

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
COORDENAÇÃO DOS PROGRAMAS DE PÓS-GRADUAÇÃO
ENGENHARIA MECÂNICA

SIMULAÇÃO DIGITAL DE UM SISTEMA
DE REFRIGERAÇÃO POR ABSORÇÃO

JOÃO NILDO DE SOUZA VIANNA

TESE SUBMETIDA A APRECIÇÃO COMO REQUISITO
PARCIAL PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE :

MESTRE EM CIÊNCIAS EM ENGENHARIA MECÂNICA
OPÇÃO TERMOTÉCNICA

FLORIANÓPOLIS
SANTA CATARINA - BRASIL

MARÇO - 1974

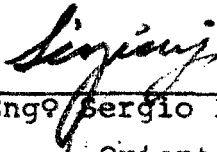
ESTA TESE FOI JULGADA ADEQUADA PARA A

OBTENÇÃO DO TÍTULO DE

"MESTRE EM CIÊNCIAS"

E APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO

ORIENTADOR E PELO CURSO DE PÓS-GRADUAÇÃO

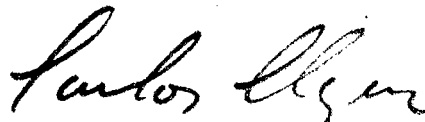


Prof. Eng^o Sergio Luiz Gargioni, M.Sc.
Orientador



Prof. Eng^o Domingos Boechat Alves, Ph.D.
Integrador dos Programas de Pós-Gradua-
ção em Engenharia

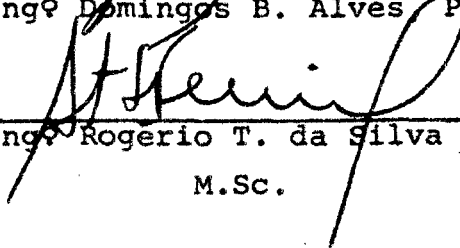
BANCA EXAMINADORA:



Prof. Eng^o Carlos Alfredo Clezar, M.Sc.



Prof. Eng^o Domingos B. Alves, Ph.D.



Prof. Eng^o Rogério T. da Silva Ferreira
M.Sc.

À

Leonora e

Nahima

AGRADECIMENTOS

Quero deixar expresso aqui os meus mais sinceros a gradecimentos ao Prof. Eng^o Sergio Luiz Gargioni, meu orientador . Sua efetiva colaboração e orientação, seu entusiasmo, suas palavras de incentivo e sua disponibilidade tornaram possível a realização deste trabalho .

Agradeço também ao Prof. Clávio Coutinho Filho, che fe do Departamento de Ciências Estatísticas e da Computação, pelo interesse demonstrado para o bom termo de meu trabalho .

Ao colega Eng^o Luiz Henry Monken da Silva, pela aju da e entusiasmo .

Ao Prof. Eng^o Arno Bollmann, meu orientador de Cur so, por toda ajuda prestada durante o curso de Mestrado .

À CAPES e BNDE pelo apoio financeiro .

Ao Acadêmico Francisco Nakagawara, pelo serviço de datilografia .

R E S U M O

R E S U M O

O objetivo básico deste trabalho é simular um sistema de Refrigeração por Absorção usando a mistura binária Amônia- Água.

O modelo matemático representativo do sistema consta de um conjunto de 76 equações algébricas não lineares. Este modelo fornece um volume de informações satisfatório para uma proveitosa análise física do sistema .

O método usado na simulação foi de Newton-Raphson, e o sistema de equações linearizado foi resolvido utilizando-se a técnica de eliminação de Gauss-Jordan .

O sistema computacional utilizado foi o computador IBM-1130 com configuração de 16K na memória interna e uma memória auxiliar com 512K .

Os resultados obtidos foram coerentes com os resultados reais encontrados em bibliografias especializadas . O conjunto de variáveis calculadas dão uma idéia global sobre a performance de uma instalação funcionando sob condições previamente fixadas.

ABSTRACT

The basic objective of this work is to simulate an Ammonia - Agua Absorption Refrigeration System .

Mathematical modeling was used in order to represent the physical system . This model consists of seventy six non linear algebraic equations . The amount of information generated by this model is considered to be satisfactory for analysing the physical model .

The Newton-Raphson method allowed the non linear system to be solved and the obtained linearized system was solved through Gauss-Jordan elimination method .

All the calculation was made by an IBM-1130 Computer System with configuration of 16 K of internal memory and 512 K of auxiliar memory .

The results gotten from this simulation were accurated enough compared with real results found in the literature. The set of calculated parameters permits to evaluate the performance of a facility of this nature working at certain condition assumed previously .

Í N D I C E

INTRODUÇÃO	1
CAPÍTULO 1	
1 - SIMULAÇÃO DE SISTEMAS	4
1.1. - Definição do Sistema	5
1.2. - Estudo dos Componentes	6
1.3. - Modelo Matemático	6
1.4. - Resolução do Modelo	6
CAPÍTULO 2	
2 - DEFINIÇÃO DO SISTEMA A SER SIMULADO	8
2.1. - Sistemas de Refrigeração por Absorção	8
2.2. - O Sistema Amônia-Água	9
CAPÍTULO 3	
3 - ANÁLISE DOS COMPONENTES	14
3.1. - Absorvedor	14
3.2. - Pré-Aquecedor	23
3.3. - Gerador	29
3.4. - Condensador	39
3.5. - Pré-Resfriador	42
3.6. - Válvulas de Expansão	45
3.7. - Evaporador	45
3.8. - Coeficiente de Performance	50
CAPÍTULO 4	
4 - MODELO MATEMÁTICO	52
4.1. - Modelagem do Absorvedor	57
4.2. - Modelagem do Pré-Aquecedor	58

4.3. - Modelagem do Gerador	60
4.4. - Modelagem do Condensador	62
4.5. - Modelagem do Pré-Resfriador	63
4.6. - Modelagem das Válvulas de Expansão	63
4.7. - Modelagem do Evaporador	64
4.8. - Performance da Instalação	65
4.9. - Análise de Consistência do Modelo Matemático	65
CAPÍTULO 5	
5 - RESOLUÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO DO SISTEMA	72
5.1. - Programas de Computador	75
CAPÍTULO 6	
6 - RESULTADOS	111
6.1. - Condição de Funcionamento do Sistema	122
6.2. - Discussão dos Resultados	124
6.3. - Exemplo de Aproveitamento de Energia Residual	125
CAPÍTULO 7	
7 - CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	132
APÊNDICE I - Evolução do Estudo da Mistura Amônia-Água	136
APÊNDICE II - Fontes de Divergência	142
LISTA DE ABREVIATURAS	144
BIBLIOGRAFIA	147

INTRODUÇÃO

O objetivo deste trabalho é realizar a simulação de um sistema de refrigeração por absorção, particularmente o de Água-Amônia.

Até por volta de 1930 foram realizados estudos importantes sobre estes sistemas. Posteriormente com a universalização dos sistemas de compressão mecânica, os sistemas por absorção foram relegados a um segundo plano. Sua aplicação limitou-se aos chamados sistemas totais, onde a fonte energética para funcionamento do ciclo provém do calor rejeitado em um ciclo térmico qualquer.

A partir de 1964 foram retomados os estudos e vários trabalhos foram realizados, com vista a ampliar sua faixa de aplicação. Os resultados destes trabalhos foram surpreendentes, no que diz respeito à aplicabilidade dos sistemas de absorção como concorrentes dos sistemas a compressão mecânica usual.

A importância e aplicabilidade dos sistemas de absorção com utilização de energia térmica residual, é indiscutível.

Estes sistemas, embora usando uma forma menos nobre de energia, apresentaram maior custo operacional quando comparados com os sistemas de compressão mecânica.

Na realidade, estas comparações eram feitas com base em características diferentes. Vários trabalhos ^{6, 7, 18}, têm sido desenvolvidos visando corrigir esta falha e através deles concluiu-se que, quando as comparações são feitas dentro de critérios adequados, praticamente não existe diferença de custo operacional entre os dois sistemas. Isto fez renascer o interesse pela absorção, e em vários países existe um esforço de pesquisa para melhorar sua tecnologia visando tornar os sistemas de absorção mais competitivos.

No Brasil, até 1973 não havia ainda sido realizado nenhum estudo mais apurado sobre este tipo de sistema de refrigeração. Foi então constituído no Centro Tecnológico da UFSC, um grupo de pesquisa integrado pelos professores da Divisão de Termotécnica, do Departamento de Engenharia Mecânica, com o objetivo de pesquisar o aproveitamento de energia térmica residual em sistemas de refrigeração por absorção. O suporte financeiro desta pesquisa é dado pelo BNDE (Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico), e vários trabalhos já foram realizados pelo grupo de pesquisadores.

O trabalho que aqui se apresenta pretende dar uma contribuição no desenvolvimento desta pesquisa. Se verificarmos as vantagens proporcionadas pela simulação desta natureza, simulação digital, observa-se que na fase de desenvolvimento de um sistema é quase que indispensável. A simulação embora com um grau de detalhamento não muito elevado, fornece um grande volume de informações, tanto do ponto de vista do sistema como um todo, como também de cada elemento em particular. Assim, se desenvolveu a simulação de um Sistema de Refrigeração por Absorção, Sistema Água-Amônia.

Em síntese, este trabalho desenvolve-se basicamente em duas etapas :

1. Obtém-se o modelo matemático do sistema em função da análise de cada componente e das propriedades da mistura Água-Amônia. Este modelo é um conjunto de 76 equações algébricas não lineares .

2. Resolve-se o modelo através do método de Newton-Raphson obtendo-se assim os valores desses parâmetros para uma dada condição de funcionamento.

Um exemplo é mostrado, usando um Computador IBM-1130.

No decorrer deste trabalho será usado o sistema da unidades inglesas, visto os dados disponíveis em gráficos e tabelas serem apresentados sempre neste sistema .

CAPÍTULO 1

1 - SIMULAÇÃO DE SISTEMAS

Encontrar uma maneira de prever o comportamento de qualquer fenômeno nas mais variadas condições de ocorrência, sempre foi uma necessidade de todo estudioso. É possível que a miniaturização tenha sido uma das primeiras formas de se obterem informações antecipadas sobre tipos de fenômeno como : o desvio do leito de um rio para irrigação, efeito dos ventos nas velas de uma embarcação, inundações causadas pela construção de uma represa, etc.

O desenvolvimento científico colocou disponível outras ferramentas de observação e obtenção de informações de fenômenos mais específicos, como : associar uma queda d'água à uma difereença de potencial, ou o escoamento de um fluido em tubulações à uma corrente elétrica. Daí então se puderam construir aparelhos sofisticados que simulavam os fenômenos específicos.

Com o desenvolvimento dos computadores, desenvolveram-se também as técnicas de representar os fenômenos, de maneira a se obterem informações sobre eles ; só que agora de uma maneira bem mais ampla. Informações sobre as características de qualquer fenômeno que seja possível representar por equações matemáticas, se ja ele biológico, físico ou econômico, podem ser obtidas através de computadores.

Um conjunto de componentes, cujas variáveis estão interrelacionadas formam um sistema .

O cálculo de valores realísticos de variáveis significativas de um conjunto de equações que representam um processo real chama-se simulação de sistema.

A simulação abriu novos horizontes para a ciência . Com o seu uso podem-se conhecer as características de um sistema,

quando não for possível ou econômico medi-las no sistema real; ou ainda, mesmo que não exista o sistema real, a avaliação da performance de um projeto pode ser feita pela simulação. Tem-se a possibilidade de variar os parâmetros do projeto, obtendo-se rapidamente a resposta em todo o sistema. Sobretudo, a simulação é o elo de ligação entre o modelo e sua otimização .

A simulação de um sistema pode ser feita em computadores analógicos ou digitais. A diferença básica entre os dois é que no analógico o processamento é contínuo e no digital é discreto; entretanto esta desvantagem do digital é compensada pelo maior número de informações sobre o sistema, que nele se pode obter. Como no sistema estudado neste trabalho, estão envolvidos grande número de variáveis significativas, será usado o processo de simulação digital .

Para se fazer a simulação digital de um sistema, são necessários quatro passos :

1. Definição do sistema.
2. Estudo dos componentes do sistema definido.
3. Montagem do modelo matemático do sistema.
4. Resolução do modelo matemático.

1.1 - Definição do Sistema

A definição do sistema é feita a partir da formulação do problema, que dá subsídios a uma análise qualitativa do sistema, tornando possível caracterizá-lo como :

- a) Sistema contínuo ou discreto
- b) Sistema determinístico ou estocástico

c) Sistema em regime permanente ou transiente .

Com esta caracterização tem-se definido o sistema, estabelecidas suas restrições e limitações .

