ anos)



6.4.2 – Análise econômica para o caso de haver uma máquina suprimindo a carga demandada pelo conjunto de dornas de fermentação.

Nesta hipótese, a análise é semelhante ao empregado no caso anterior, sendo assim, os resultados serão apresentados em forma de tabela e gráficos e posteriormente comentados.

Tabela 6.4 – Valores significativos para análise econômica das máquinas de 750, 955 e 1000 TRs.

Máquina	Instalação e Transporte (US\$)	Investimento Inicial (US\$)	Custo de Manutenção (US\$)	Custos Imprevistos (US\$)	Custo Total (US\$)
750 TR	33,530.80	368,838.80	1,040.00	6,706.16	7,746.16
955 TR	39,552.70	435,079.70	1,040.00	7,910.54	8,950.54
1000	43,018.80	473206.80	1,040.00	8,603.76	9,643.16

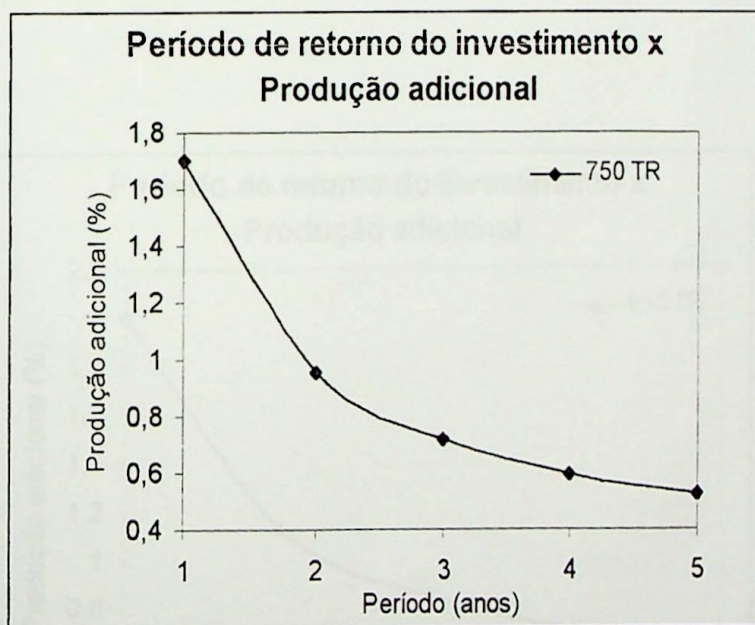


Figura 6.7 - Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 750 TR (período $n = 5$ anos).

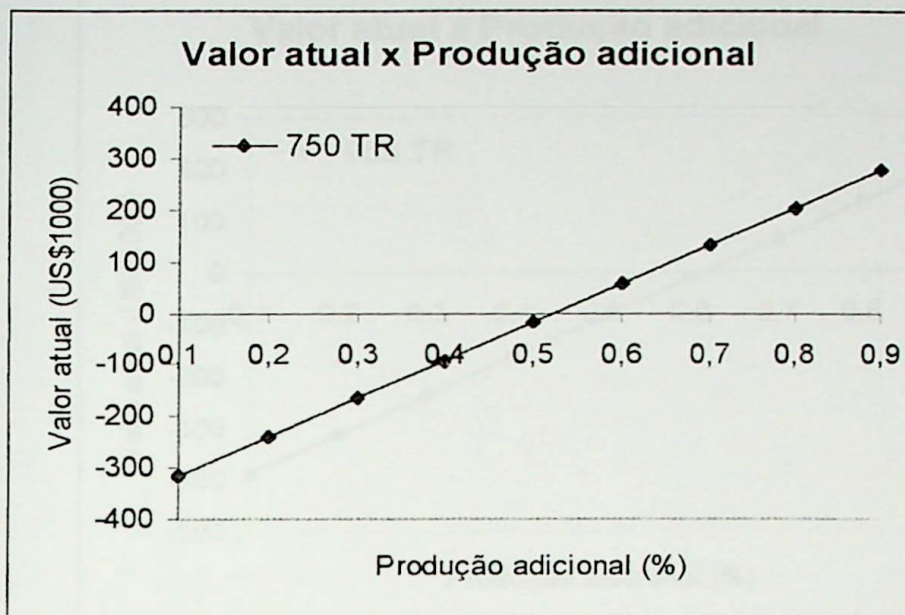


Figura 6.8 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 765 TR
(período $n = 5$ anos)

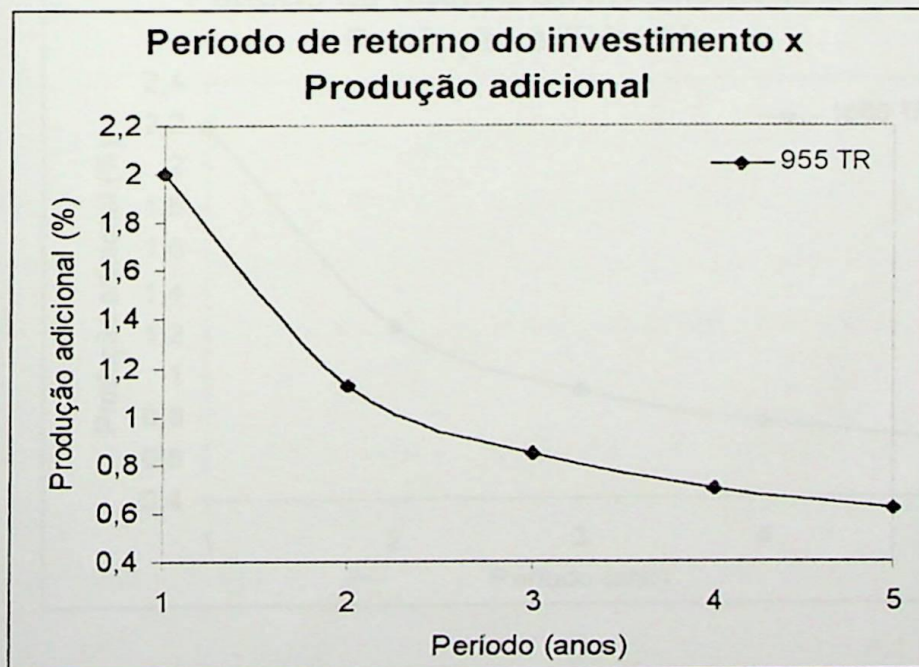


Figura 6.9 - Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 955 TR (período $n = 5$ anos).

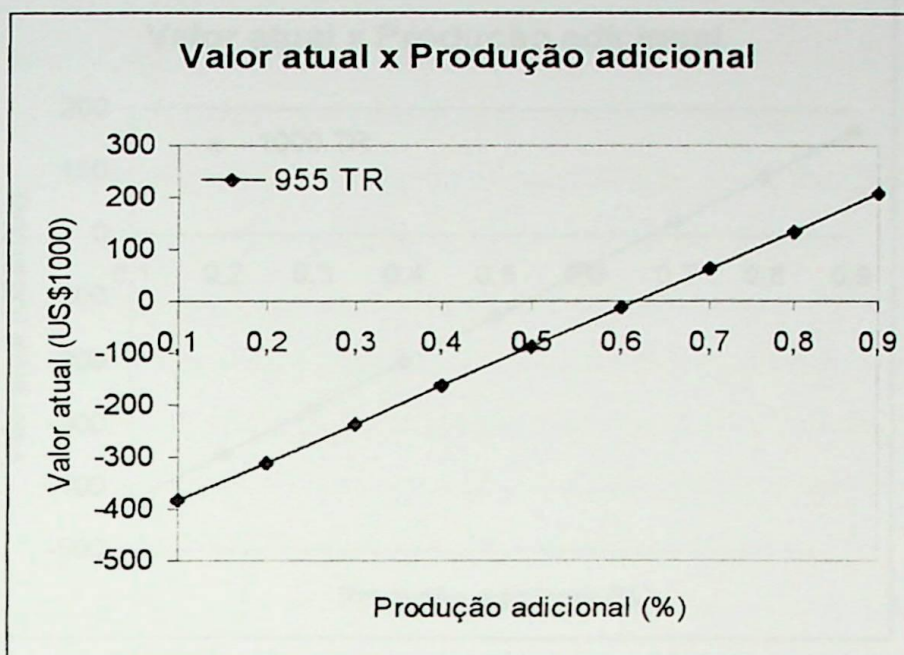


Figura 6.10 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 955 TR (período $n = 5$ anos)

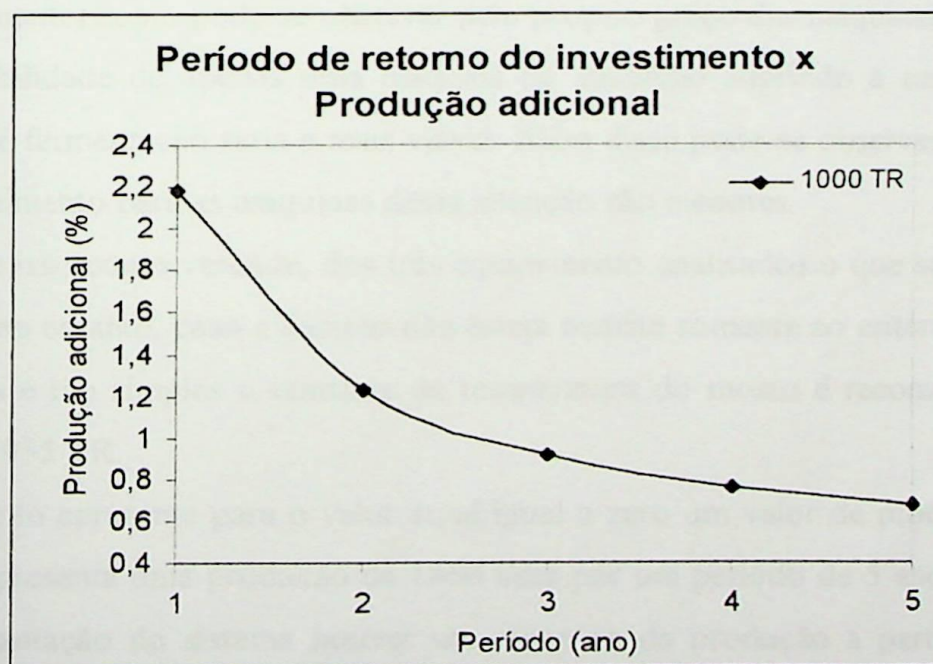


Figura 6.11 - Variação da produção excedente em função do período de retorno do investimento para a máquina de 1000 TR.

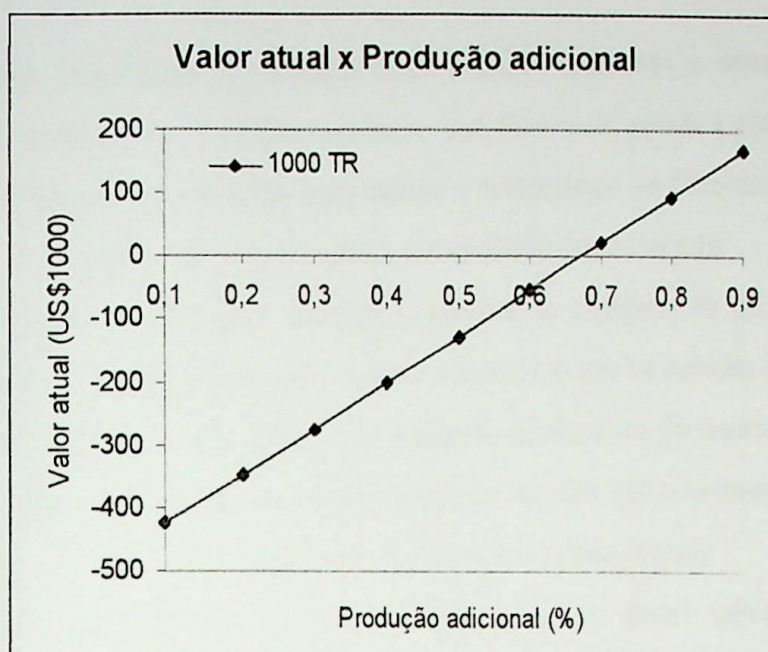


Figura 6.12 – Variação do valor atual em função da produção adicional para a máquina de 1000 TR (período $n = 5$ anos)

Economicamente, como pode-se observar pelo próprio preço das máquinas, já havia de se prever que a possibilidade de apenas uma máquina de absorção suprimindo a carga térmica do mosto das dornas de fermentação seria a mais viável. Além disso pode-se observar que o período de retorno do investimento para as máquinas dessa situação são menores.

Tomando-se isso como verdade, dos três equipamento analisados o que seria mais viável seria o de 750 TR, no entanto, caso a decisão não esteja restrita somente ao critério econômico e sabendo-se que não é tão simples o controle de temperatura do mosto é recomendável que se adote a máquina de 955 TR.

O equipamento apresenta para o valor atual igual a zero um valor de produção adicional de 0,62 % o que representa uma produção de 1860 l/dia por um período de 5 anos, significando que se com a implantação do sistema houver um aumento da produção a partir de 0,62% o projeto é viável.