1.2.- Estudo dos Componentes

Definido o sistema, fixadas suas limitações e hipóteses simplificativas, passa-se ao estudo de cada componente. Este estudo é feito a partir de uma análise criteriosa dos processos físicos envolvidos no funcionamento dos componentes. Obtêm-se então as equações representativas do processo .

1.3 - Modelo Matemático

As equações dos componentes são então agrupadas. Os gráficos e tabelas que porventura sejam de construção experimental, devem ter representação analítica. Tem-se um sistema de equações para ser resolvido e estabelecem-se então os parâmetros fixos. As equações devem ser matematicamente consistentes e determinadas.

1.4 - Resolução do Modelo

De posse do modelo, decide-se sobre o método mais adequado de solução e em torno dele desenvolve-se o conjunto de programas de computador .

De um modo geral o conjunto de programas consta de um programa executivo e várias sub-rotinas. No caso do método escolhido ser o de cálculo simultâneo, o programa executivo fornece sempre as condições iniciais de cada corrida do processamento, ou os valores iniciais se o método for de cálculo sequencial.

Obtidos os resultados, avalia-se a adequação do modelo ao tipo de problema proposto .

CAPÍTULO 2

2 - DEFINIÇÃO DO SISTEMA A SER SIMULADO

2.1 - Sistemas de Refrigeração por Absorção

Os sistemas de refrigeração de uso mais frequente operam com dois tipos de misturas binárias: Brometo de Lítio - Água ou Amônia - Água .

Para os sistemas de ar condicionado usa-se tanto o Brometo de Lítio - Água como Amônia - Água. Nos sistemas de refrigeração sô se usa Amônia - Água .

O brometo de lítio é um sal altamente higroscópico e funciona como absorvente . A água neste tipo de instalação é o agente refrigerante. Isto limita o campo de aplicação das instalações com este tipo de substância de trabalho. Não se podem projetar instalações que funcionem muito próximo de 32°F, pois atinge-se a temperatura de congelamento da água .

Nos sistemas que utilizam a mistura Amônia-Água, a água é o absorvente e a amônia o refrigerante. Estes sistemas podem ser projetados para trabalharem a temperaturas tão baixas quanto os sistemas de compressão mecânica de amônia .

O fato do brometo de lítio ser um sólido traz a vantagem de se obter na vaporização, vapor de água puro. Isto simplifica a instalação, o que não acontece com a Amônia-Água. Durante a vaporização da amônia, a água também se evapora. O vapor de água tem que ser reduzido às mínimas proporções, caso contrário haverá uma elevação excessiva da temperatura de evaporação prejudicando assim o efeito refrigerante da amônia. A purificação do vapor de amônia exige que seja inserido no circuito um sistema de purificação, o que torna esta instalação mais sofisticada.

Os sistemas Brometo de Lítio-Água operam a baixa pressão, em todos os pontos do sistema. O sistema Amônia-Água opera a altas pressões. Os sistemas de baixa pressão exigem canalizações de diâmetros muito grandes .

Outro dado que deve ser considerado é que a amônia em alta concentração é tóxica e o brometo de lítio, não .

Uma variante do sistema Amônia-Água é o sistema Eletrolux, desenvolvido por Munters e von Platen¹, Fig. 2.1. O sistema Eletrolux funciona com uma terceira substância, o hidrogênio, que mantém o absorvedor e o evaporador nos mesmos níveis de pressão do gerador e do condensador. O hidrogênio exerce uma pressão parcial que somada à pressão parcial da amônia no evaporador e no absorvedor, resulta na pressão total do sistema.

No sistema Eletrolux não existem peças móveis, e a circulação do líquido se faz pelo efeito de bomba do vapor que arrasta partículas de líquido até os pontos mais elevados do sistema, de onde circulam por gravidade . A fonte térmica é uma chama de querosene ou gás doméstico . Sua aplicação é restrita a pequenos refrigeradores de uso doméstico.

O sistema escolhido foi Amônia-Água.

2.2 - O Sistema Amônia-Água

O sistema de refrigeração Amônia-Água é o mais antigo dos sistemas de absorção e seu estudo está intimamente ligado ao processo termodinâmico desta mistura binária.

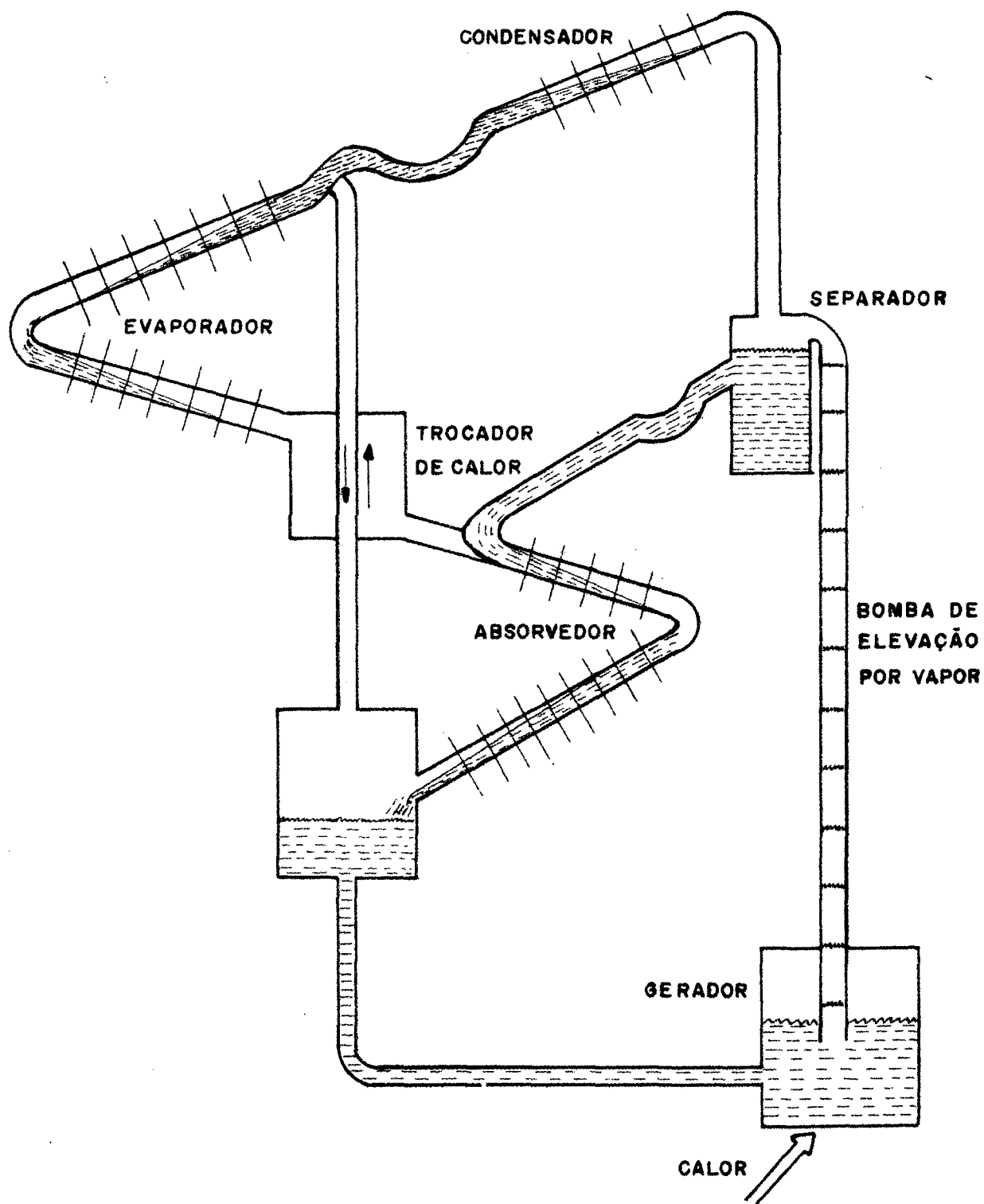


Fig. 2.1 - Sistema de absorção eletrolux.

A Fig. 2.2 apresenta esquematicamente o sistema proposto . É um sistema de simples estágio - com um gerador e um absorvedor .

O funcionamento do sistema, baseia-se em duas propriedades das misturas binárias :

- a) As misturas binárias a uma determinada pressão, tem temperaturas de ebulição diferentes para cada concentração.
- b) Um líquido a uma determinada temperatura, pode absorver vapor a uma temperatura mais baixa, desde que haja afinidade entre o líquido e o vapor. A mistura resultante é uma mistura homogênea .

Então, de acordo com a Fig. 2.2, uma certa quantidade de calor Q_g é adicionado a uma mistura de NH_3-H_2O existente no gerador, a uma determinada pressão P_1 e concentração X_1 . Como, a uma mesma pressão, a temperatura de ebulição da amônia é inferior à da água, grande parte da amônia se despreende da água e em estado de vapor flui pela tubulação 7 para o condensador, onde se liquefaz com dissipação de calor Q_c . Daí, passando pelo pré-resfriador é expandido para uma pressão P_2 ($P_2 < P_1$) e no evaporador novamente se vaporiza a custa do calor Q_e que é retirado do meio a refrigerar . O vapor passa pelo pré-resfriador em contra-corrente com o líquido que sai do condensador e flui para o absorvedor, a uma temperatura T_{12} . A água e uma pequena quantidade de amônia, que não foi evaporada descem do gerador passando pelo pré-aquecedor e é expandida para P_2 , entrando no absorvedor a uma temperatura T_6 ($T_6 > T_{12}$) e uma concentração X_2 . Aí então, ocorre a absorção e o líquido é bombeado para o gerador onde o ciclo se repete.

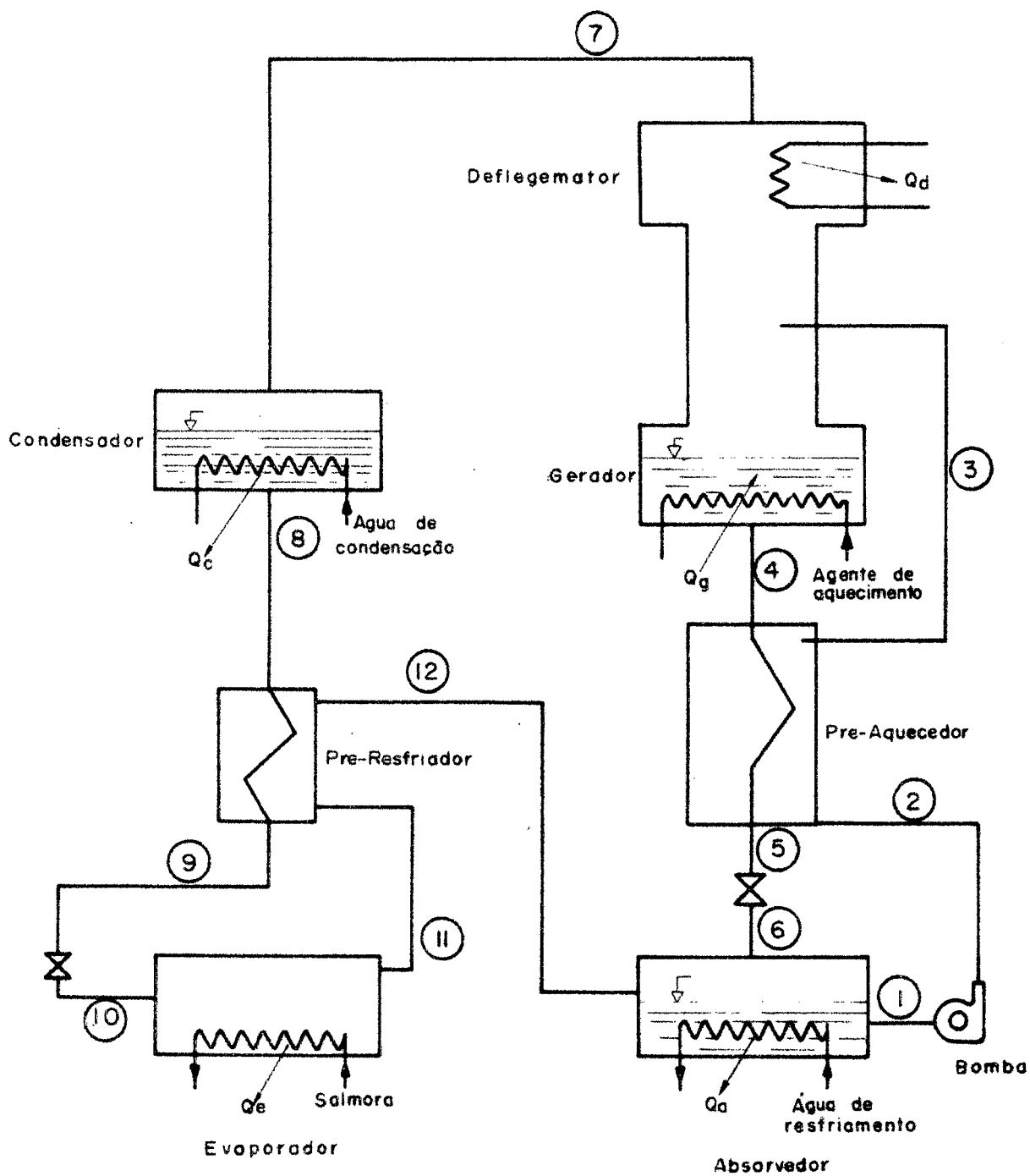


Fig. 2.2 - Sistema de refrigeração amônia - água .