6.5 - COMENTARIOS FINAIS

A avaliação econômica apresentada neste trabalho limitou-se a determinar qual valor economicamente viável para a produção excedente, que deveria ser gerada a partir da implantação do sistema de refrigeração a absorção, para manter a temperatura de fermentação do mosto em condições ideais, bem como, uma análise para a extrapolação destes valores.

Todos as fontes consultadas mostram a melhora da eficiência da produção quando do controle da variação de temperatura para o mosto, no entanto não há menção segura de quanto é esta melhora, fato este, que impossibilita uma avaliação mais precisa do retorno do investimento, no entanto, informações preliminares de uma destilaria indicam que o aumento de produção do álcool pode ser de 0,5 a 1%, informação esta que torna viável este projeto.

É importante mencionar que o preço de venda do álcool influenciará na análise econômica, já que quanto menor o preço de venda menos atrativo será o projeto.



Capítulo 7

DISCUSSÃO CONCLUSÕES E SUGESTÕES

7.1 - Introdução

Este capítulo apresenta as conclusões tiradas do estudo desenvolvido ao longo desta dissertação, assim como, induz a discussão de alguns tópicos que propiciem o desenvolvimento de outros trabalhos.

7.2 - Justificativa da Refrigeração das Dornas de Fermentação de Álcool Carburante.

De acordo com o que foi mencionado no Cap.1, a fermentação é um processo exotérmico, ou seja, ao ocorrer a fermentação do mosto, há transferência de calor para o meio, elevando-se assim a sua temperatura, desde que a fermentação não se dê a temperaturas muito baixas.

As leveduras, microrganismos responsáveis pela fermentação do mosto, não suportam temperaturas elevadas, ou seja, superiores a 35 C, pois tais níveis de temperaturas provocam a sua morte, prejudicando assim, o bom andamento da fermentação e por consequência o produção de álcool. É importante mencionar também, que temperaturas muito baixas são igualmente prejudiciais, mas como o trabalho é direcionado à região nordeste esse fato foi ignorado.

Desta forma, torna-se necessário manter-se a temperatura do mosto em uma faixa que contribua para um rendimento máximo da fermentação.

7.3 - Temperatura da Água de Refrigeração para Manter o Mosto em uma Faixa Ótima de Fermentação

Sabe-se que temperaturas superiores a 35 C, são prejudiciais a fermentação do mosto, mas temperaturas muito baixas também são inadequadas, vale lembrar, que este trabalho não



contempla o aquecimento do mosto já que o mesmo encontra-se direcionado para a região nordeste.

Para se determinar a temperatura em que a água de refrigeração do mosto devesse estar para mantê-lo à temperaturas em torno de 32 C, que foi a admitida como aceitável para um bom desempenho da fermentação, tornou-se necessário simular o sistema de refrigeração, como visto no Cap.4, obtendo-se a faixa de temperatura de 22 C a 24 C como faixa ideal para esse caso.

7.4 - Influência dos Parâmetros Concentração da Solução e Temperatura de Condensação no Sistema de Refrigeração.

Nos estudos desenvolvidos no Cap.4, os quais os resultados completos, são apresentados nos apêndices A e B, observou-se que a concentração e a temperatura de condensação exercem profunda influência nas temperaturas do gerador (T_g), na quantidade de calor mínima necessário ao funcionamento do sistema de refrigeração a absorção (Q_{min}) e ao coeficiente de eficácia (CDE).

Constatou-se que, quanto maior a concentração de Brometo de Lítio Água na solução, para uma mesma temperatura de condensação, maior será a T_g o Q_{min} e menor o CDE. E quanto menor a temperatura de condensação, mantendo-se a concentração de Brometo de Lítio Água presente na solução constante, menor será a T_g e Q_{min} , e maior será o CDE.

Observou-se ainda que, quanto maior o fluxo de solução proveniente do absorvedor, melhor será para o sistema, pois exigirá um menor fluxo de calor para o funcionamento do gerador, apresentará uma menor temperatura do gerador e apresentará um maior coeficiente de eficácia, contudo o trabalho de bombeamento será maior.

Esses parâmetros também influenciam no fluxo de massa de vapor mínimo para o acionamento do sistema de refrigeração, sendo que, quanto maior a concentração de Brometo de Lítio Água procedente do absorvedor, maior será a quantidade de vapor exigida e quanto maior a temperatura de condensação também maior será a quantidade de vapor necessária.

7.5 - Comentários Sobre as Configurações que Poderiam ser Adotadas

As possíveis configurações que poderiam ser adotadas, são apresentadas no apêndice C.



Dos cálculos realizados no programa computacional, pode-se observar que a melhor configuração para o sistema seria a água de refrigeração, após resfriar o mosto, passar primeiro no absorvedor e posteriormente no condensador, pois a temperatura do condensador é geralmente mais elevada que a do absorvedor, no entanto a outra possibilidade poderia ser utilizada em alguns casos, mas estaria atrelada a temperatura a qual a água fosse rebaixada.

Da análise econômica constatou-se que seria melhor ser utilizada apenas uma máquina de refrigeração a absorção, pois apresenta um custo bem menos oneroso que duas máquinas com menor capacidade trabalhando em paralelo.

7.6 - Comentários Sobre as Máquinas Seleccionadas para a Análise Econômica

As máquinas seleccionadas para a análise econômica, foram escolhidas a partir de manuais de fabricantes. As máquinas são projetadas apenas para trabalharem com vapor, para que fosse possível uma adaptação para trabalharem com vinhaça, haveria a necessidade, de se introduzir um trocador de calor ao sistema, onde a vinhaça, iria trocar calor com a água, a qual iria fornecer calor para o funcionamento do gerador, conseqüentemente essas adaptações aumentariam o custo do sistema.

É importante mencionar-se também, que o vapor se mantém a temperatura constante, já a vinhaça não mantém, devido ser fornecida no estado líquido.

7.7 - Dados de Produção

Não há nenhum estudo que indique, com certeza, qual seria o adicional de álcool produzido ao se controlar a temperatura de fermentação do mosto, no entanto sabe-se que, poderá ser em torno de 0,5 a 1% da produção total diária de acordo com informações preliminares de uma destilaria. Desta forma os estudos desenvolvidos nessa dissertação foram positivos já que na análise econômica mostrou que a máquina seleccionada necessita de 0,62% de produção adicional para que o investimento tenha retorno em 5 anos.



7.8 – Conclusões

Para o melhor desempenho da fermentação, como já mencionado anteriormente, a faixa de temperatura da água de refrigeração mosto deverá estar entre 22 C e 24 C.

Desenvolvido o estudo e analisadas as possibilidades de arranjo, aconselha-se adotar uma máquina de refrigeração a absorção para resfriar o mosto das dornas de fermentação com capacidade de 955 TR, com a água de retorno do trocador de calor passando primeiro no absorvedor e posteriormente no condensador,

O estudo também mostrou que é aconselhável que a energia de alimentação dessa máquina seja o vapor, conforme já foi comentado anteriormente.

Para valores de venda do álcool a US\$ 0.30 o projeto não é viável, pois só apresentaria retorno em 5 anos com valores muito alto de adicionais de produção de álcool, sendo que US\$ 0.40 já seria um valor aceitável.

O estudo apresentado nesta dissertação é apenas uma das alternativas para a utilização dos excedentes de energia disponíveis em uma usina de álcool. Vale alertar, que seria importante também estudar a utilização do vapor excedente em uma turbina de condensação na geração de eletricidade para venda.

O método de análise econômica utilizado, apesar de ser limitado, é suficiente para uma análise parcial, no entanto, seria necessário para resultados mais precisos, a aplicação de um método flexível, que levasse em consideração os riscos e incertezas decorrentes do investimento o que levaria a utilização de métodos estatísticos. Na metodologia utilizada também não foi feita uma análise de sensibilidade o que pode servir como proposta para trabalhos futuros, envolvendo a variação do cenário adotado.

Considerando-se que na maioria das usinas seja utilizado um processo de fermentação, onde parte do leite de levedura é sangrado para tratamento e posteriormente devolvido as dornas, nota-se que com esse procedimento há uma extração de calor de cerca de 8% do total do processo e que com a saída do CO₂ e do álcool sejam mais 5 %, então em uma análise mais profunda deverá se subtrair 13% no calor gerado no processo de fermentação que na Eq. 4.16 é denotado por ϕ . Para esse cenário pode-se constatar que o processo de fermentação poderia se dar em uma faixa mais ampla de temperatura o que poderia nos conduzir a escolha de uma máquina de refrigeração de menor capacidade.



7.9 - Sugestões para Trabalhos Futuros

Como sugestão para trabalhos futuros se aconselharia estudar qual seria o efeito do controle da temperatura de fermentação do mosto no percentual adicional de produção de álcool carburante;

Realizar uma comparação técnico econômica entre o sistema de refrigeração a compressão e a absorção no resfriamento de dornas de fermentação de mosto;

Estudar medidas para se reduzir o consumo de vapor nas colunas de destilação.

A temperaturas superiores a 35 C haverá também um aumento da ação bacteriológica no mosto, o que causará um aumento do consumo de açúcares sem produzir álcool. Uma outra alternativa para amenizar esses efeitos seria um controle intensivo da infecção, investindo-se no tratamento do caldo, análise micro-biológica, etc. Sugere-se então a comparação dos custos envolvidos nesse controle com o estudo desenvolvido nesse trabalho.



REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

. "ASHRAE Handbook", Fundamentals Volume, Cap. 1, American Society of Heating, Refrigerating, and Air-Conditioning Engineers, Atlanta, GA., 1981.

BENAKOUCHE, Rabah e CRUZ, René Santa. Avaliação Monetária do Meio Ambiente, Editora McGraw-Hill Ltda., São Paulo - SP, 1994.

CAMARGO, C.A., & et al, 1990, " Conservação de Energia na Indústria do Açúcar e do Alcool", *Manual de Recomendações- Instituto de Pesquisas Tecnológicas*, IPT, São Paulo, Brasil.

✦ CORTEZ, Luiz Augusto Barbosa, Estudos Técnicos e Econômicos de Energia em Refrigeração - Aplicações da Amônia, Editora Universidade do Amazonas, Manaus - 1998.

. DOSSAT, Roy J. Princípios de Refrigeração, Editora Hemus Ltda , SP.

. GRANET, Irving. Termodinâmica e Energia Térmica, Editora Prentice-Hall do Brasil Ltda, RJ-1990.

. JUCÁ, Paulo César da Silva. Desempenho de um Sistema de Refrigeração por Absorção de Brometo de Lítio-Água Utilizando Aquecimento Solar, Dissertação de Mestrado, Florianópolis, SC-1980.

LILEY, Peter E, & IRVINE, Thomas F. Steam and Gas Tables With Computer Equations, Academic Press, INC – Orlando, Florida - 1984.

. McNEELY, Lowell A. Thermodynamic properties of Aqueous Solutions of Lithium Bromide, ASHRAE Transactions - 1979, vol. 85, part one, pp. 413-434.

NETO, F.A., 1997, "Análise Crítica do Sistema de Refrigeração das Dornas de Fermentação da Destilaria Japungu", Paparaíba, Brasil

NEVES, Cezar das. Análise de Investimentos "Projetos Industriais Engenharia Econômica", Editora Guanabara S.A., Rio de Janeiro - RJ, 1982.

✦ . PATTERSON, M. R., e BLANCO, H. Perez. Numerical Fits of the Properties of Lithium-Bromide Water Solutions, ASHRAE Transactions - 1988, vol. 94, part two, pp. 2059-2076.

. STOECKER, Wilbert F., e JONES, Jerold W. Refrigeração e Ar Condicionado, Editora McGraw-Hill do Brasil, Ltda, São Paulo 1985.



APÊNDICE A

Este volume apresenta os resultados obtidos para a determinação do conteúdo de nutrientes em alimentos de origem animal e vegetal, bem como a avaliação da qualidade nutricional dos alimentos. Os dados foram obtidos a partir de análises realizadas em laboratório de referência, utilizando-se métodos oficiais de análise de alimentos. Os resultados são apresentados em tabelas, facilitando a consulta e a interpretação dos dados.

APÊNDICES



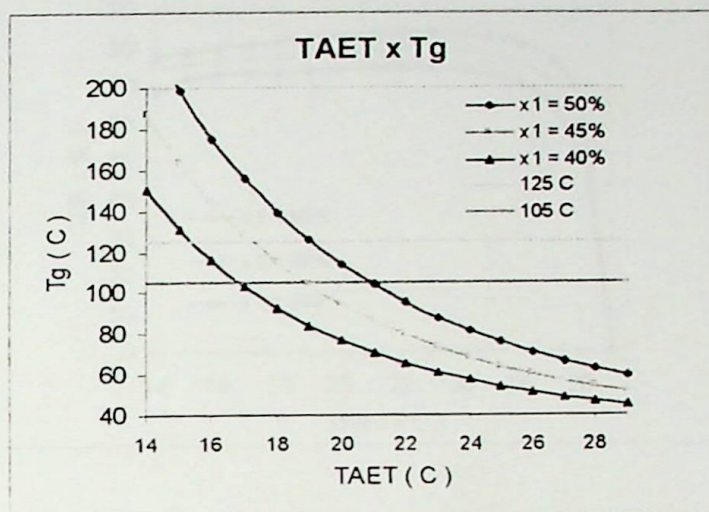
APÊNDICE A

Esta seção apresenta os resultados obtidos para a simulação do sistema de refrigeração a absorção para o caso em que o mosto das dornas de fermentação será resfriado por duas máquinas de refrigeração. Estes dados são apresentados a través de tabelas e gráficos, que mostram como a temperatura do gerador, o calor mínimo fornecido ao gerador e o coeficiente de eficácia, variam em função da concentração da solução e da temperatura de condensação.