Os processos termodinâmicos envolvidos no ciclo, a dois níveis de pressão, são :

- a) Vaporização
- b) Condensação
- c) Expansão
- d) Absorção

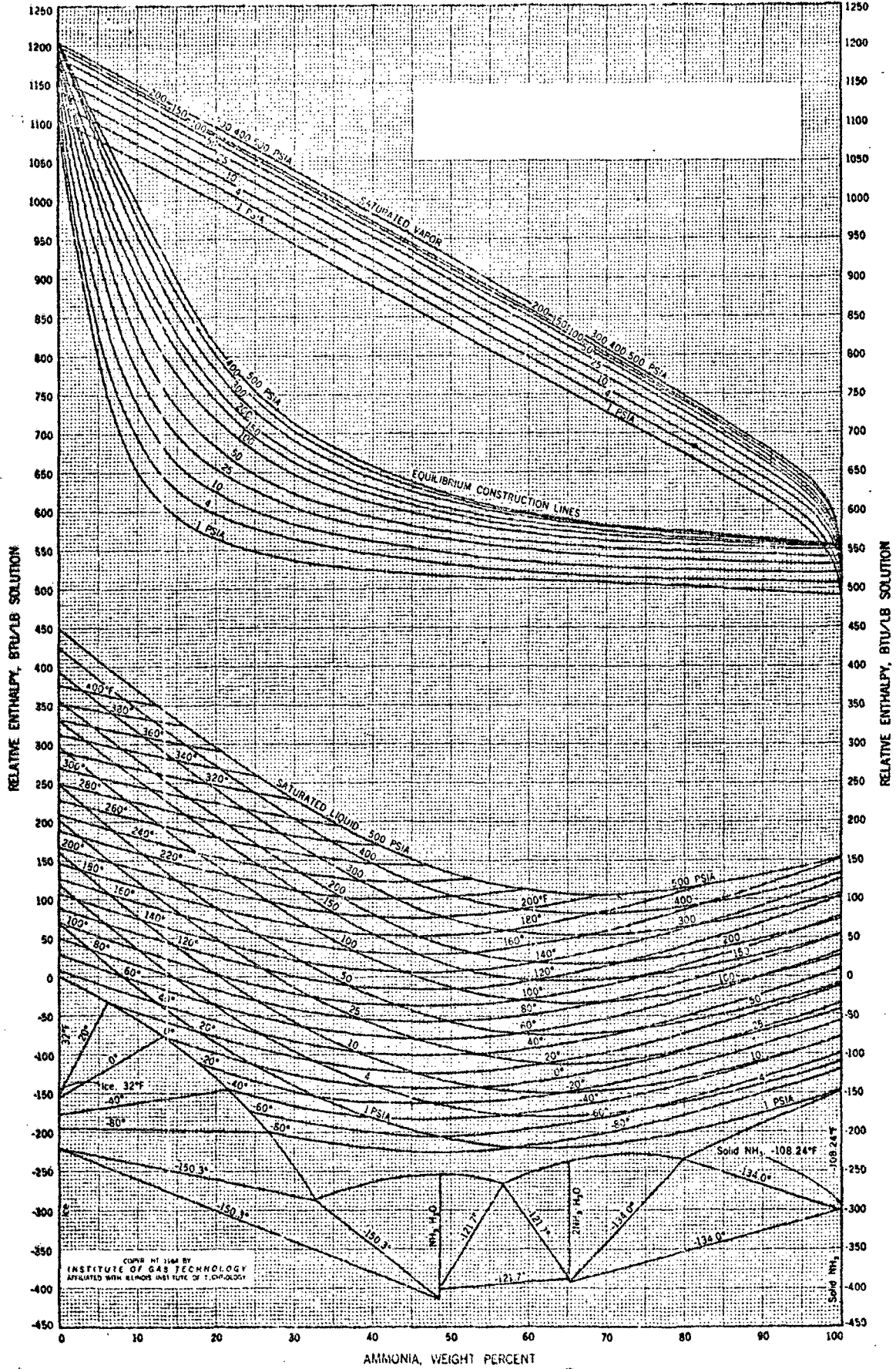
A determinação dos estados termodinâmicos destes processos é feita com o auxílio de diagramas obtidos experimentalmente : diagrama Entalpia-Concentração , Fig. 2.3 ; diagrama Temperatura-Concentração , Fig. 2.4 ; e diagrama Pressão-Temperatura, Fig. 2.5 .

No diagrama Pressão-Temperatura , são plotadas curvas de concentração constante como função de $\log P$ e $1/T$. Sua utilização é limitada por conter menor número de informações que os outros dois . Entretanto, este diagrama pode ser bastante útil no trabalho de otimização dos ciclos, com relação às pressões de funcionamento¹.

Diante da análise do ciclo, este sistema pode ser classificado como contínuo e determinístico .

As hipóteses simplificativas são :

- a) Os fluxos de calor e massa se dão em regime permanente
- b) Não há perda de carga nas tubulações
- c) Não há perda de calor para o ambiente
- d) Não há necessidade de purga de água no evaporador
- e) Os estados nos pontos 1, 3, 4, 7, 8 e 12 são de equilíbrio .



* Reprinted by permission from Institute of Gas Technology and the American Gas Association © 1964.

FIG. 2.3 DIAGRAMA CONCENTRAÇÃO - ENTALPIA

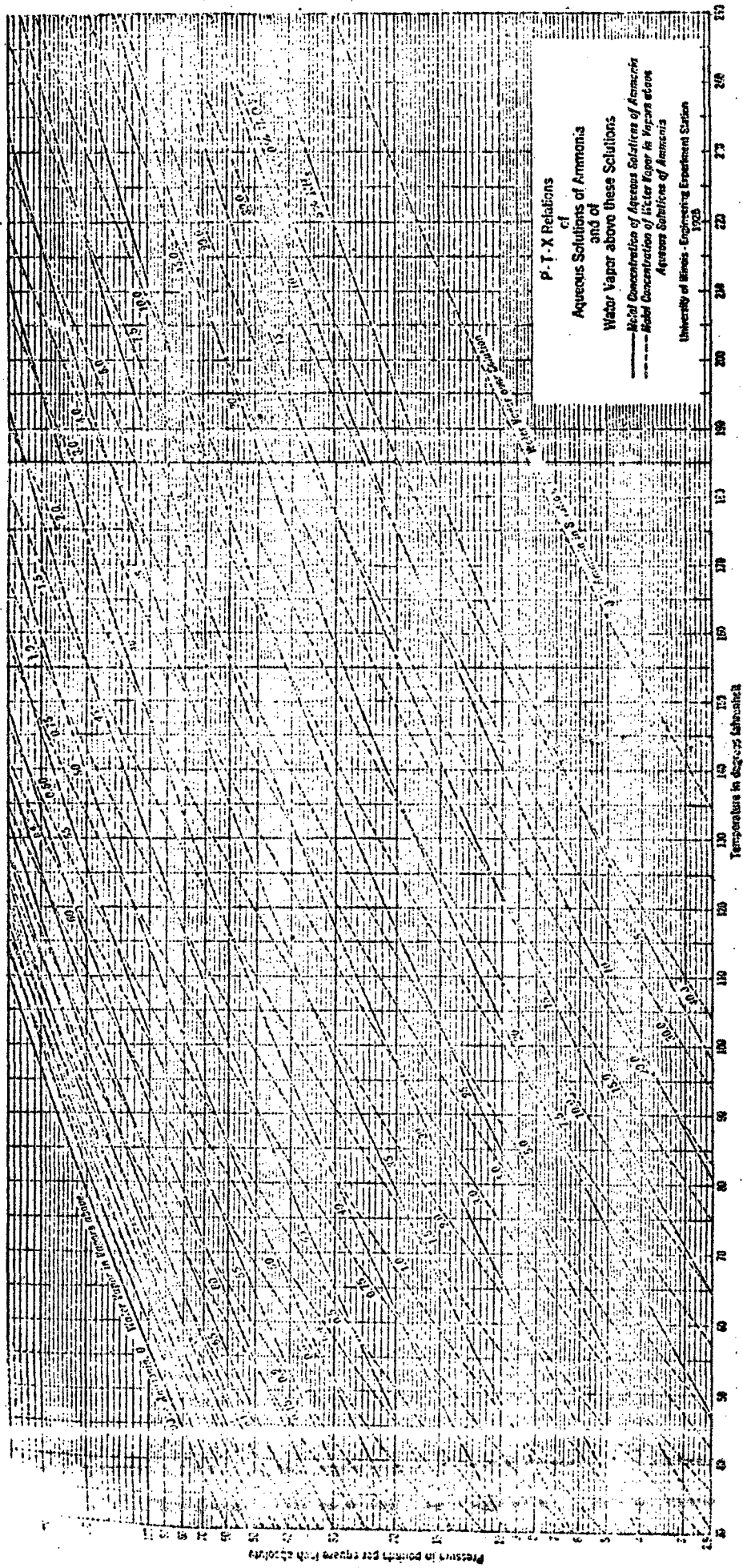
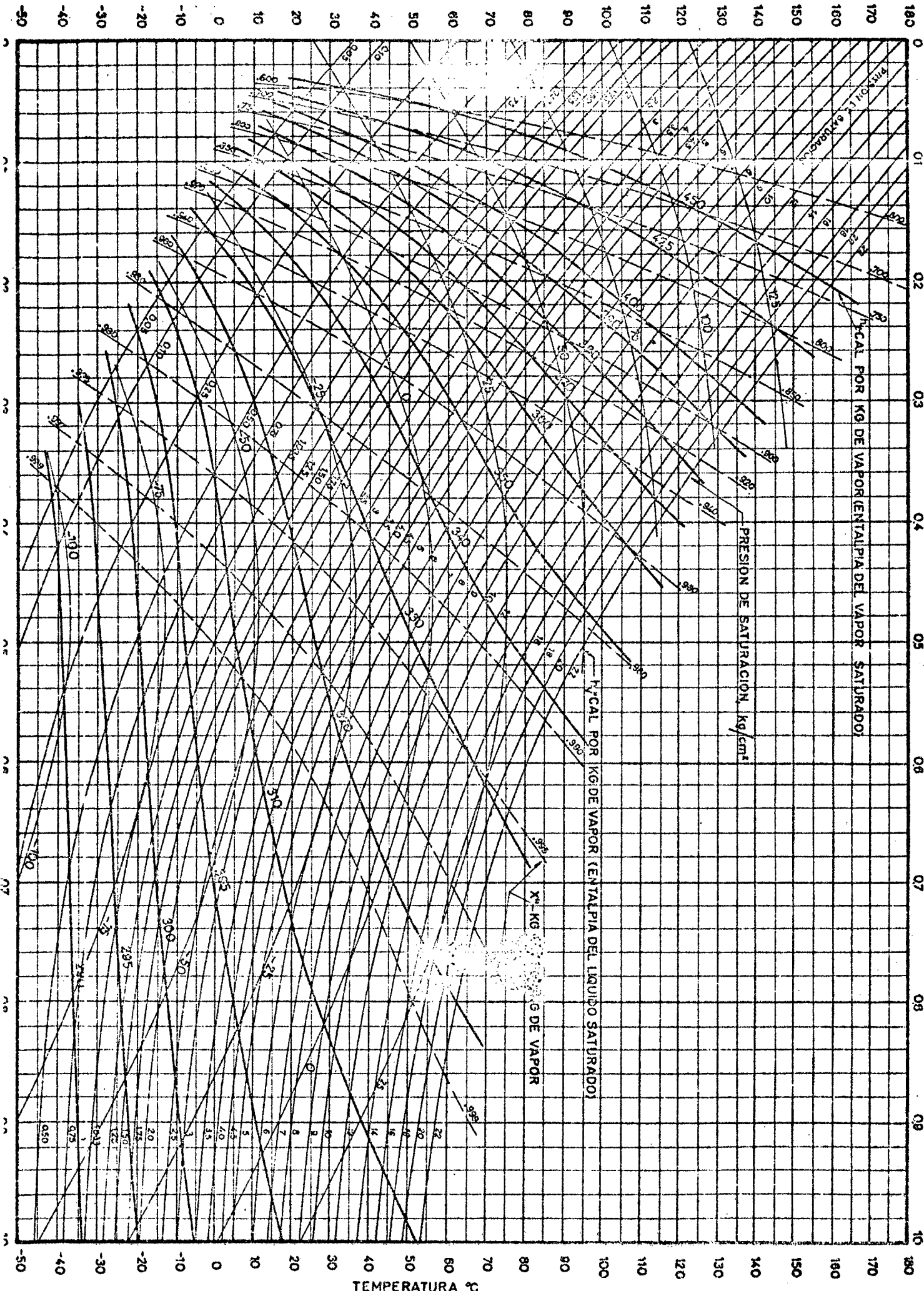


FIG. 2.5 DIAGRAMA TEMPERATURA PRESSÃO

TEMPERATURA °C



TEMPERATURA °C

CAPÍTULO 3

3 - ANÁLISE DOS COMPONENTES

O estudo dos componentes do sistema de absorção é feito a partir da análise dos processos térmicos de mistura binária.