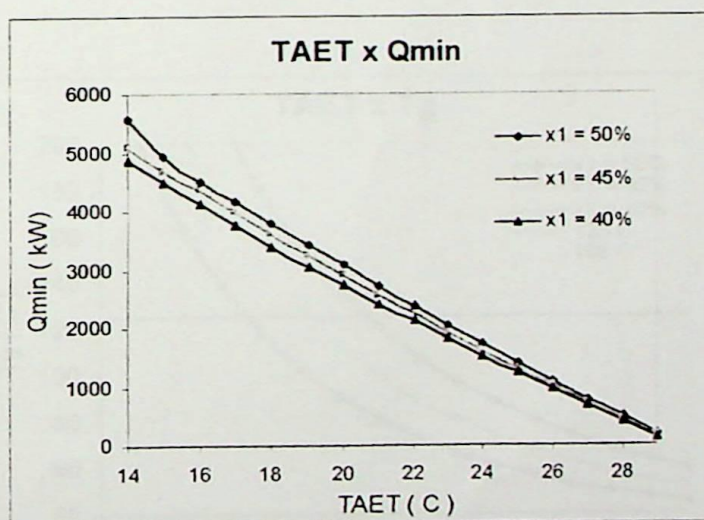


Mantendo-se a temperatura de condensação a 35 C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 3 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

TAET	Tg (C)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	226,27	186,82	150,3
15	198,28	163,34	131,34
16	175	144,01	115,9
17	155,54	127,99	103,23
18	139,19	114,64	92,76
19	125,37	103,45	84,05
20	113,63	94,01	76,77
21	103,61	86	70,65
22	95,02	79,18	65,48
23	87,62	73,35	61,09
24	81,22	68,34	57,36
25	75,67	64,02	54,17
26	70,83	60,28	51,43
27	66,53	56,98	49,03
28	62,82	54,15	47
29	59,56	51,69	45,25

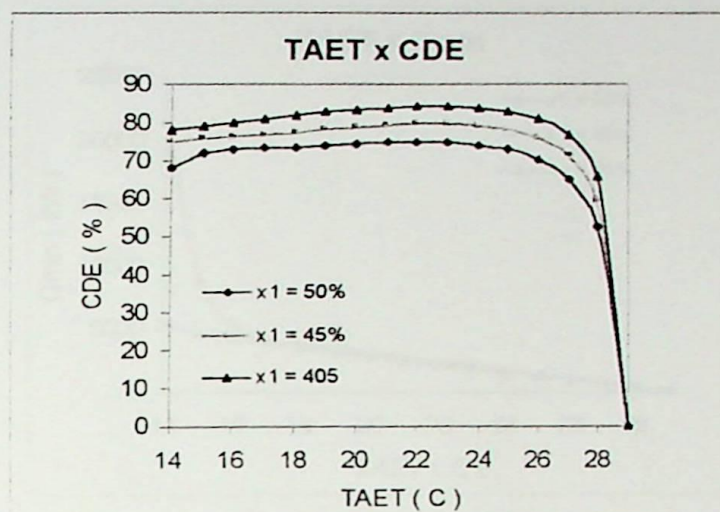


TAET	Qmin (kW)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	5580,63	5068,64	4853,06
15	4916,28	4688,56	4483,03
16	4502,95	4327,52	4112,86
17	4143,83	3964	3749,49
18	3788,52	3600,88	3397,4
19	3430,35	3243,68	3058,01
20	3073,07	2895,89	2730,88
21	2721,04	2558,8	2414,73
22	2377,02	2232,33	2107,99
23	2042,18	1915,63	1809,15
24	1716,58	1607,53	1516,85
25	1399,66	1306,82	1229,91
26	1090,53	1012,33	947,35
27	781,97	717,06	662,58
28	484,4	430,99	385,42
29	191,82	148,5	110,66



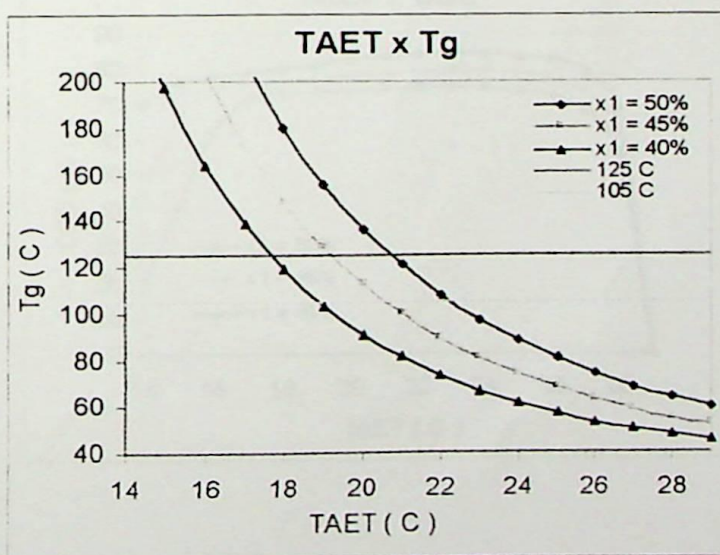


TAET	CDE		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	67,98	74,85	78,17
15	72,05	75,55	79,02
16	73,07	76,04	80,01
17	73,32	76,65	81,03
18	73,54	77,37	82
19	73,85	78,1	82,85
20	74,22	78,76	83,52
21	74,54	79,26	83,99
22	74,69	79,53	84,23
23	74,57	79,5	84,18
24	74	79,02	83,74
25	72,71	77,88	82,75
26	70,17	75,59	80,77
27	64,89	70,76	76,58
28	52,38	58,87	65,83
29	3,02E-08	3,90E-08	5,23E-08



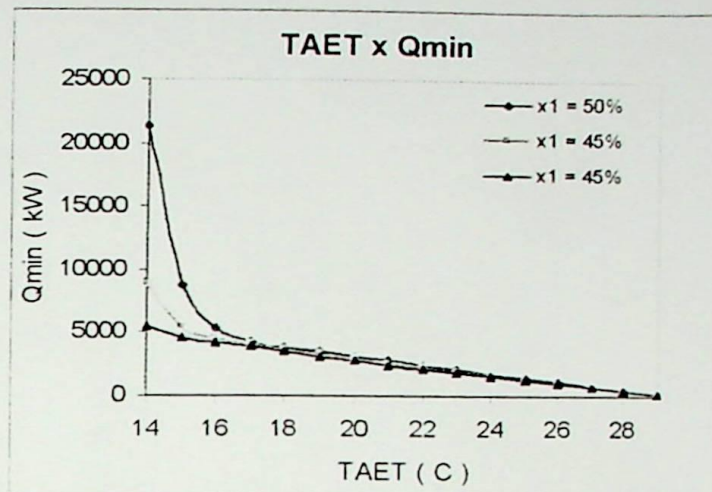
Mantendo-se a temperatura de condensação a 35 C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 2,5 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

TAET	Tg (C)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	352,6	296,13	241,19
15	293,25	244,07	197,37
16	246,35	203,83	164,16
17	209,18	172,45	138,68
18	179,52	147,75	118,88
19	155,67	128,1	103,31
20	136,32	112,32	90,94
21	120,51	99,53	81,03
22	107,48	89,09	73,01
23	96,68	80,5	66,48
24	87,66	73,38	61,12
25	80,08	67,45	56,7
26	73,69	62,49	53,04
27	68,15	58,22	49,93
28	63,52	54,69	47,39
29	59,56	51,69	45,25

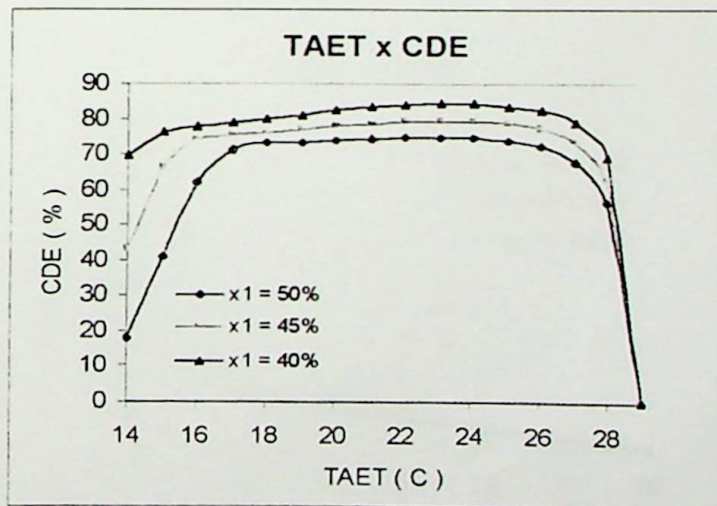




TAET	Qmin (kW)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	21345,06	8813,13	5463,38
15	8688	5385,56	4641,39
16	5298,88	4464,31	4233,54
17	4282,03	4033,01	3863,25
18	3818	3669,25	3491,58
19	3455,27	3305,47	3126,68
20	3099,3	2942,46	2775,44
21	2740,84	2587,68	2439,61
22	2385,75	2245,12	2118,06
23	2039,18	1915,51	1808,63
24	1703,42	1597,87	1509,06
25	1378,71	1290,54	1217,33
26	1064,17	991,76	931,76
27	752,2	693,91	645,22
28	452,91	406,59	367,22
29	159,85	123,75	92,21



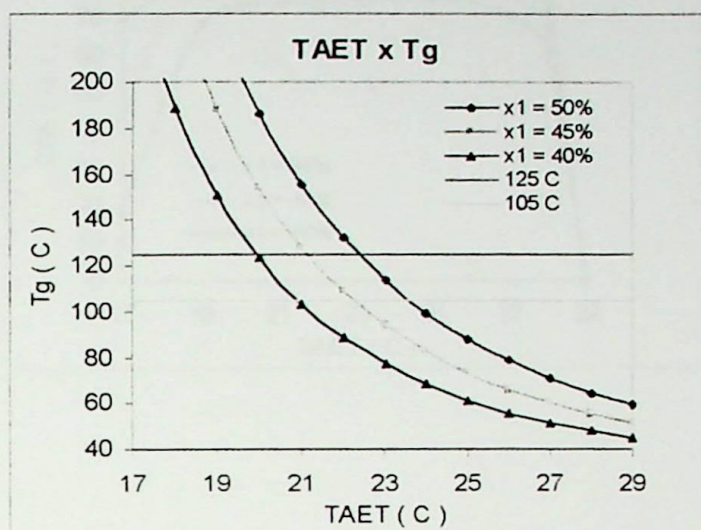
TAET	CDE (%)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	17,77	43,05	69,44
15	40,77	65,77	76,32
16	62,1	73,71	77,72
17	70,96	75,34	78,65
18	72,97	75,93	79,79
19	73,32	76,64	81,03
20	73,59	77,51	82,18
21	74	78,38	83,13
22	74,42	79,08	83,83
23	74,68	79,5	84,2
24	74,57	79,5	84,18
25	73,82	78,86	83,6
26	71,91	77,16	82,12
27	67,45	73,12	78,64
28	56,02	62,41	69,1
29	3,62E-08	4,68E-08	6,28E-08



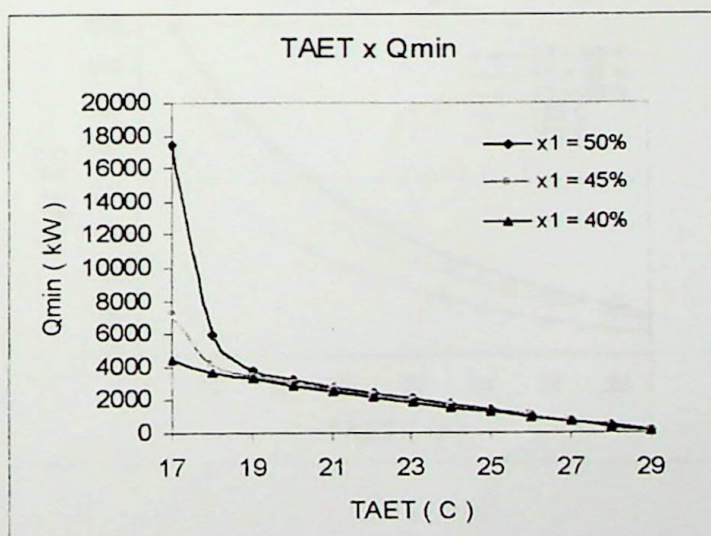


Mantendo-se a temperatura de condensação a 35 °C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 2 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