A literatura especializada ^{2, 5}, aborda só os fundamentos básicos dos processos. Várias equações foram deduzidas criteriosamente para complementar a análise de cada componente, e adequar fundamentos gerais ao caso particular do ciclo analisado.

Neste capítulo serão enfocados somente os fundamentos que conduzam às equações que caracterizam os estados termodinâmicos de interesse em cada componente de per si .

Não haverá aqui a preocupação de explicitar todas as variáveis usadas, isto será feito no Capítulo 4 , quando da montagem do modelo matemático .

Tanto os símbolos quanto números e índices que caracterizam as propriedades dos componentes, serão os mesmos usados no sistema definido no Capítulo 2 .

É assumido em todos os casos abordados, que o regime é permanente, que os componentes não trocam calor com o ambiente, que não há perda de carga nas tubulações, e as demais restrições fixadas no Capítulo 2..

3.1 - Absorvedor

O processo que ocorre no absorvedor é a mistura de dois fluxos com troca de calor. Para simplificar os cálculos e proporcionar a obtenção de parâmetros intermediários, utilizou-

se o princípio de superposição de efeitos dividindo-o em dois processos distintos : mistura adiabática de dois fluxos e simples troca de calor, Fig. 3.3. A Fig. 3.3 representa esquematicamente os processos, separados em duas partes.

As propriedades termodinâmicas são definidas por :

- P_2 - pressão do lado de baixa, psia
- T_{12} - temperatura do vapor no ponto 12, °F
- m_3 - fluxo de massa de vapor da mistura, lb/hora
- X_3 - concentração de amônia no vapor, lb NH_3 /lb de mist.
- H_{12} - entalpia específica do vapor, Btu/lb
- T_6 - temperatura da solução fraca, °F
- X_2 - concentração de amônia no líquido, lb NH_3 /lb mist.
- m_2 - fluxo de massa da sol. fraca, lb/hora
- H_6 - entalpia da solução fraca, Btu/lb .
- X_1 - concentração da solução forte, lb NH_3 /lb mist.
- T_1 - temperatura da sol. forte, °F
- H_1 - entalpia específica da solução forte, Btu/lb
- m_1 - fluxo de massa da sol. forte, lb/hora
- ta_1 - temperatura da água de refrigeração na entrada da serpentina, °F
- ta_2 - temperatura da água de refrigeração na saída da serpentina, °F
- W_a - fluxo de massa da água de refrigeração, lb/hora
- Q_a - calor retirado do absorvedor, Btu/hora
- T_m - temperatura de mistura, °F
- H_m - entalpia da mistura, Btu/lb

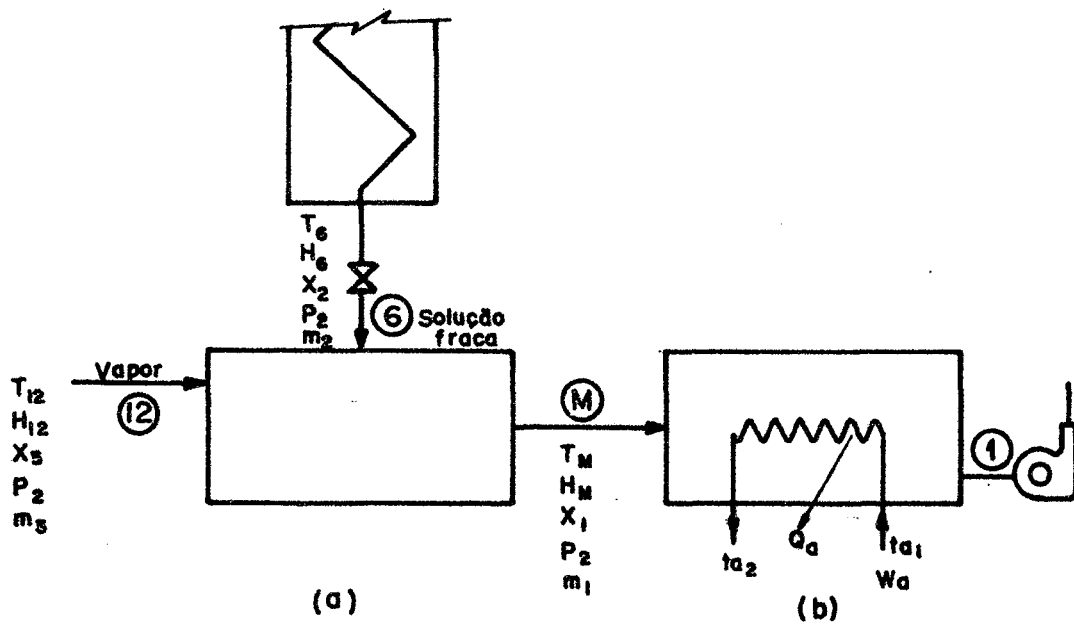


Fig. 3.1 - Representação esquemática do processo de absorção.

Considerando-se o processo adiabático da Fig.3.1(a) são válidas as leis de conservação de massa e de energia .

A conservação da massa total será :

$$m_2 + m_3 = m_1 \quad (3.1)$$

E da amônia :

$$m_2 X_2 + m_3 X_3 = m_1 X_1 \quad (3.2)$$

Conservação da energia : o fluxo em 6 tem energia interna $m_2 u_6$ e quando introduzido no recipiente de mistura a P_2 constante é acrescido do termo de trabalho de fluxo $m_2 P_2 v_6$. Similarmemente pode-se considerar para o fluxo em 12 .

Como o processo ocorre adiabaticamente, pode-se estabelecer que :

$$m_2 u_6 + m_3 u_{12} + m_2 P_2 v_6 + m_3 P_2 v_{12} = m_1 (u_m + P_2 v_m) \quad (3.3)$$

Pela definição de entalpia, tem-se :

$$H = (u + Pv) \quad (3.4)$$

onde v é volume específico, ft^3/lb .

Dai, reagrupando Eq. (3.3) e substituindo-se convenientemente pela Eq. (3.4), tem-se

$$m_2 H_6 + m_3 H_{12} = m_1 H_m \quad (3.5)$$

Dividindo-se Eq. (3.5) por m_1 :

$$\frac{m_2}{m_1} H_6 + \frac{m_3}{m_1} H_{12} = H_m \quad (3.6)$$

Pela Eq. (3.1) e Eq. (3.2), tem-se que :

$$\frac{m_2}{m_1} = \frac{X_3 - X_1}{X_3 - X_2}, \quad \frac{m_3}{m_1} = \frac{X_1 - X_2}{X_3 - X_2} \quad (3.7)$$

Substituindo-se (3.7) em (3.6), e reagrupando-se ,
tem-se

$$H_m = H_6 + \frac{X_1 - X_2}{X_3 - X_2} (H_{12} - H_6) \quad (3.8)$$

e de (3.7), tira-se

$$X_1 = X_2 + \frac{m_3}{m_1} (X_3 - X_2) \quad (3.9)$$

Bosnjakovic e Blackshear² , recomendam que a temperatura T_m seja calculada através de uma simples interpolação . A partir da Fig. 3.3

$$\frac{H_{12} - H_m}{H_{12} - H_6} = \frac{T_m - T_{12}}{T_6 - T_{12}} \quad (3.10)$$

Da Eq. (3.10) ,

$$T_m = \frac{(H_{12} - H_m) \times (T_6 - T_{12})}{H_{12} - H_6} + T_{12} \quad (3.11)$$

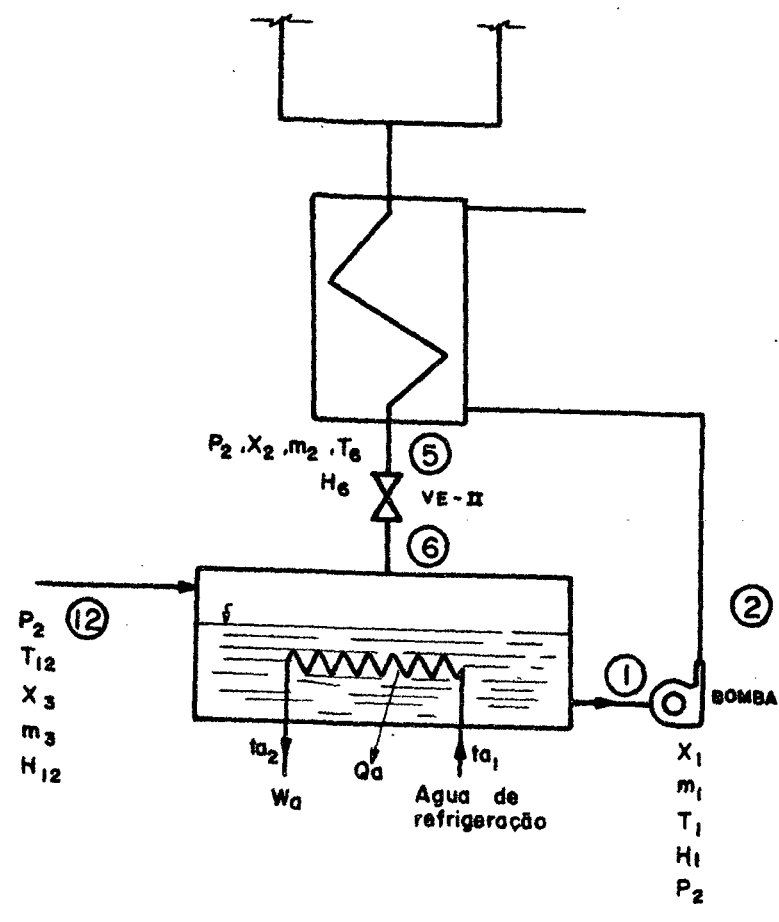


Fig. 3.2 - Absorvedor

Considerando-se agora o processo de troca de calor, Fig. 3.3 (b) , a mistura entra no estado m , localizado na zona de líquido e vapor do diagrama $H - X$, Fig. 3.3 .

Na saída do absorvedor, Fig. 3.2, a mistura deverá estar totalmente líquida e o estado l deve ser um estado de equilíbrio. A conveniência da mistura sair líquida do absorvedor, é que com uma bomba de pequena potência se pode elevar a pressão da mistura de P_2 para P_1 .

A liquefação da mistura ocorre a custa de uma retirada de calor no absorvedor. Este processo é mostrado na Fig. 3.3. O ponto m representativo da mistura adiabática está na região líquido-vapor do diagrama . A liquefação será completa quando o estado da mistura estiver sobre a linha de saturação de líquido P_2 , que está indicado pelo ponto l . O segmento de reta vertical, que une o ponto m ao ponto l , representa o calor Q_a/m_1 a ser retirado no processo .

Pode-se estabelecer que :

$$H_1 = H_m - \frac{Q_a}{m_1} \quad (3.12)$$

e

$$m_1 = \frac{Q_a}{H_m - H_1} \quad (3.13)$$

Pelo balanço global de energia se escreve:

$$m_3 H_{12} + m_2 H_6 = m_1 h_1 + Q_a \quad (3.14)$$

mas da Eq. (3.1)

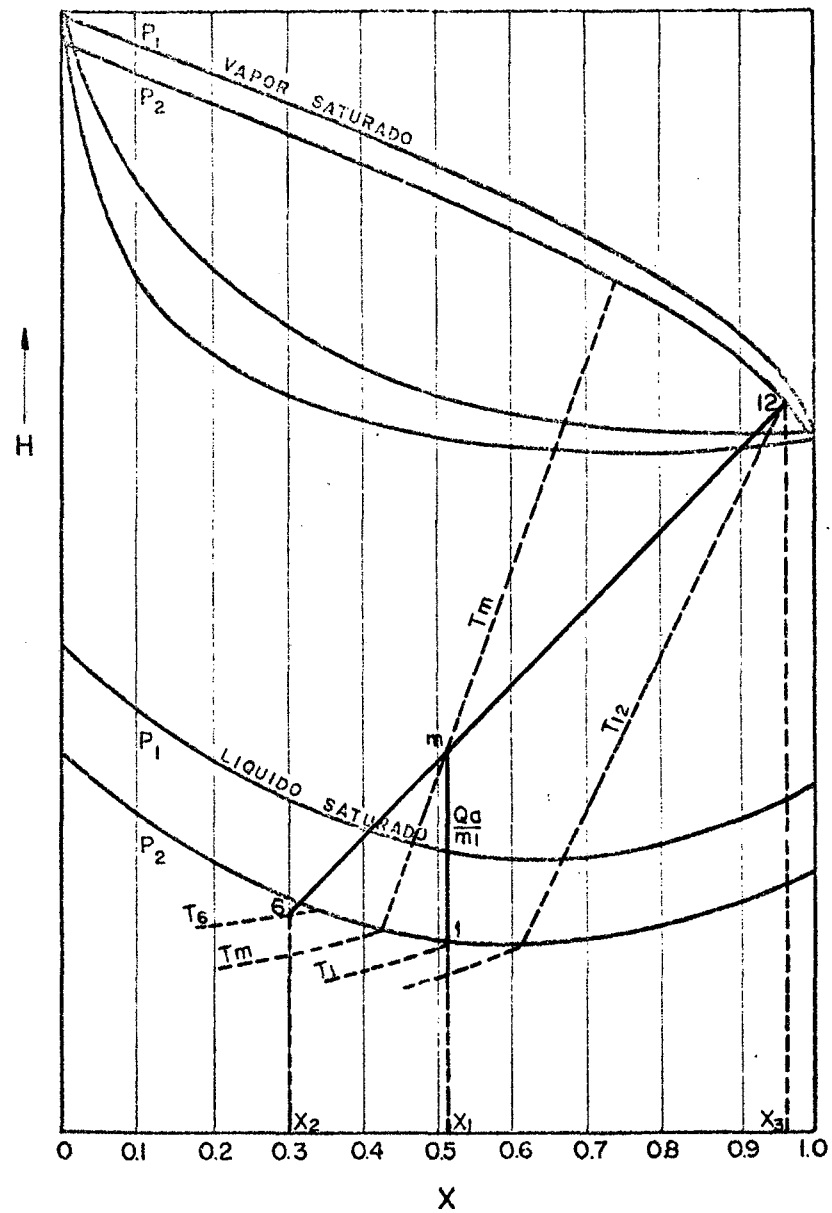


Fig. 3.3 - Processo de absorção no diagrama H-X.

$$m_2 = m_1 - m_3 \quad (3.15)$$

Substituindo-se a Eq. (3.15) na Eq. (3.14) , e reagrupando-se tem :

$$Q_a = m_3 (H_{12} - H_6) + m_1 (H_6 - H_1) \quad (3.16)$$

O fluxo de água necessário para retirar Q_a será :

$$\dot{W}_a = \frac{Q_a}{C_p (t_{a2} - t_{a1})} \quad (3.17)$$

e as dimensões serão determinadas, a partir de

$$Q_a = UA_a \frac{(T_m - t_{a2}) - (T_1 - t_{a1})}{\ln \frac{(T_m - t_{a2})}{(T_1 - t_{a1})}} \quad (3.18)$$

onde :

U - coeficiente global de troca de calor, Btu/ft² °F hora

A_a - área de troca de calor do absorvedor, ft²

Como já foi determinado, o ponto 1 está localizado na linha de saturação. T e H serão tirados diretamente do diagrama $H - X$, pois

$$T_1 = f_1 (X_1, P_2) \quad (3.19)$$

$$H_1 = f_2 (X_1, T_1) \quad (3.20)$$

3.2 - Pré-Aquecedor

O objetivo da inserção de um pré-aquecedor entre o gerador e o absorvedor é reduzir o calor necessário no gerador, Q_g . A mistura rica é aquecida pela mistura pobre proveniente do gerador. Em consequência, o calor a ser retirado no absorvedor é reduzido. Quantitativamente, Whitlow ⁶, mostrou que em determinadas condições pode-se obter um aumento de até 45 % no coeficiente de performance, com a introdução deste pré-aquecedor no sistema.

As propriedades termodinâmicas são definidas por :

- P_1 - pressão do lado de alta, psia
- T_2 - temperatura da solução rica na entrada do pré-aquecedor, °F
- H_2 - entalpia na entrada do pré-aquecedor, Btu/lb
- T_3 - temperatura na entrada do gerador e saída do pré-aquecedor, °F
- H_3 - entalpia na entrada do gerador e saída do pré-aquecedor, Btu/lb
- T_4 - temperatura da solução fraca na saída do gerador e entrada do pré-aquecedor, °F
- H_4 - entalpia da solução fraca na saída do gerador, Btu/lb
- T_5 - temperatura da solução fraca na saída do pré-aquecedor, °F
- H_5 - entalpia da solução fraca na saída do pré-aquecedor, Btu/lb.

O processo é mostrado nas Figs. 3.4 e 3.5. O estado

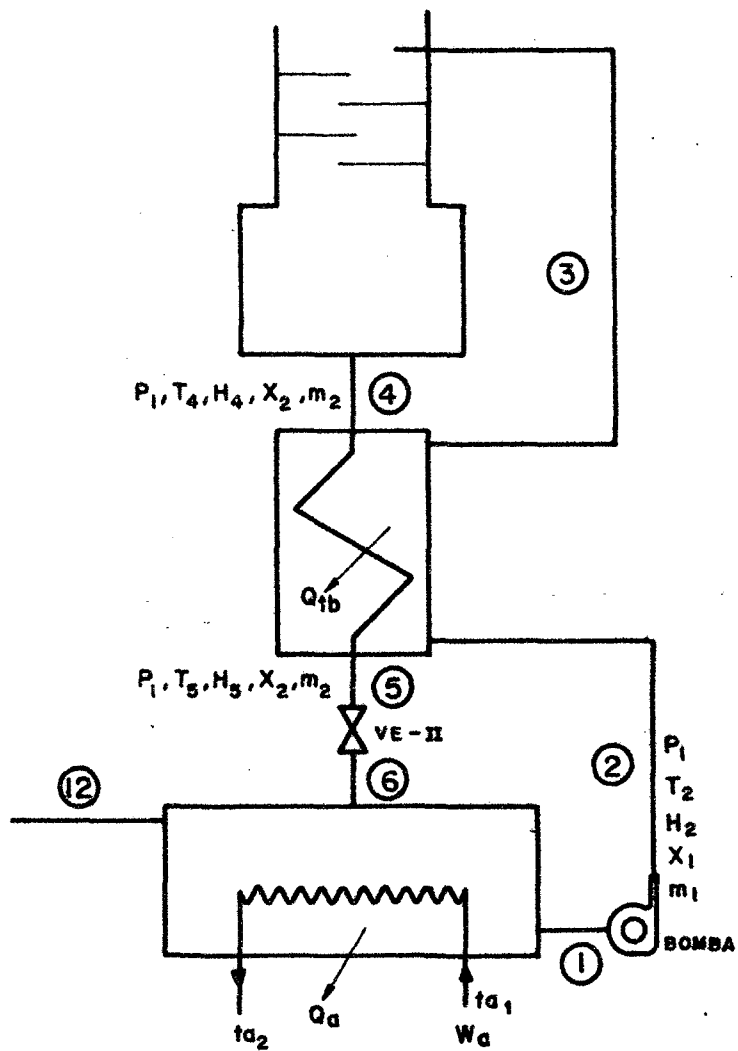


Fig. 3.4 - Pre-aquecedor e válvula de expansão.

2 encontra-se na região de líquido subresfriado e está sobre a mesma isotérmica do estado 1, não havendo variação de temperatura no bombeamento .

$$T_2 = T_1 \quad (3.21)$$

A entalpia em 2 será calculada a partir da definição

$$H = u + Pv \quad (3.22)$$

na sua forma diferencial

$$dH = du + P dv + v dp \quad (3.23)$$

Considerandô-se que a variação de energia interna e a variação de volume são nulas na elevação da pressão de 1 para 2, temos

$$\int_1^2 dH = v \int_1^2 dP$$

$$H_2 - H_1 = v (P_2 - P_1) \quad (3.24)$$

Dividindo-se o membro à direita pela constante de Joule, J , para homogenizar as unidades, e reagrupando-se, tem-se

$$H_2 = H_1 + \frac{V}{J} (P_1 - P_2) \quad (3.25)$$

onde o volume específico v é calculado pela fórmula empírica⁵

$$v = (1 - X_1) v_w + 0,85 X_1 v_a \quad (3.26)$$

onde v_w é o volume específico da água e v_a é o volume específico da amônia, ft^3/lb .

De um balanço de energia no pré-aquecedor, obtem-se

$$m_2 (H_4 - H_5) = m_1 (H_3 - H_2) \quad (3.27)$$

Explicitando H_5 na Eq. (3.27), tem-se

$$H_5 = H_4 - \frac{m_1}{m_2} (H_3 - H_2) \quad (3.28)$$

Com H_5 e X_2 pode-se localizar na Fig. (3.5) a isotérmica que passa neste ponto. Então,

$$T_5 = f_2 (X_2, H_5) \quad (3.29)$$

Os pontos 3 e 4 estão sobre a linha de saturação, e então, as propriedades podem ser determinadas no diagrama $H - X$.

$$T_4 = f_1 (X_2, P_1) \quad (3.30)$$

$$H_4 = f_2 (X_2, T_4) \quad (3.31)$$

$$T_3 = f_1 (X_1, P_1) \quad (3.32)$$

$$H_3 = f_2 (X_1, T_3) \quad (3.33)$$

O calor Q_{tb} (Btu/hora) cedido pela solução forte à solução fraca pode ser definido por :

$$Q_{tb} = m_1 (H_3 - H_2) \quad (3.34)$$

O tamanho do trocador poderá então ser determinado a partir de :

$$Q_{tb} = U A_{tb} \frac{(T_4 - T_3) - (T_5 - T_2)}{\ln \frac{(T_4 - T_3)}{(T_5 - T_2)}} \quad (3.35)$$

U - coeficiente global de trocador de calor, Btu/ft² °F hora

A - área de troca de calor , ft²

O fluxo de massa da solução fraca será calculado através de um balanço de energia no trocador, visto que se conhece Q_{tb} . Então ,

$$m_2 (H_4 - H_5) = Q_{tb} \quad (3.36)$$

$$m = \frac{Q_{tb}}{H_4 - H_5} \quad (3.37)$$

Da Eq. (3.1) , então tem-se :

$$m_3 = m_1 - m_2 \quad (3.38)$$

O calor introduzido pela bomba, W_p (Btu/hora) será :

$$W_p = m_1 (H_2 - H_1) \quad (3.39)$$

e a potência necessária da bomba em HPS será :

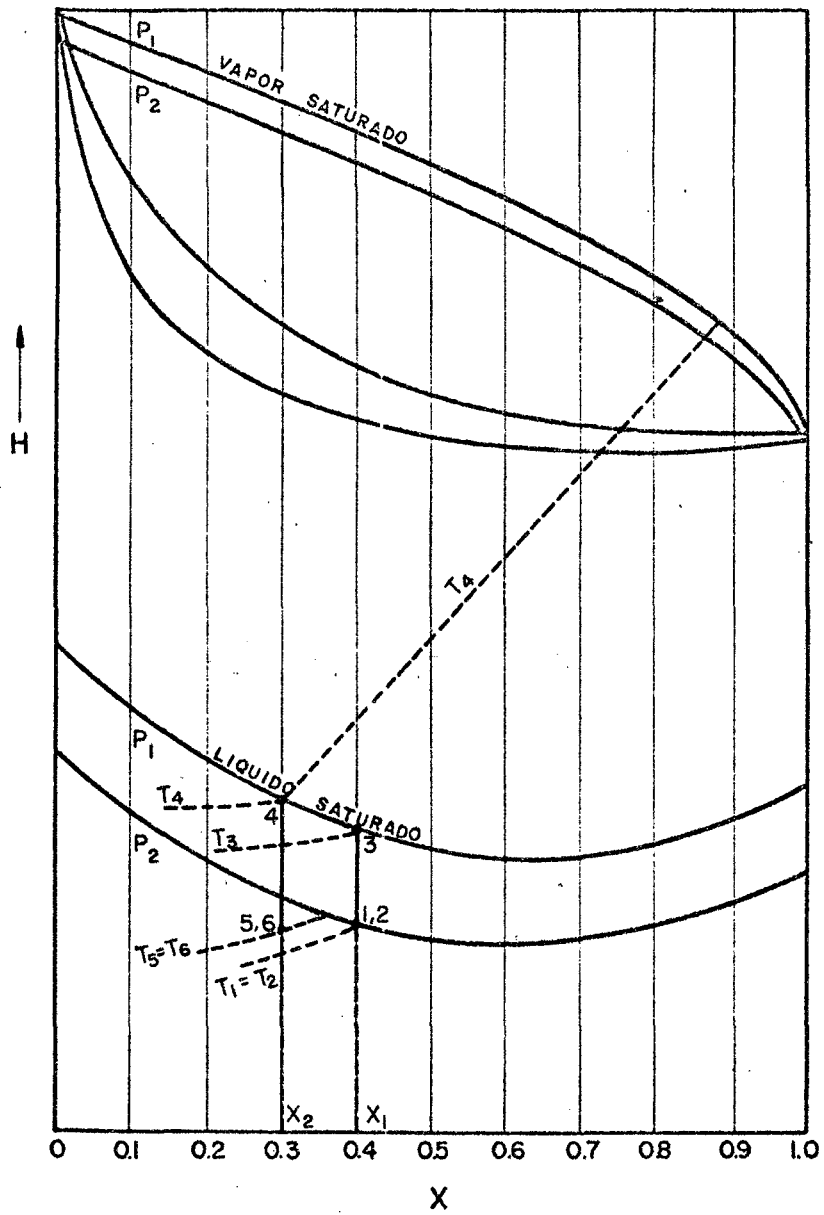


Fig. 3.5 - Processo de pré-aquecimento e expansão

$$H_p = \frac{W_p}{42,4 \eta} \quad (3.40)$$

onde η é o rendimento mecânico da bomba .