TAET	Tg		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
17	353,7	297,1	242,02
18	281,08	233,55	188,63
19	227,05	187,48	150,83
20	186,55	153,57	123,52
21	155,82	128,22	103,4
22	132,18	108,96	88,33
23	113,78	94,12	76,87
24	99,27	82,55	68,03
25	87,72	73,43	61,15
26	78,43	66,17	55,75
27	70,76	60,23	51,39
28	64,61	55,52	47,98
29	59,56	51,69	45,25

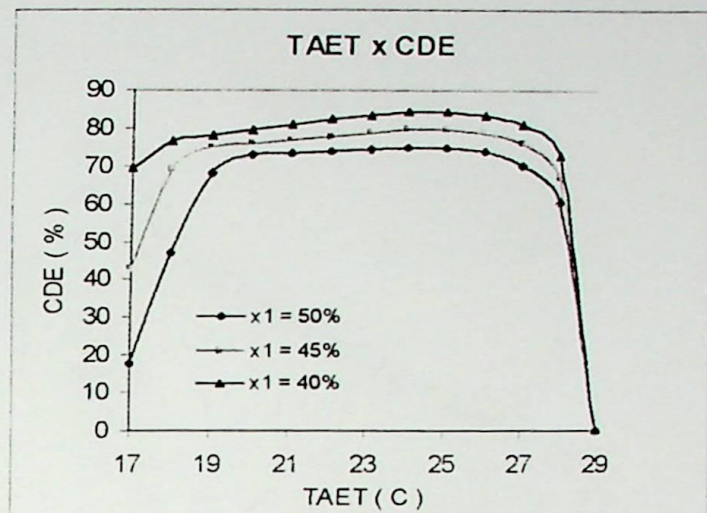


TAET	Qmin		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
17	17377,12	7136,5	4389,77
18	5959,41	4051,48	3625,98
19	3736,4	3386,1	3241,57
20	3135,82	3009,92	2869,67
21	2766,17	2646,38	2503,32
22	2409,72	2284,14	2153,87
23	2051,96	1933,72	1823,52
24	1701,88	1599,28	1509,76
25	1364,72	1280,17	1209,02
26	1041	973,91	918,07
27	723,7	671,72	628,52
28	421,69	382,38	349,14
29	127,88	99	73,77



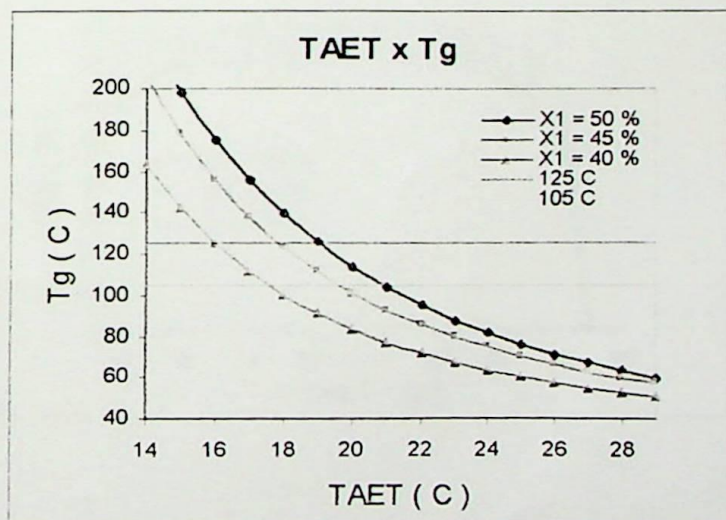


TAET	CDE		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
17	17,48	42,57	69,21
18	46,75	68,76	76,83
19	67,8	74,82	78,15
20	72,73	75,78	79,48
21	73,32	76,64	81,02
22	73,68	77,73	82,43
23	74,21	78,75	83,51
24	74,64	79,43	84,14
25	74,57	79,5	84,18
26	73,49	78,57	83,35
27	70,11	75,54	80,73
28	60,17	66,36	72,67
29	4,53E-08	5,85E-08	7,85E-08



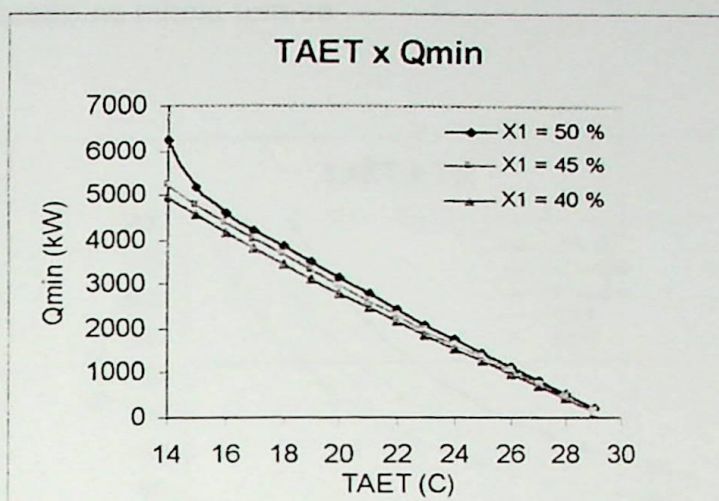
Mantendo-se a temperatura de condensação a 40 C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 3 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

TAET	Tg (C)		
	X1 = 50	X1 = 45	X1 = 40
14	254	205,66	163,32
15	218,81	177,71	141,8
16	190,76	155,48	124,74
17	168,1	137,56	111,02
18	149,58	122,95	99,87
19	134,28	110,91	90,71
20	121,53	100,9	83,13
21	110,81	92,51	76,78
22	101,74	85,42	71,45
23	94	79,4	66,93
24	87,37	74,25	63,08
25	81,64	69,81	59,77
26	76,68	65,98	56,93
27	72,27	62,59	54,43
28	68,48	59,68	52,29
29	65,15	57,13	50,43

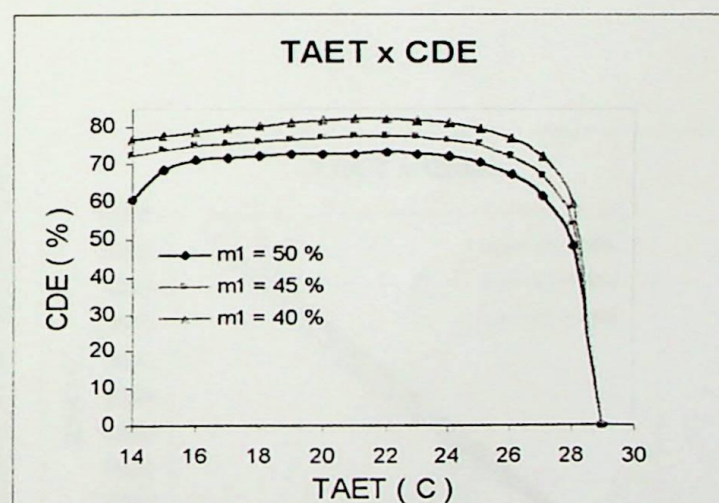




TAET	Qmin		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	6258,26	5239,74	4942,39
15	5165,99	4787,36	4562,06
16	4624,86	4405,91	4186,48
17	4226,52	4034,74	3818,69
18	3857,77	3666,98	3462,61
19	3493,47	3305,94	3119,64
20	3132,1	2954,67	2789,33
21	2776,65	2614,44	2470,34
22	2429,55	2285,12	2161,03
23	2091,88	1965,82	1859,81
24	1763,71	1655,35	1565,26
25	1444,4	1352,42	1276,16
26	1133,06	1055,82	991,48
27	822,38	758,48	704,56
28	522,8	470,41	425,28
29	228,29	185,95	148,35



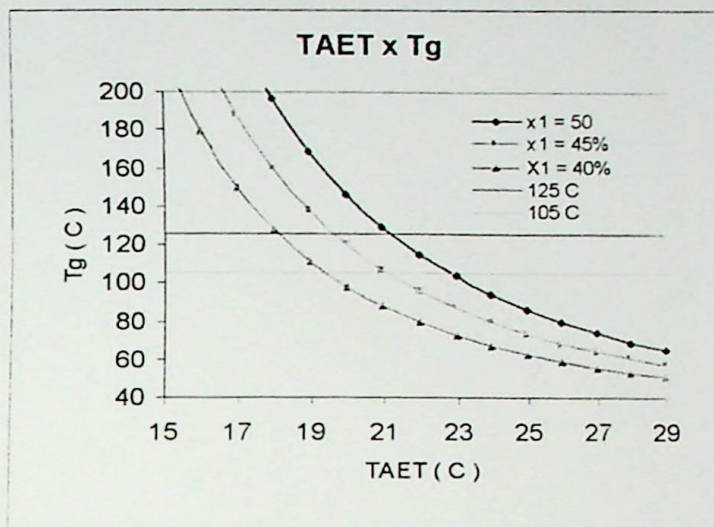
TAET	CDE		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
14	60,62	72,4	76,76
15	68,57	73,99	77,65
16	71,15	74,68	78,6
17	71,89	75,3	79,57
18	72,22	75,97	80,46
19	72,52	76,63	81,21
20	72,82	77,19	81,77
21	73,04	77,57	82,1
22	73,08	77,7	82,16
23	72,8	77,47	81,88
24	72,02	76,74	81,15
25	70,46	75,25	79,75
26	67,53	72,47	77,18
27	61,7	66,9	72,01
28	48,53	53,94	59,66
29	2,54E-06	3,12E-06	3,90E-08



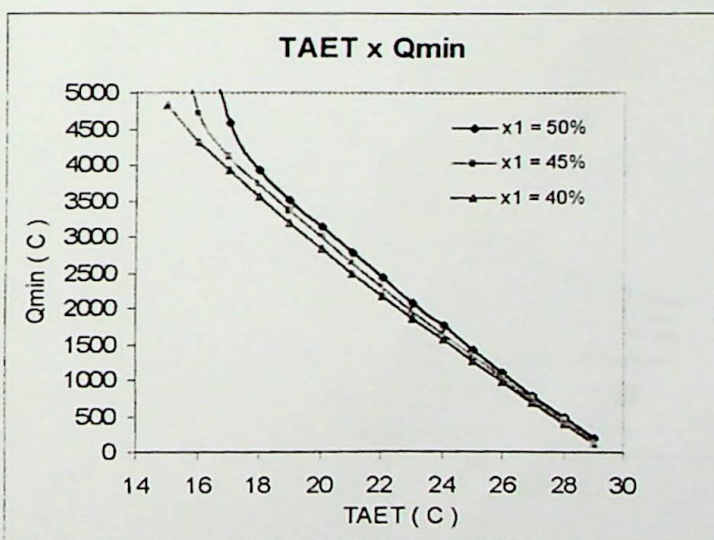


Mantendo-se a temperatura de condensação a 40 °C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 2,5 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

TAET	Tg		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
15	345,47	278,54	219,66
16	283,3	226,58	179,47
17	232,33	188,44	150,05
18	196,13	159,73	128
19	168,24	137,68	111,11
20	146,38	120,43	97,95
21	128,97	106,75	87,55
22	114,94	95,74	79,22
23	103,48	86,79	72,47
24	94,04	79,43	66,95
25	86,19	73,33	62,39
26	79,61	68,24	58,6
27	73,94	63,87	55,37
28	69,2	60,23	52,69
29	65,15	57,13	50,43

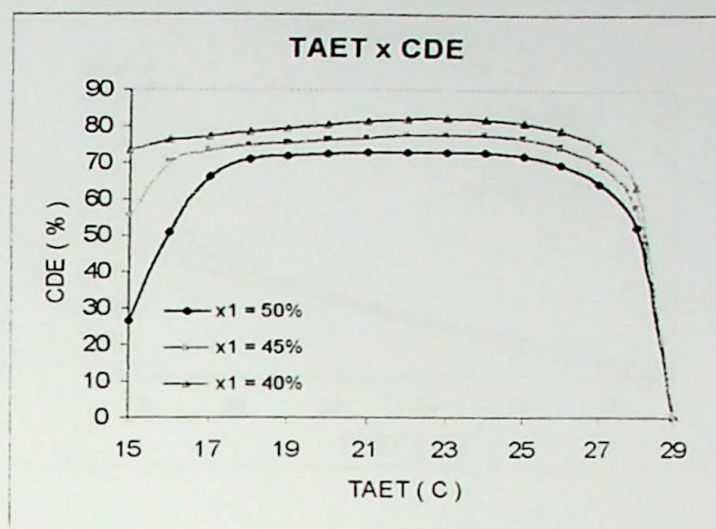


TAET	Qmin (kW)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
15	13397,23	6386,52	4837,39
16	6428,84	4711,3	4321,27
17	4587,98	4131,23	3931,71
18	3932,69	3736,74	3553,77
19	3524,31	3364,46	3184,37
20	3155,76	2996,89	2829,18
21	2791,98	2638,39	2489,88
22	2433,2	2293,51	2165,32
23	2083,46	1959,97	1853,25
24	1744,85	1639,71	1551,29
25	1417,58	1330,02	1257,32
26	1100,71	1029,06	969,61
27	786,54	729,1	680,91
28	485,24	439,77	400,78
29	190,24	154,95	123,63