3.3 - Gerador

O vapor resultante da ebulição de uma mistura Amônia-Água, é constituído de grande quantidade de amônia, e uma menor quantidade de água, Fig. 3.7, ponto V. Esta quantidade de água é uma função da pressão e temperatura de saturação da mistura, e da concentração de amônia no líquido antes do início da vaporização. A condição ideal é se obter vapor de amônia puro, portanto, isento de água . Para isso é necessário purificá-lo já que como foi visto, o vapor contém grande quantidade de vapor d'água..

A purificação do vapor é feita pela coluna de retificação e pelo deflegmator. Para efeito de análise divide-se o conjunto em duas partes :

- deflegmator e a coluna de retificação
- gerador e coluna de refino, Fig. 3.6

As propriedades termodinâmicas são definidas

por :

- m_v - massa de vapor de mistura - lb/hora
- m_l - massa do líquido lb/hora - lb/hora
- T_7 - temperatura do vapor na saída do gerador- $^{\circ}F$
- H_7 - entalpia do vapor na saída do gerador - Btu/lb
- tg_1 - temperatura do agente de aquecimento - $^{\circ}F$

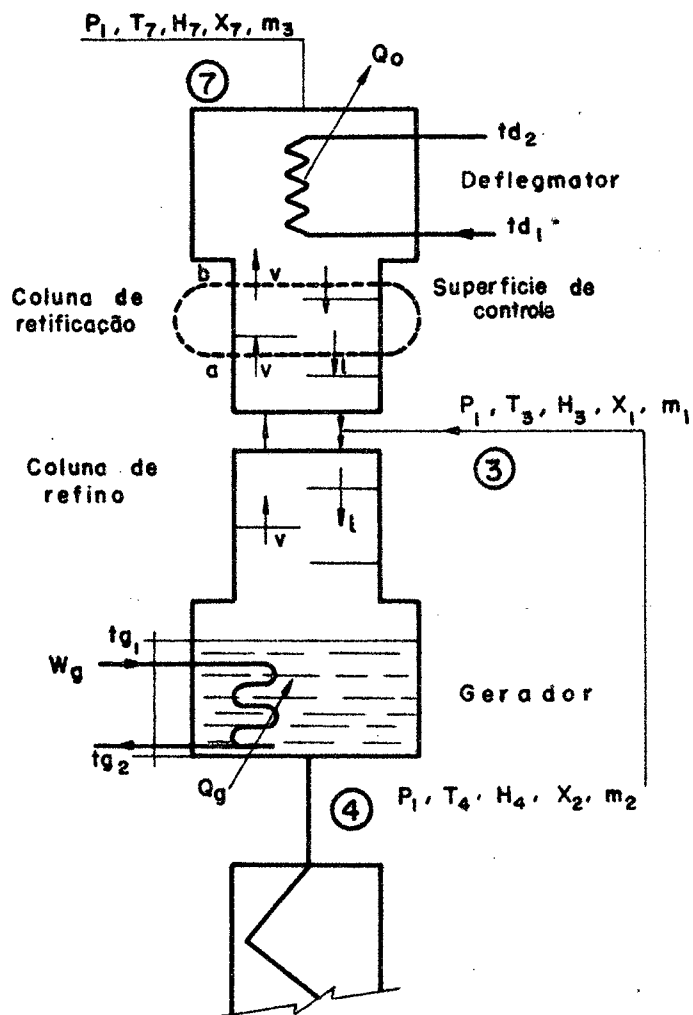


Fig. 3.6 - Conjunto de purificação.

t_{g2} - temperatura de saída do agente de aquecimento -- °F

\dot{W}_g - massa do agente de aquecimento - lb/hora

Q_g - calor de geração de vapor - Btu/hora

Isolando-se uma superfície de controle na coluna de retificação - Fig. 3.6 , o vapor e o líquido que fluem pela superfície assume-se em equilíbrio. Pode-se estabelecer também um balanço de massa para regime permanente :

$$m_{v,a} + m_{\ell,b} = m_{v,b} + m_{\ell,a} \quad (3.41)$$

Da Eq. (3.41), tem-se

$$m_{v,a} - m_{\ell,a} = m_{v,b} - m_{\ell,b} \quad (3.42)$$

Portanto, em qualquer seção da coluna

$$m_v - m_\ell = \text{constante} = m_s \quad (3.43)$$

Seguindo o mesmo procedimento, pode-se mostrar que:

$$m_v X_v - m_\ell X_\ell = m_s X_s \quad (3.44)$$

O balanço de energia será :

$$m_v H_v - m_\ell H_\ell = m_s H_7 + Q_d \quad (3.45)$$

onde Q_d representa o calor a ser retirado para que o vapor seja purificado de X_v para X_s , no estado 7 da Fig. 3.7 .

Das Eqs. (3.43) e (3.44) , tem-se :

$$\frac{m_v}{m_s} = \frac{X_s - X_\ell}{X_v - X_\ell} \quad (3.46)$$

Das Eqs. (3.43) e (3.45), tem-se :

$$\frac{m_V}{m_3} (H_V - H_\ell) = (H_7 - H_\ell) + \frac{Q_d}{m_3}$$

Substituindo-se a Eq. (3.46) na Eq. (3.47), tem-se:

$$\frac{X_3 - X_1}{X_V - X_1} (H_V - H_\ell) = (H_7 - H_\ell) + \frac{Q_d}{m_3} \quad (3.48)$$

A Eq. (3.48) rege todo fenômeno de retificação e define uma linha reta mostrada na Fig. 3.7 .

O ponto de abcissa X_3 e ordenada $(H_7 - H_\ell) + Q_d/m_3$ é o polo de retificação P_1 . A reta que une P_1 à abcissa X_1 e a linha de operação .

É importante salientar que para ocorrer separação na coluna, a linha de operação deve ter uma inclinação maior que a isotérmica da região de mistura que passa pelo ponto 3 , conforme Fig. 3.7 .

H_V será lido diretamente do diagrama $H - X$:

$$H_V = f_4 (X_V, T_V) \quad (3.49)$$

Com procedimento análogo ao anterior, chega-se aos seguintes balanços de massa e energia :

$$m_1 - m_V = m_2 \quad (3.50)$$

$$m_1 X_1 - m_V X_V = m_2 X_2 \quad (3.51)$$

$$m_1 H_\ell - m_V H_V = m_2 H_4 - Q_g \quad (3.52)$$

Das Eqs. (3.50), (3.51) e (3.52), tem-se :

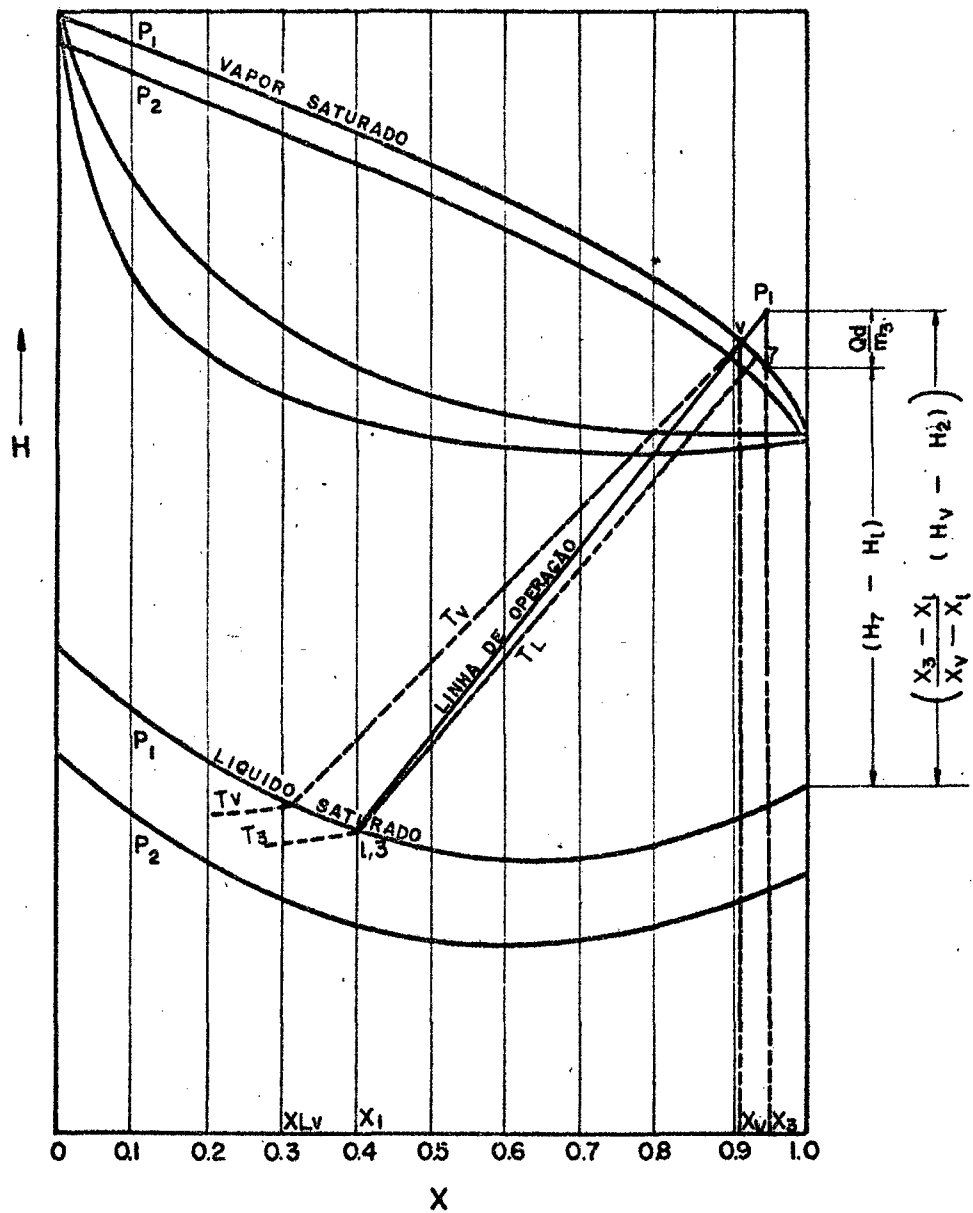


Fig. 3.7 - Polo de retificação e linha de operação

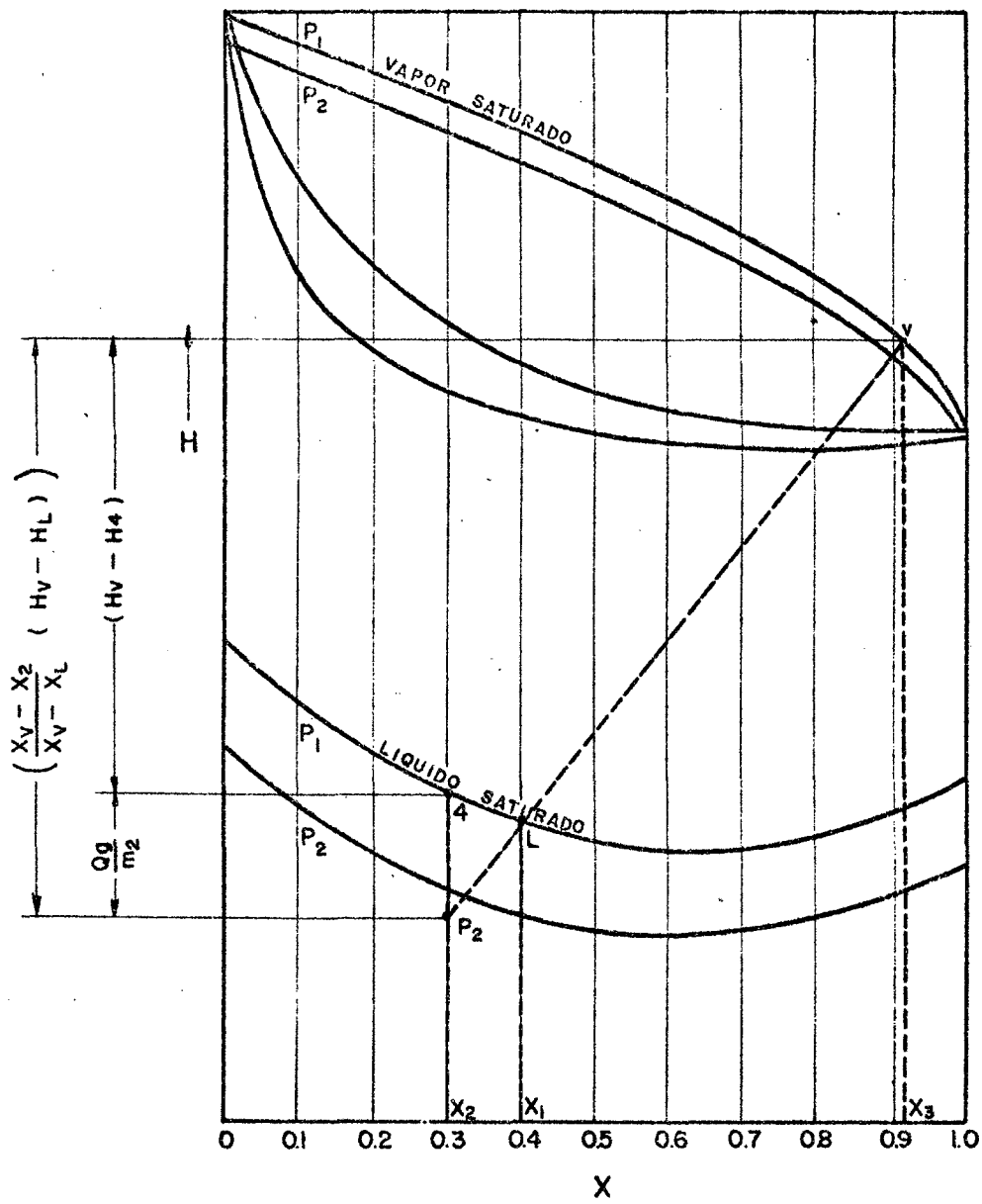


Fig. 3.8 - Polo de refino.

$$\frac{X_v - X_2}{X_v - X_\ell} (H_v - H_\ell) = (H_v - H_4) + \frac{Q_d}{m_2}$$

Na Fig. 3.8 , a Eq. (3.53) está mostrada graficamente, bem como a locação do Polo P_2 .

Da união dos dois processos analisados obtêm-se as seguintes relações :

$$m_1 = m_2 + m_3 \quad (3.54)$$

$$m_1 X_1 = m_2 X_2 + m_3 X_3 \quad (3.55)$$

$$m_1 H_3 = m_2 H_4 + m_3 H_7 + Q_d \quad (3.56)$$

Das Eqs. (3.54), (3.55) e (3.56), tira-se:

$$\frac{H_7 + \frac{Q_d}{m_3} - H_3}{X_3 - X_\ell} = \frac{H_3 - H_4 - \frac{Q_d}{m_2}}{X_1 - X_2} \quad (3.57)$$

A Eq. (3.57) está representada graficamente na Fig. 3.9 . A linha reta unindo os polos P_1 e P_2 é a Linha Principal de Operação .

Partindo-se do princípio de que a mistura forte foi aquecida no pré-aquecedor até uma condição de equilíbrio e, observando-se o processo nas Figs. 3.7 e 3.9 , pode-se estabelecer que :

$$\frac{(X_3 - X_1)}{(X_v - X_1)} (H_v - H_3) = (H_7 - H_3) + \frac{Q_d}{m_3} \quad (3.58)$$

O ponto 7 representa um estado de saturação , então suas propriedades podem ser determinadas no Diagrama H - X :

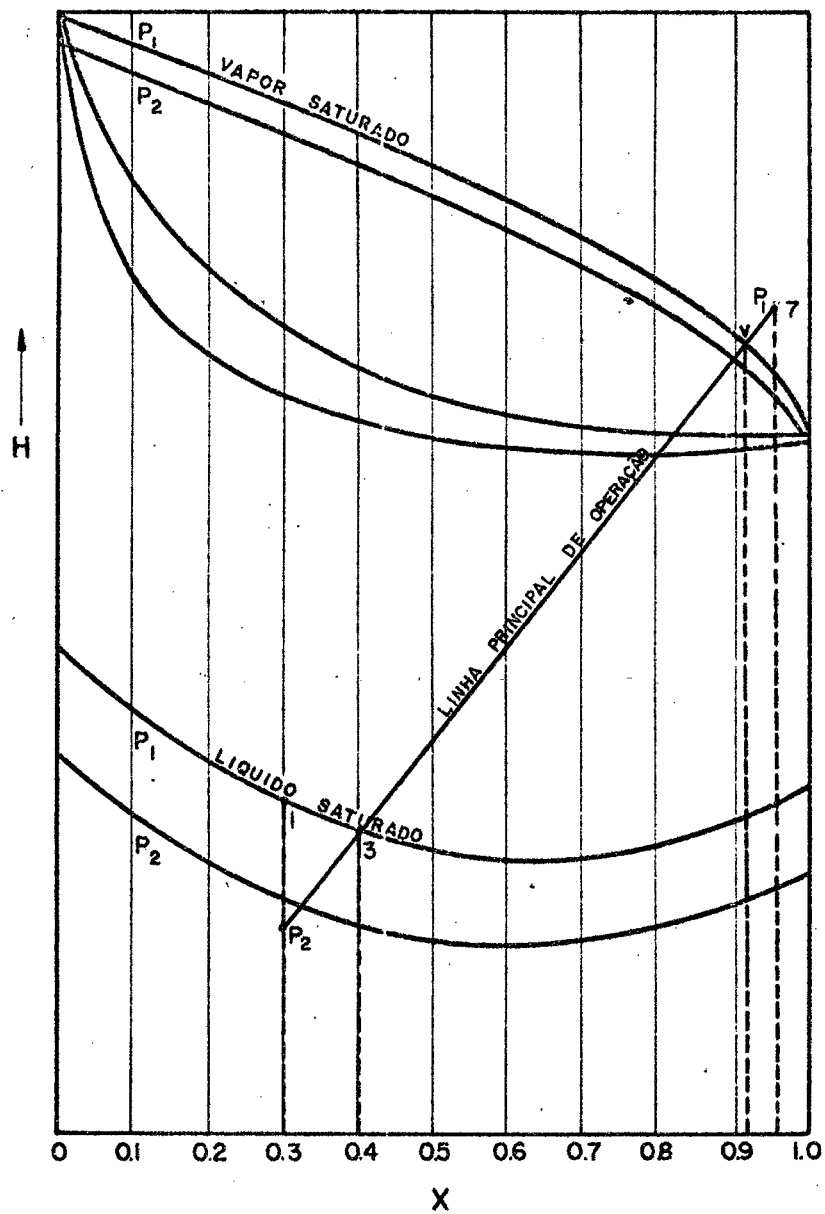


Fig. 3.9 - Linha principal de operação.

$$T_7 = f_1 (X_3, P_1) \quad (3.59)$$

$$H_7 = f_2 (X_3, T_7) \quad (3.60)$$

A determinação de X_L e X_V será discutida no Capítulo 4 . Se o agente de aquecimento for vapor de água , tem-se' que

$$Q_g = \dot{W}_g C_{p_v} (t_{g1} - t_{g2}) \quad (3.61)$$

Da Eq. (3.61), tira-se

$$\dot{W}_g = \frac{Q_g}{C_{p_v} (t_{g1} - t_{g2})} \quad (3.62)$$

onde :

\dot{W}_g - é o fluxo de vapor, lb/hora

t_{g1} - temperatura do vapor na entrada do gerador, °F

t_{g2} - temperatura do vapor na saída do gerador, °F

C_{p_v} - calor específico médio do vapor de ar, Btu/lb °F

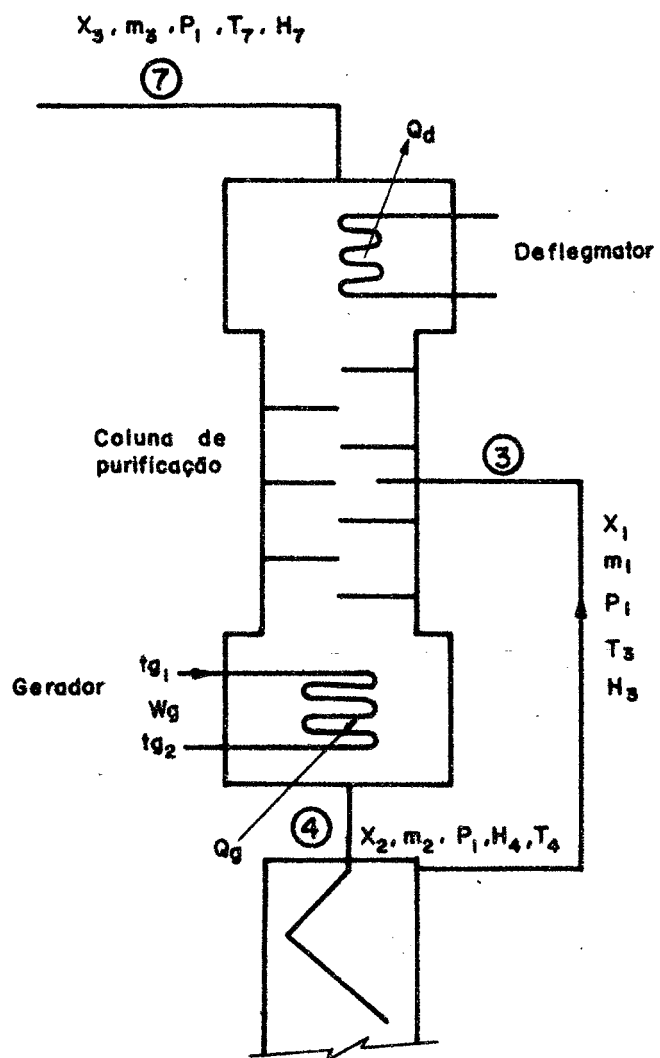


Fig.3.10 - Conjunto de purificação.

3.4 - Condensador

Ao contrário do que ocorre com substâncias simples, a condensação de misturas binárias se dá com variação de temperatura. Este processo representado no Diagrama H - X, é mostrado na Fig. 3.12.

As propriedades envolvidas no processo aparecem na Fig. 3.11 com o seguinte significado :

- m_3 - fluxo de massa da mistura, lb/hora
- T_8 - temperatura do condensado, °F
- H_8 - entalpia do condensado, Btu/lb
- X_3 - concentração da mistura, lb_{NH₃}/lb mist.
- Q_C - calor de condensação, Btu/hora
- tc_1 - temperatura da água de condensação na entrada, °F
- tc_2 - temperatura da água de condensação na saída, °F
- \dot{W}_C - fluxo de água de condensação, lb/hora

O calor a ser retirado da mistura no condensador será calculado pelo balanço de energia. Assim,

$$Q_C = m_3 (H_7 - H_8) \quad 93.63)$$

O ponto 8 é um ponto de equilíbrio e suas propriedades podem ser determinadas através do diagrama H - X, representado por :