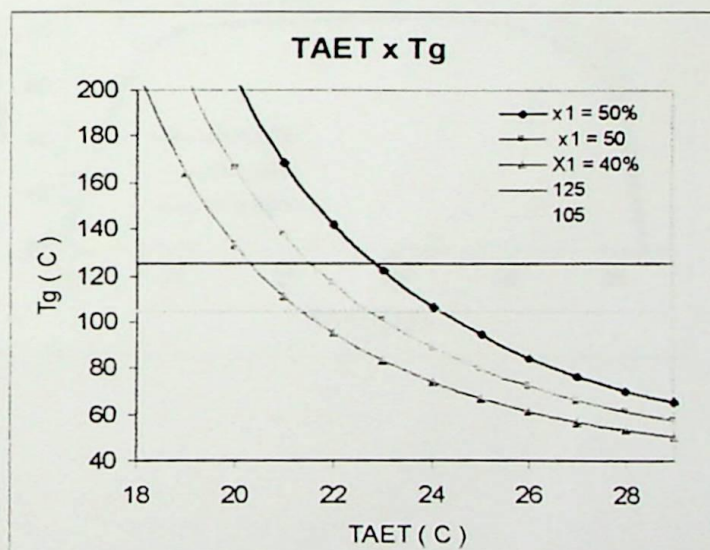


TAET	CDE (%)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
15	26,44	55,46	73,23
16	51,18	69,84	76,15
17	66,22	73,55	77,28
18	70,84	74,56	78,4
19	71,88	75,3	79,56
20	72,27	76,11	80,62
21	72,64	76,87	81,46
22	72,97	77,45	82
23	73,09	77,7	82,17
24	72,8	77,47	81,89
25	71,79	76,52	80,94
26	69,52	74,36	78,92
27	64,51	69,59	74,52
28	52,29	57,7	63,31
29	3,04E-08	3,74E-08	4,68E-08



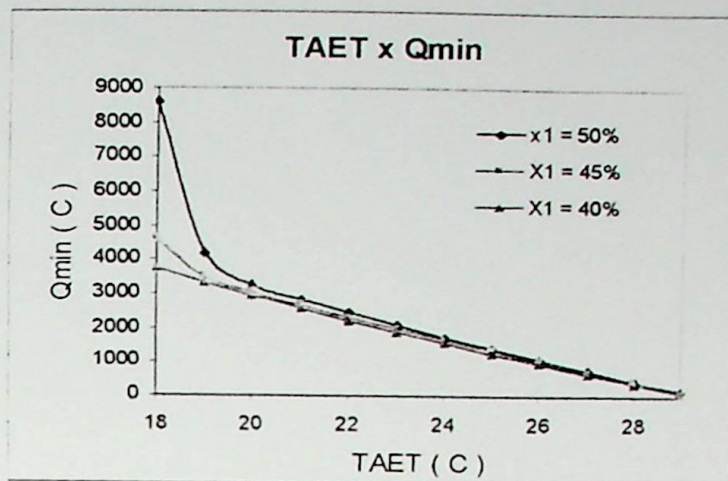
Mantendo-se a temperatura de condensação a 40 C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 2 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

TAET	Tg (C)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
18	328,01	264,61	208,87
19	255	206,46	163,94
20	204,55	166,4	133,11
21	168,41	137,81	111,21
22	141,78	116,81	95,2
23	121,69	101,03	83,22
24	106,22	88,92	74,08
25	94,11	79,48	66,99
26	84,49	72,01	61,41
27	76,61	65,92	56,89
28	70,32	61,08	53,32
29	65,15	57,13	50,43

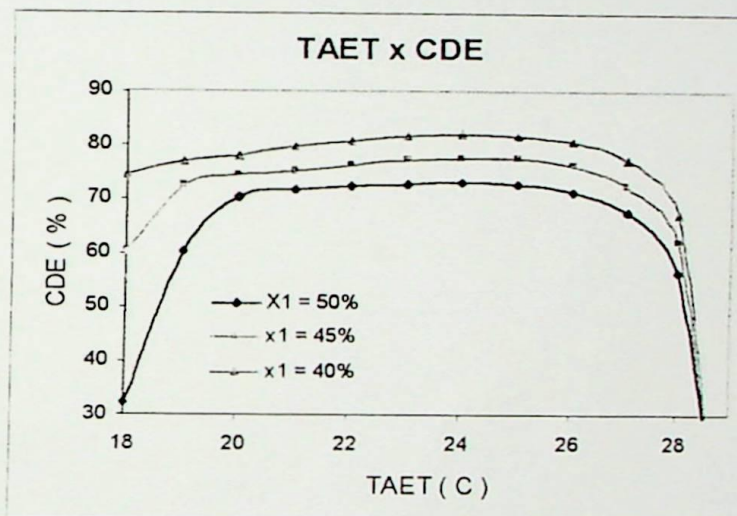




TAET	Qmin (kW)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
18	32,27	60,42	74,36
19	60,31	72,33	76,74
20	70,2	74,36	78,1
21	71,88	75,29	79,55
22	72,36	76,3	80,85
23	72,82	77,19	81,76
24	73,09	77,67	82,17
25	72,8	77,47	81,89
26	71,39	76,14	80,58
27	67,47	72,41	77,12
28	56,64	61,99	67,41
29	3,80E-08	4,67E-08	5,86E-08



TAET	CDE (%)		
	x1 = 50 %	x1 = 45 %	x1 = 40 %
18	32,27	60,42	74,36
19	60,31	72,33	76,74
20	70,2	74,36	78,1
21	71,88	75,29	79,55
22	72,36	76,3	80,85
23	72,82	77,19	81,76
24	73,09	77,67	82,17
25	72,8	77,47	81,89
26	71,39	76,14	80,58
27	67,47	72,41	77,12
28	56,64	61,99	67,41
29	3,80E-08	4,67E-08	5,86E-08





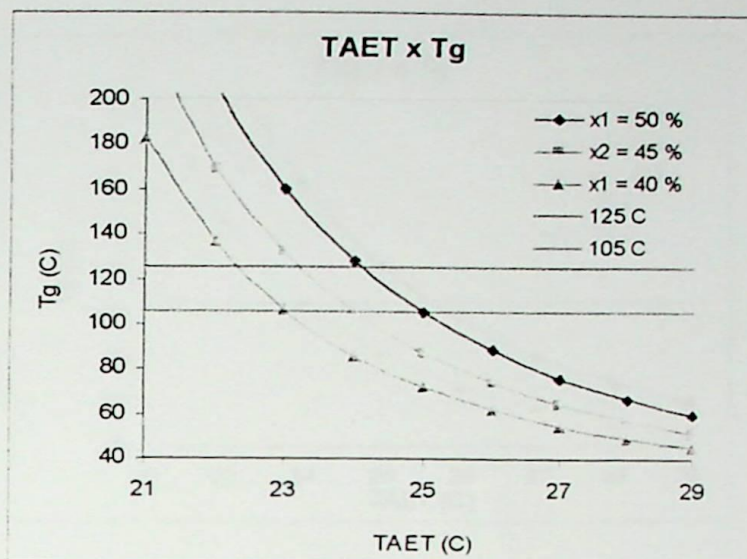
APÊNDICE B

Esta seção apresenta os resultados obtidos para a simulação do sistema de refrigeração a absorção para o caso em que o mosto das dornas de fermentação será resfriado por uma máquinas de refrigeração. Estes dados são apresentados a través de tabelas e gráficos, que mostram como a temperatura do gerador, o calor mínimo fornecido ao gerador e o coeficiente de eficácia, variam em função da concentração da solução e da temperatura de condensação.

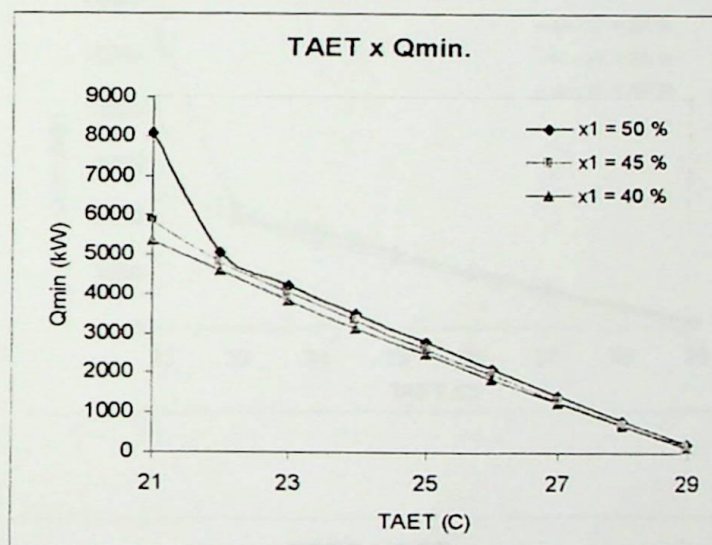


Mantendo-se a temperatura de condensação a 35 °C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 3 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

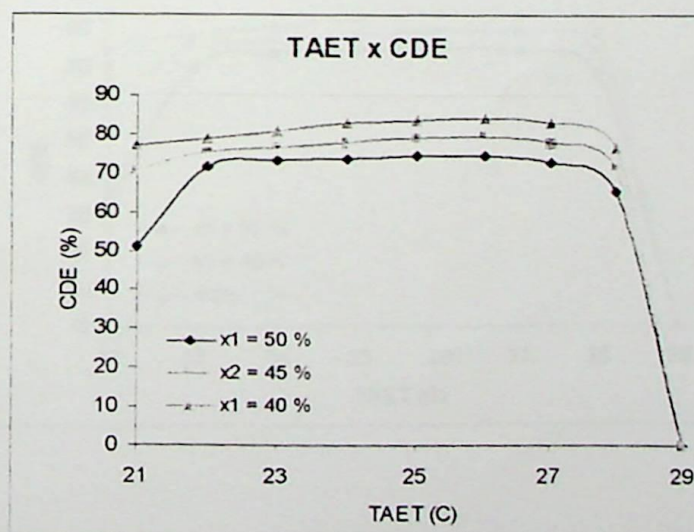
TAET	Tg (°C)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	273,19	225,91	182,3
22	205,31	169,21	136,06
23	159,73	131,42	105,93
24	127,9	105,49	85,64
25	105,14	87,22	71,58
26	88,53	74,06	61,63
27	75,96	64,24	54,33
28	66,66	57,08	49,11
29	59,56	51,69	45,25



TAET	Qmin (kW)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	8075,18	5849,36	5347,5
22	5055,65	4786,79	4582,95
23	4225,43	4047,86	3832,25
24	3500,49	3312,88	3123,39
25	2777,97	2613,04	2465,61
26	2085,45	1956,54	1847,84
27	1416,96	1323,26	1245,64
28	792,08	726,76	671,96
29	191,82	148,5	110,66



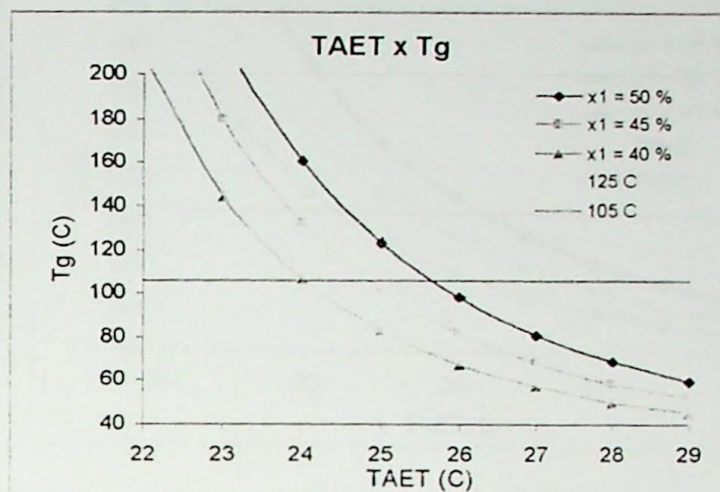
TAET	CDE (%)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	51,07	70,5	77,12
22	71,41	75,42	78,77
23	73,28	76,5	80,8
24	73,79	77,96	82,69
25	74,49	79,19	83,93
26	74,61	79,52	84,2
27	72,81	77,97	82,82
28	65,13	70,99	76,78
29	6,15E-08	7,94E-08	1,07E-07



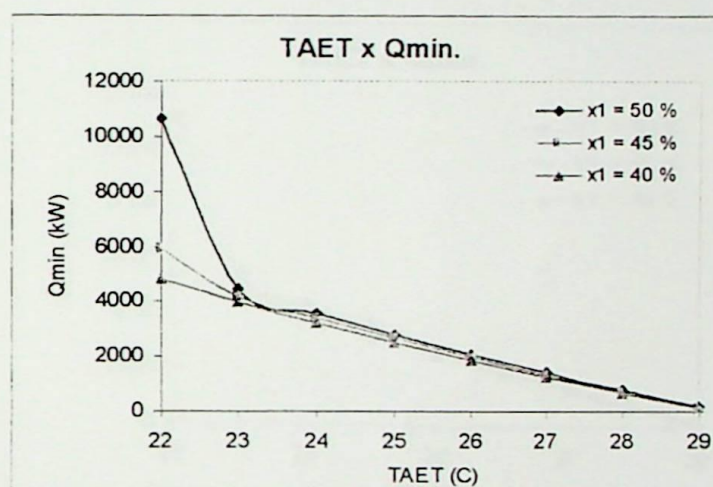


Mantendo-se a temperatura de condensação a 35 °C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 2,5 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

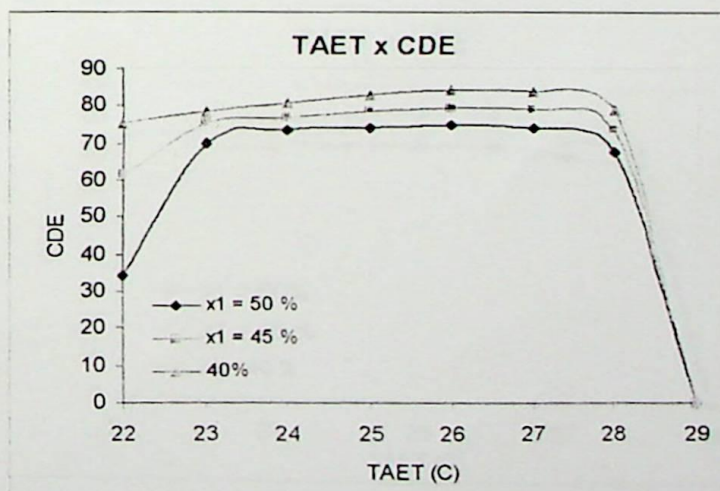
TAET	Tg (°C)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
22	307,89	256,79	207,98
23	217	179,02	143,98
24	159,95	131,6	106,07
25	122,88	101,44	82,5
26	97,98	81,53	67,26
27	80,47	67,75	56,92
28	68,32	58,35	50,03
29	59,56	51,69	45,25



TAET	Qmin (kW)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
22	10652,71	5894,72	4786,42
23	4435,63	4120,44	3948,68
24	3524,7	3376,82	3197,11
25	2799,25	2644,77	2493,36
26	2083,92	1957,92	1848,5
27	1396,37	1307,28	1233,27
28	762,39	703,67	654,64
29	159,85	123,75	9,22E+01



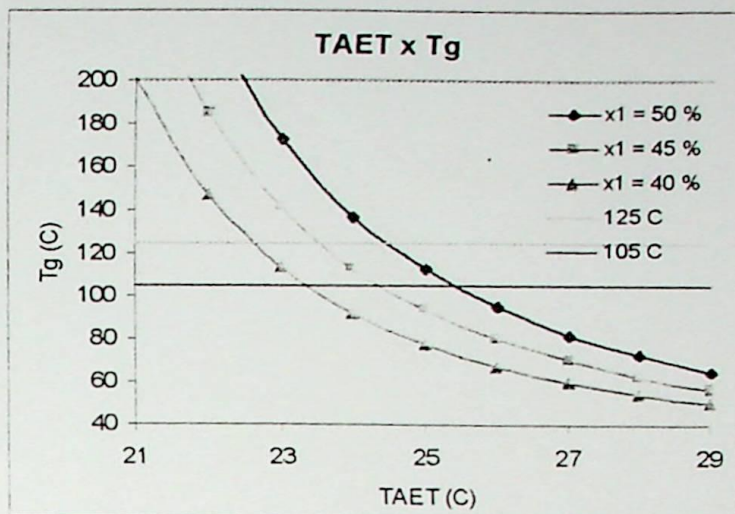
TAET	CDE (%)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
22	33,89	61,24	75,42
23	69,81	75,15	78,42
24	73,28	76,49	80,79
25	73,93	78,24	82,99
26	74,66	79,47	84,17
27	73,88	78,92	83,65
28	67,67	73,32	78,81
29	7,37E-08	9,52E-08	1,27E-07



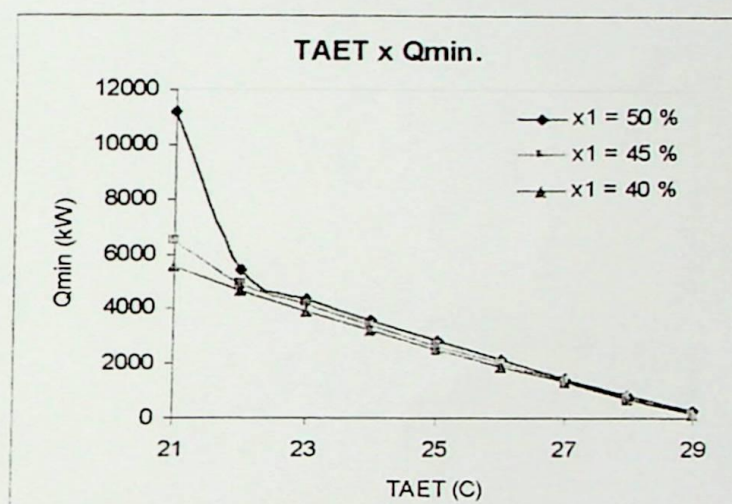


Mantendo-se a temperatura de condensação a 40 C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 3 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

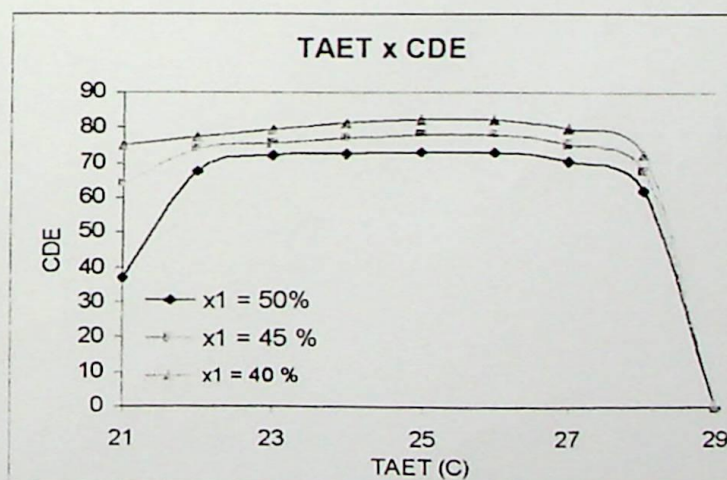
TAET	Tg		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	315	254,64	201,16
22	227,5	184,6	147,1
23	172,91	141,36	113,93
24	137,05	113,09	92,37
25	112,44	93,78	77,74
26	94,95	80,13	67,48
27	81,94	70,04	59,94
28	72,41	62,69	54,5
29	65,15	57,13	50,43



TAET	Qmin		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	11157,85	6492,72	5499,89
22	5375,32	4896,86	4663,91
23	4313,67	4119,93	3902,42
24	3564,56	3375,85	3185,69
25	2834,1	2669,17	2521,66
26	2135,51	2007,06	1898,8
27	1461,82	1368,97	1292,01
28	832,55	768,25	714,01
29	228,29	185,95	148,35



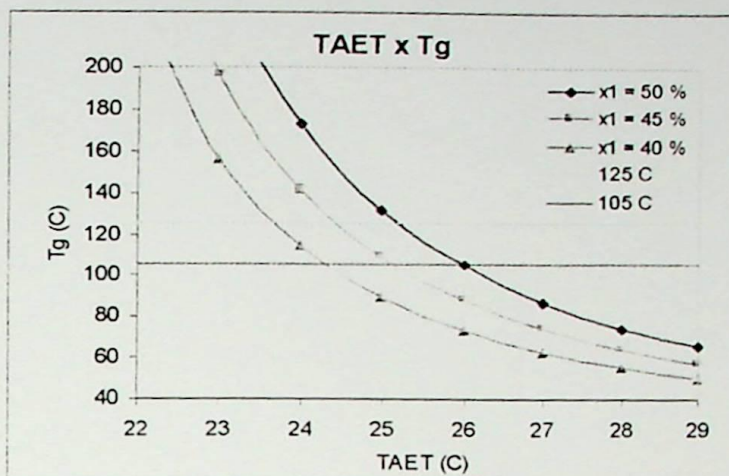
TAET	CDE		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
21	36,96	63,51	74,98
22	67,16	73,72	77,4
23	71,78	75,16	79,35
24	72,46	76,51	81,08
25	73,02	77,53	82,06
26	72,86	77,52	81,94
27	70,57	75,36	79,85
28	61,97	67,16	72,26
29	5,16E-08	6,34E-08	7,94E-08



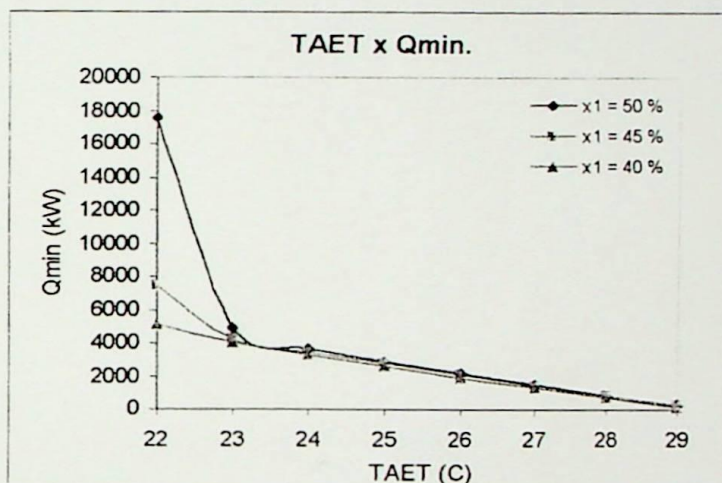


Mantendo-se a temperatura de condensação a 40 °C e o fluxo de solução de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor a 2,5 kg/s e variando-se a concentração de Brometo de Lítio água procedente do absorvedor conforme indicado na tabela tem-se:

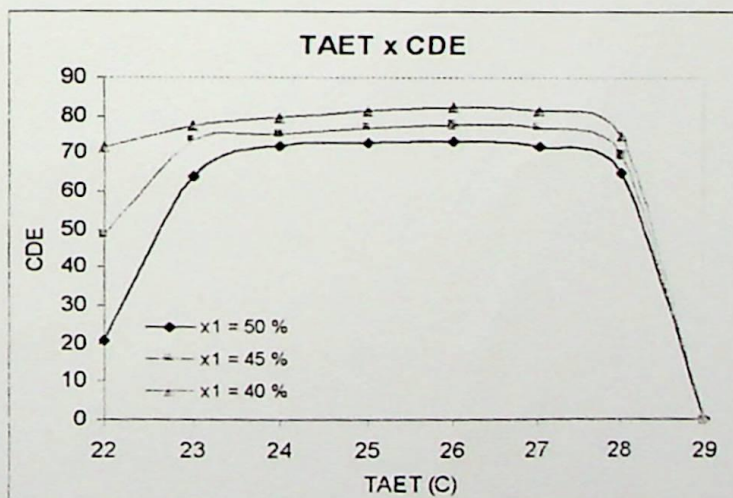
TAET	Tg (°C)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
22	366	295,72	232,98
23	242,17	196,26	156,07
24	173,16	141,56	114,08
25	131,56	108,78	89,09
26	104,86	87,86	73,28
27	86,59	73,64	62,63
28	74,11	64	55,47
29	65,15	57,13	50,43



TAET	Qmin. (kW)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
22	17534,4	7412,06	5064,29
23	4840,92	4235,34	4019,5
24	3598,51	3436,94	3255,63
25	2851,09	2696,05	2544,17
26	2128,6	2002,74	1893,45
27	1435,37	1346,89	1273,38
28	796,81	738,93	690,41
29	190,24	154,95	123,63



TAET	CDE (%)		
	X1 = 50 %	X1 = 45 %	X1 = 40 %
22	20,58	48,7	71,28
23	63,96	73,11	77,03
24	71,78	75,15	79,33
25	72,58	76,75	81,34
26	73,09	77,69	82,17
27	71,87	76,6	81,02
28	64,75	69,82	74,73
29	6,19E-08	7,61E-08	9,53E-08





Temperatura do vapor saturado $T(S)$:

$$T(S) = A + \frac{B}{[\ln P(S)] + C} \quad \text{D.1}$$

A Eq. D.1 é validade para os seguinte intervalo:

$0,000611 \leq P(S) < 12,33$ MPa, sendo os valores das constantes igual a:

$$A = 0,426776E2$$

$$B = -0,389270E4$$

$$C = -0,948654E1$$

$12,33 \leq P(S) \leq 22,1$ MPa, os valores das constantes são:

$$A = -0,387592E3$$

$$B = -0,125875E5$$

$$C = -0,152578E2$$

Pressão de Saturação $P(S)$:

$$\ln P(S) = \sum_{N=0}^9 A(N) T(S)^N + \frac{A(10)}{T(S) - A(11)} \quad \text{D.2}$$

A Eq.D.2 é válida para o seguinte intervalo:

$273,16 \leq T(S) \leq 647,3$ K, com o seguinte valores para as constantes:

$$A[0] = 0,104592E2$$

$$A[6] = 0,903668E-15$$

$$A[1] = -0,404897E-2$$

$$A[7] = -0,199690E-17$$

$$A[2] = -0,417520E-4$$

$$A[8] = 0,779287E-21$$

$$A[3] = -0,368510E-6$$

$$A[9] = 0,191482E-24$$

$$A[4] = -0,101520E-8$$

$$A[10] = -0,396806E4$$

$$A[5] = 0,865310E-12$$

$$A[11] = 0,395735E2$$

Volume específico do líquido saturado $V(F)$:

$$V(F) = Y(S) \cdot V(FCR) \quad \text{D.3}$$



$$Y(S) = A + BT(C)^{1/3} + CT(C)^{5/6} + DT(C)^{7/8} + \sum_{N=1}^7 E(N)T(C)^N \quad D.4$$

Valores das constantes para a Eq.D4, com a validade entre $273,16 \leq T(S) \leq 647,3$ K:

$$A = 1$$

$$B = -1,9153882$$

$$C = 1,2015186E1$$

$$D = -7,8464025$$

$$E [1] = -3,888614$$

$$E [2] = 2,0582238$$

$$E [3] = -2,0829991$$

$$E [4] = 8,2180004E-1$$

$$E [5] = 4,7549742E-1$$

$$E [6] = 0$$

$$E [7] = 0$$

$$V(\text{FCR}) = 3,155E-3$$

Volume específico do vapor saturado $V(G)$

$$V(G) = \frac{Y(S) \cdot P(\text{CR}) \cdot V(\text{GCR})}{P(S)} \quad D.5$$

Valores para as constantes da Eq. D.4., com validade para o seguinte intervalo $273,16 \leq T(S) \leq 647,3$ K:

$$A = 1$$

$$B = 1,6351057$$

$$C = 5,2584599E1$$

$$D = -4,4694653E1$$

$$E [1] = -8,9751114$$

$$E [2] = -4,3845530E-1$$

$$E [3] = -1,9179576E1$$

$$E [6] = 0$$

$$E [7] = 0$$

$$V(\text{GCR}) = 3,155E-3$$

$$P(\text{CR}) = 2,2089E1$$



$$E [4] = 3,6765319E1$$

$$E [5] = -1,9462437E1$$

Entalpia do líquido saturado $H(F)$:

$$H(F) = Y(S) \cdot H(FCR)$$

D.6

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.6 , com validade para o seguinte intervalo $273,16 \leq T(S) \leq 300$ K:

$$A = 0$$

$$E [6] = 1,66531093E5$$

$$B = 0$$

$$E [7] = -6,47854585E4$$

$$C = 0$$

$$H(FCR) = 2,0993E3$$

$$D = 0$$

$$E [1] = 6,24698837E2$$

$$E [2] = -2,34385369E3$$

$$E [3] = -9,50812101E3$$

$$E [4] = 7,16287928E4$$

$$E [5] = -1,63535221E5$$

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.6 , com validade para o seguinte intervalo $300 \leq T(S) \leq 600$ K:

$$A = 8,839230108E-1$$

$$E [6] = -1,24819906E2$$

$$B = 0$$

$$E [7] = 7,21435404E1$$

$$C = 0$$

$$H(FCR) = 2,0993E3$$

$$D = 0$$

$$E [1] = -2,67172935$$

$$E [2] = 6,22640035$$

$$E [3] = -1,31789573E1$$

$$E [4] = -1,91322436$$

$$E [5] = 6,87937653E1$$

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.6 , com validade para o seguinte intervalo $600 \leq T(S) \leq 647,3$ K:

$$A = 1$$



$$B = -4,41057805E-1$$

$$C = -5,52255517$$

$$D = 6,43994847$$

$$E [1] = 0$$

$$E [2] = 0$$

$$E [3] = 0$$

$$E [4] = 0$$

$$E [5] = 0$$

$$E [6] = 0$$

$$E [7] = 0$$

$$H(\text{FCR}) = 2,0993E3$$

Entalpia do vapor saturado $H(G)$:

$$H(G) = Y(S) \cdot H(\text{GCR})$$

D.7

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.7 , com validade para o seguinte intervalo $273,16 \leq T(S) \leq 647,3$ K:

$$A = 1$$

$$B = 4,57874342E-1$$

$$C = 5,08441288$$

$$D = -1,48513244$$

$$E [1] = -4,81351884$$

$$E [2] = 2,69411792$$

$$E [3] = -7,39064542$$

$$E [4] = 1,04961689E1$$

$$E [5] = -5,46840036$$

$$E [6] = 0$$

$$E [7] = 0$$

$$H(\text{GCR}) = 2,0993E3$$



Entropia do líquido saturado $S(F)$:

$$S(F) = Y(S) \cdot S(FCR)$$

D.8

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.8, com validade para o seguinte intervalo $273,16 \leq T(S) \leq 300$ K:

$$A = 0$$

$$B = 0$$

$$C = 0$$

$$D = 0$$

$$E [1] = -1,83692956E3$$

$$E [2] = 1,47066352E4$$

$$E [3] = -4,31466046E4$$

$$E [4] = 4,86066733E4$$

$$E [5] = 7,9975096E3$$

$$E [6] = -5,83339887E4$$

$$E [7] = 3,31400718E4$$

$$S(GCR) = 4,4289$$

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.8, com validade para o seguinte intervalo $300 \leq T(S) < 600$ K:

$$A = 9,12762917E-1$$

$$B = 0$$

$$C = 0$$

$$D = 0$$

$$E [1] = -1,75702956$$

$$E [2] = 1,68754095$$

$$E [3] = 5,82215341$$

$$E [4] = -6,33354786E1$$

$$E [5] = 1,88076546E2$$

$$E [6] = -2,52344531E2$$

$$E [7] = 1,28058531E2$$

$$S(GCR) = 4,4289$$



Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.8, com validade para o seguinte intervalo $600 \leq T(S) \leq 647,3$ K:

$$A = 1$$

$$B = -3,24817650E-1$$

$$C = -2,990556709$$

$$D = 3,2341900$$

$$E [1] = -6,78067859E-1$$

$$E [2] = -1,91910364$$

$$E [3] = 0$$

$$E [4] = 0$$

$$E [5] = 0$$

$$E [6] = 0$$

$$E [7] = 0$$

$$S(GCR) = 4,4289$$

Entropia do vapor saturado $S(G)$:

$$S(G) = Y(S) \cdot S(GCR)$$

D.9

Valores para as constantes da Eq. D.4. utilizados na Eq.D.9, com validade para o seguinte intervalo $273 \leq T(S) \leq 647,3$ K:

$$A = 1$$

$$B = 3,77391E-1$$

$$C = -2,78368$$

$$D = 6,93135$$

$$E [1] = -4,34839$$

$$E [2] = 1,34672$$

$$E [3] = 1,75261$$

$$E [4] = -6,22295$$

$$E [5] = 9,99004$$

$$E [6] = 0$$

$$E [7] = 0$$

$$S(GCR) = 4,4289$$

**Equações para a determinação das propriedades do vapor superaquecido:**

Volume específico do vapor superaquecido:

$$V = \frac{RT}{P} - B(1) \exp[-B(2)T] + \frac{1}{10P} \left\{ B(3) - \exp \left[\sum_{N=0}^2 A(N) T(S)^N \right] \right\} \exp \left[\frac{T(S) - T}{M} \right] \quad D.9$$

Valores das constantes para a Eq. D.9:

$$R = 4,61631E-4$$

$$B[3] = 2,2E-2$$

$$B[1] = 5,27993E-2$$

$$A[0] = -3,741378$$

$$B[2] = 3,75928E-3$$

$$A[1] = -4,7838281E-3$$

$$M = 4,0E1$$

$$A[2] = 1,5923434E-5$$

Entalpia do vapor superaquecido H:

$$H = \sum_{N=0}^2 A(N) T^N - A(3) \exp \left[\frac{T(S) - T}{M} \right] \quad D.10$$

Valores das constantes para a Eq. D.10:

$$A[0] = B[11] + B[12]P + B[13]P^2$$

$$A[1] = B[21] + B[22]P + B[23]P^2$$

$$A[2] = B[31] + B[32]P + B[33]P^2$$

$$A[3] = B[41] + B[42]T(S) + B[43]T(S)^2 + B[44]T(S)^3 + B[45]T(S)^4$$

Valores das constantes utilizadas na Eq. D.10:

$$B[11] = 2,04121E3$$

$$B[21] = 1,610693$$

$$B[12] = -4,040021E1$$

$$B[22] = 5,472051E-2$$

$$B[13] = -4,8095E-1$$

$$B[23] = 7,517537E-4$$



$$B[31] = 3,383117E-4$$

$$B[42] = -1,699419E1$$

$$B[32] = -1,975736E-5$$

$$B[43] = 6,2746295E-2$$

$$B[33] = -2,87409E-7$$

$$B[44] = -1,0284259E-4$$

$$B[41] = 1,70782E3$$

$$B[45] = 6,4561298E-8$$

$$M = 4,5E1$$

Entropia do vapor superaquecido S:

$$S = \sum_{N=0}^4 A(N)T^N + B(1)\ln[10P + B(2)] - \sum_{N=0}^4 C(N)T(S)^N \left\{ \exp\left[\frac{T(S)-T}{M}\right] \right\} \quad D.11$$

Valores das constantes utilizadas na Eq.D.11:

$$A[0] = 4,6162961$$

$$B[2] = 1E-3$$

$$A[1] = 1,039008E-2$$

$$C[0] = 1,777804$$

$$A[2] = -9,873085E-6$$

$$C[1] = -1,802468E-2$$

$$A[3] = 5,43411E-9$$

$$C[2] = 6,854459E-5$$

$$A[4] = -1,170465E-12$$

$$C[3] = -1,184424E-7$$

$$B[1] = -4,650306E-1$$

$$C[4] = 8,142201E-11$$

APÊNDICE D

Nesta seção são mostradas as configurações que o conjunto dorna de fermentação sistema de refrigeração a absorção pode apresentar.

A **Fig.A.1**, apresenta o arranjo onde o mosto das dornas de fermentação é resfriado por apenas uma máquina de refrigeração à absorção, com a água de refrigeração, de retorno do trocador de calor, passando primeiro no condensador e posteriormente no absorvedor. A **Fig.A.2**, apresenta o mesmo arranjo, no entanto, com a água de refrigeração, de retorno do trocador de calor, passando primeiro no absorvedor e posteriormente no condensador.

A configuração, onde o mosto contido nas dornas de fermentação é resfriado por duas máquinas de refrigeração é mostrado nas **Fig.A.3** e **A.4**. Na **Fig.A.3**, a água de refrigeração de retorno do trocador de calor, passa primeiro no condensador e posteriormente no absorvedor e na **Fig.A.4**, essa situação se inverte.

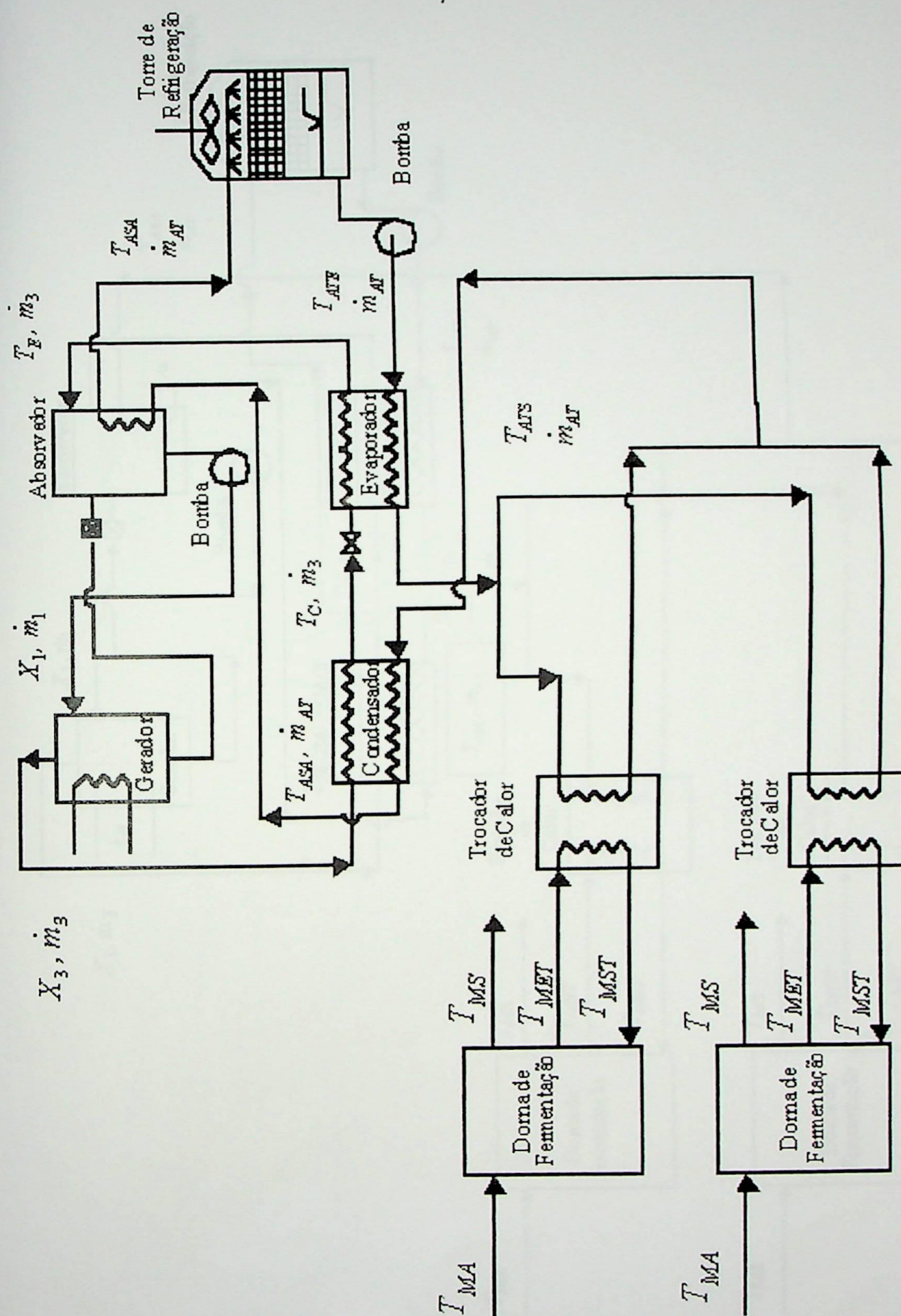


Figura A.1

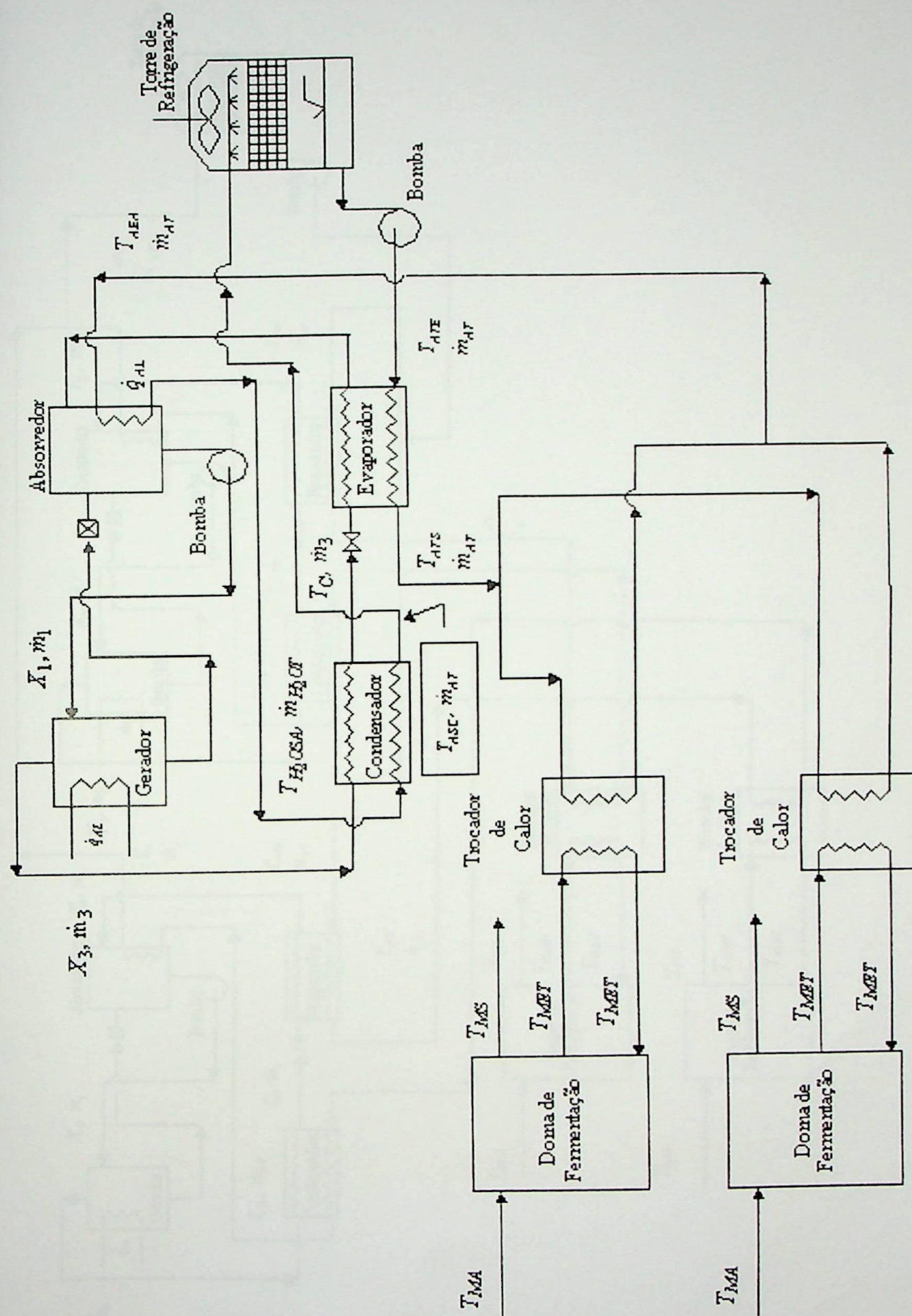


Figura A.2

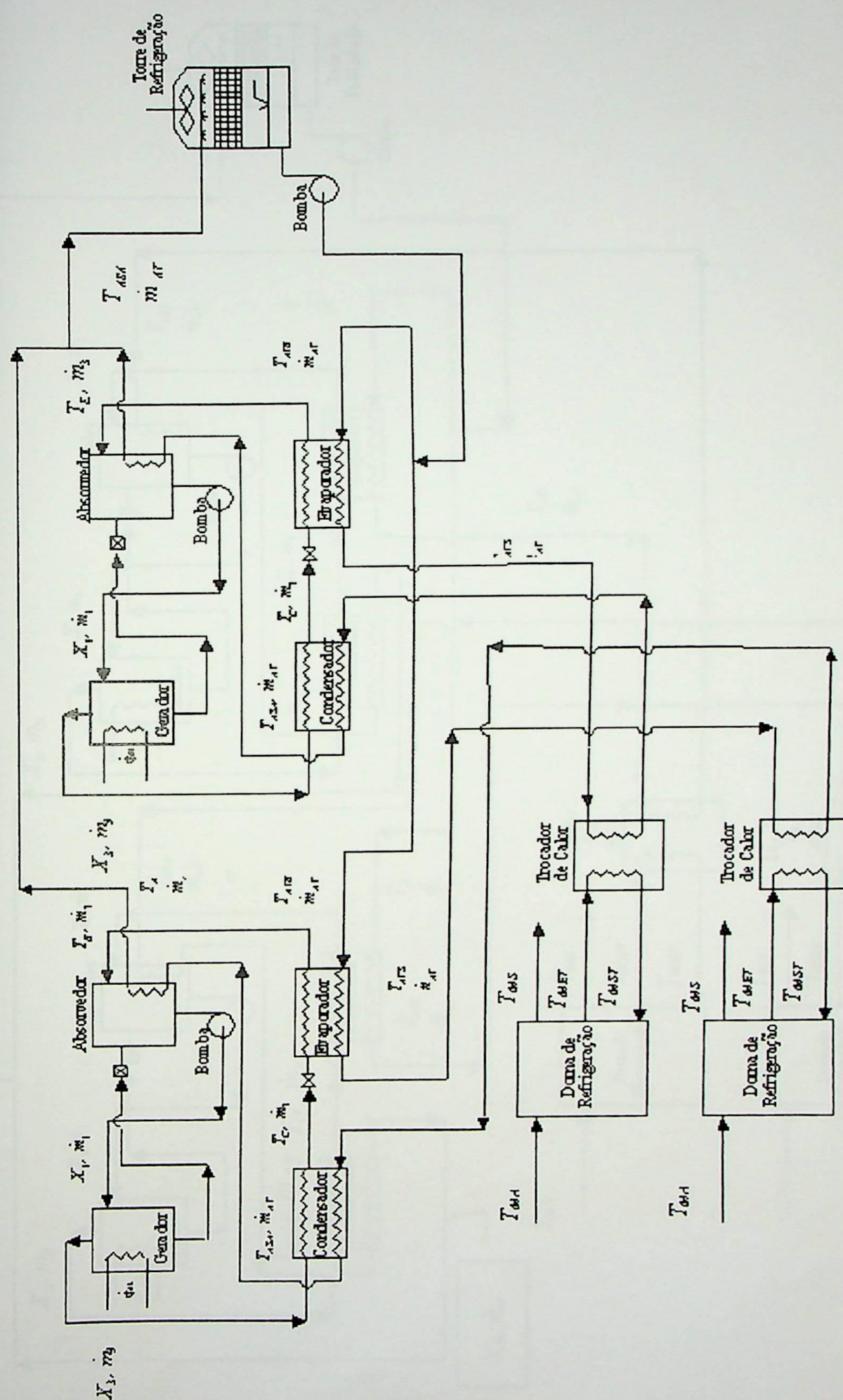


Figura A.3

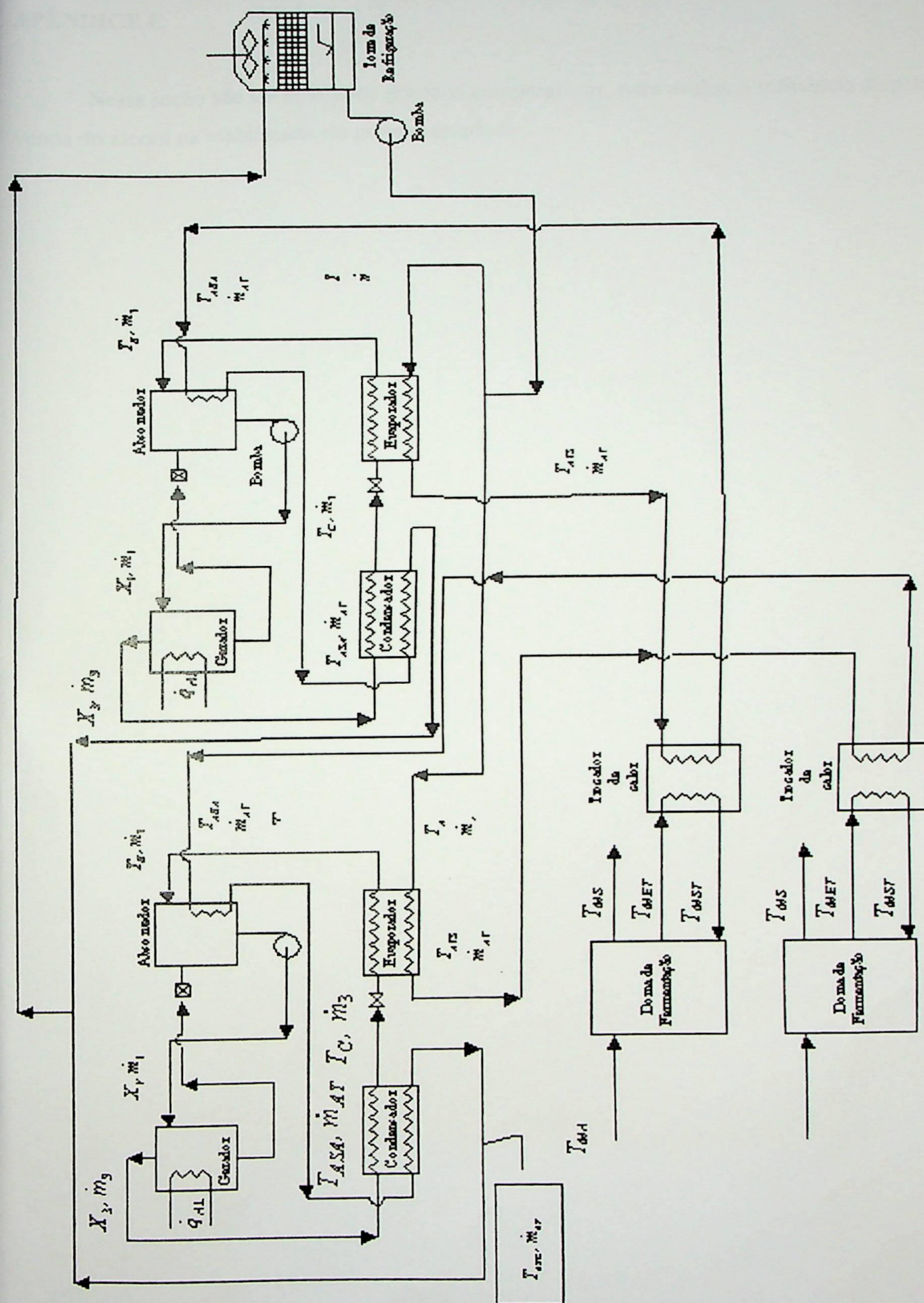


Figura A.4



APÊNDICE E

Nesta seção são apresentados gráficos comparativos, para avaliar a influência do preço de venda do álcool na viabilidade do projeto estudado.