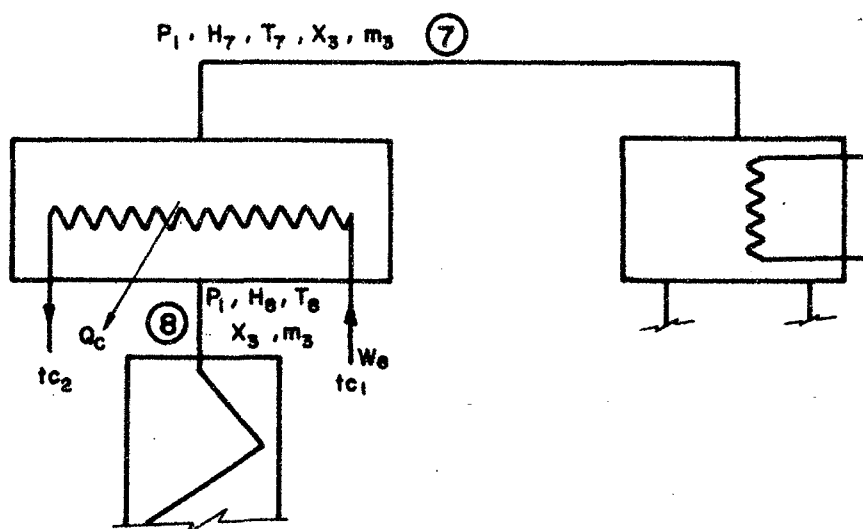


Fig. 3.11 - Condensador

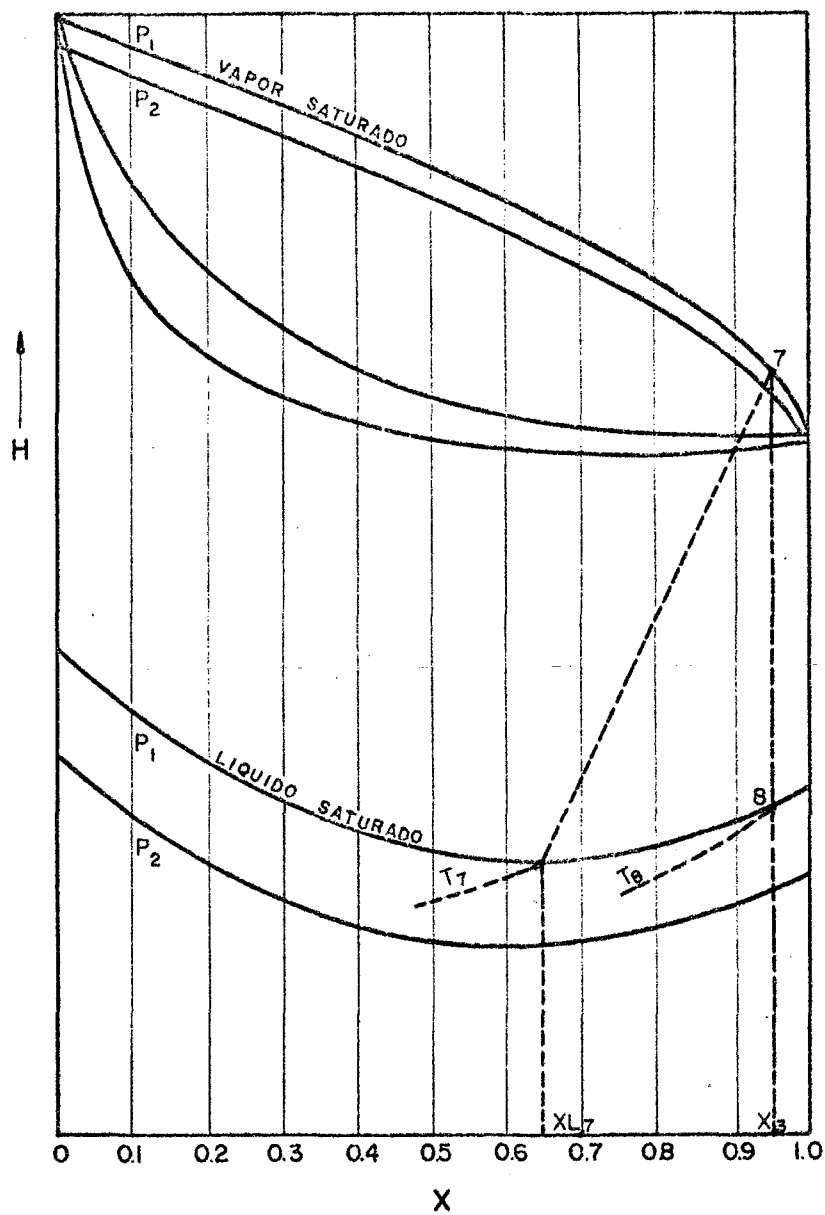


Fig. 3.12 - Processo de condensação

$$T_8 = f_1 (X_3, P_1) \quad (3.64)$$

$$H_8 = f_2 (X_3, T_8) \quad (3.65)$$

O fluxo de água de condensação é calculado também por um balanço de energia caracterizado pela expressão

$$\dot{W}_C = \frac{Q_C}{C_{p_w} (tc_2 - tc_1)} \quad (3.66)$$

Estabelecendo-se que o condensador seja do tipo contracorrente, o tamanho do trocador será calculado a partir de

$$Q_C = U A_C \frac{(T_7 - tc_2) - (T_8 - tc_1)}{\ln \frac{(T_7 - tc_2)}{(T_8 - tc_1)}} \quad (3.67)$$

onde :

U - é o coeficiente global de transferência de calor,
Btu/ft² °F hora

A_C - é a área de troca de calor, ft²

3.5 - Pré-Resfriador

A finalidade do pré-resfriador é baixar a temperatura da mistura antes da mesma passar pela válvula de expansão, reduzindo assim a excessiva vaporização na válvula (efeito de flashing). Isto é conseguido aproveitando-se a baixa temperatura da mistura na saída do evaporador, Fig. 3.13.

O trocador é contracorrente, Fig. 3.14, e as

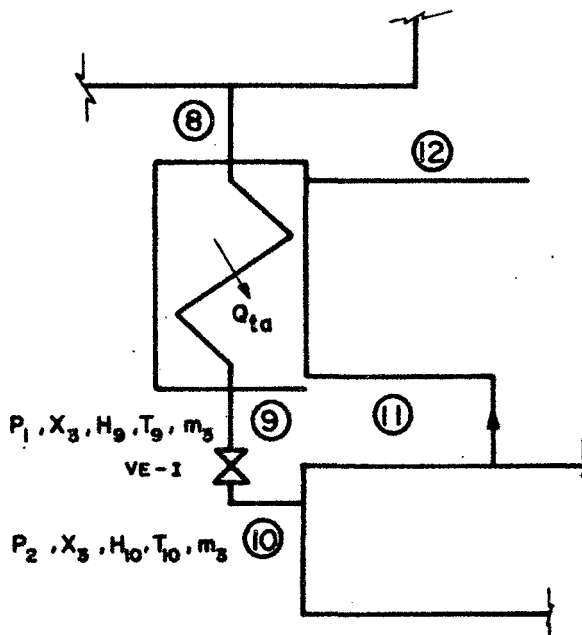


Fig. 3.13 - Pré-resfriador

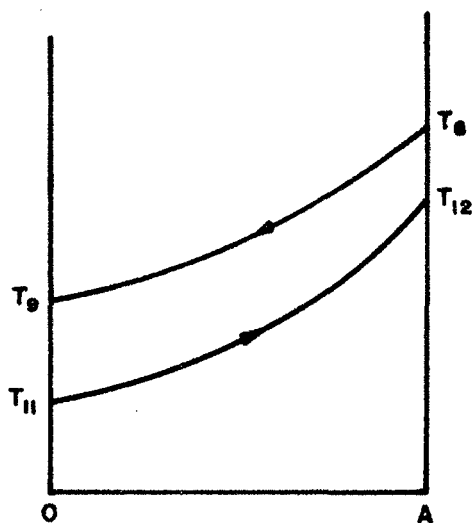


Fig. 3.14 - Processo de resfriamento da mistura.

variáveis consideradas são as seguintes : (Ver Fig. 3.13)

- T_9 - temperatura na saída do trocador, °F
 H_9 - entalpia na saída do trocador, Btu/lb
 T_{11} - temperatura na saída do evaporador, °F
 H_{11} - entalpia na saída do evaporador, Btu/lb
 T_{12} - temperatura na saída do trocador, °F
 H_{12} - entalpia na saída do trocador, Btu/lb
 Q_{ta} - calor retirado quando a mistura passa de 8 para 9, Btu/lb

Da feita que se tenha T_9 , H_9 será obtida do diagrama H - X. Assim,

$$H_9 = f_2 (X_9, T_9) \quad (3.68)$$

e então ,

$$Q_{ta} = m_9 (H_8 - H_9) \quad (3.69)$$

O tamanho do trocador será calculado a partir da expressão :

$$Q_{ta} = U A_{ta} \frac{(T_9 - T_{11}) - (T_8 - T_{12})}{\ln \frac{(T_9 - T_{11})}{(T_8 - T_{12})}}$$

onde :

U - é o coeficiente global de troca, Btu/ft °F hora

A_{ta} - área de troca de calor, ft²

Como se vê, não se dispõe de todas as relações necessárias para a determinação de todas as variáveis. Assim um dos

parâmetros deve ser fixado. Estas considerações serão feitas no Ca
pítulo 4 .

3.6 - Válvulas de Expansão e Reguladora de Pressão

A redução de pressão no sistema é realizado
pelas válvulas de expansão .

Na válvula VE-I, Fig. 3.13 a mistura é parci
almente vaporizada devido à alta concentração de amônia e sua alta
volatilidade. A entalpia final e igual à inicial, porém devido a
vaporização o processo não ocorre a temperatura constante. Então ,

$$H_9 = H_{10} \quad (3.71)$$

e

$$T_9 > T_{10} \quad (3.72)$$

Na válvula VE-II, Fig. 3.4, o processo ocor
re sem mudança de fase devido à baixa concentração de amônia na so
lução . Então o processo é isotérmico. Então ,

$$H_6 = H_5 \quad (3.73)$$

$$T_6 = T_5 \quad (3.74)$$

3.7 - Evaporador

Ao passar pela válvula de expansão uma certa
quantidade de líquido é vaporizado. A fração de líquido é mais ri
ca em água e a fração de vapor é mais rica em amônia. A mistura de
líquido e vapor entra no evaporador onde continua o processo de va

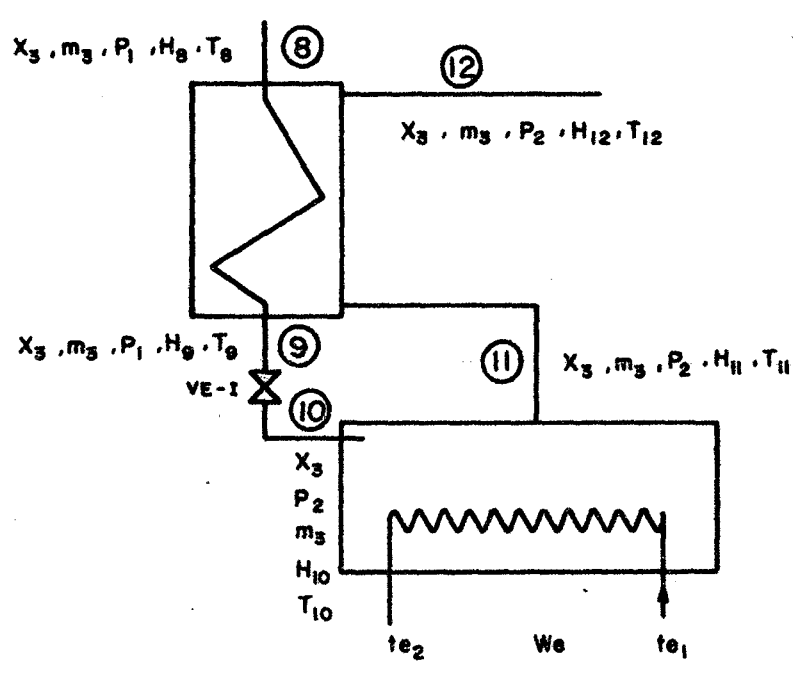


Fig. 3.15 - Evaporador

porização e mais líquido se vaporiza. Como a pressão se mantém constante, haverá evidentemente, um aumento de temperatura .

Assumindo que a evaporação prossegue através do pré aquecedor, a mistura só atingirá o estado de saturação em 12 , Fig. 3.15 , e Fig. 3.16 .

As propriedades termodinâmicas são definidas por :

T_{10} - temperatura da mistura na entrada do evaporador, °F

H_{10} - entalpia da mistura na entrada do evaporador, Btu/lb

T_{11} - temperatura da mistura na saída do evaporador, °F

H_{11} - entalpia da mistura na saída do evaporador, Btu/lb

te_1 - temperatura da salmoura na entrada, °F

te_2 - temperatura da salmoura na saída, °F

\dot{W}_g - fluxo de massa de salmoura, lb/hora

Já que 12 é um ponto de equilíbrio, T_{12} e H_{12} podem ser lidos diretamente no diagrama H - X . Portanto

$$T_{12} = f_3 (X_3 , P_2) \quad (3.75)$$

$$H_{12} = f_3 (X_3 , T_{12}) \quad (3.76)$$

A entalpia em 11 pode ser calculada pelo balanço de energia . Assim ,

$$Q_{ta} = m_3 (H_{12} - H_{11}) \quad (3.77)$$

Dai ,

$$H_{11} = H_{12} - \frac{Q_{ta}}{m_3} \quad (3.78)$$

Com H_{11} e X_3 , determina-se no diagrama a isotérmica que passa pelo ponto 11 , por tentativa^{2,5} .

Do estado 10 se conhece somente a entalpia e a concentração. Sua localização no gráfico é feita determinando-se os pontos P_2 e X_3

A capacidade frigorífica é dada por

$$Q_e = m_3 (H_{11} - H_{10}) \quad (3.77)$$

ou partindo de um balanço de energia no pré-resfriador temos :

$$m_3 (H_{12} - H_{11}) = m_9 (H_8 - H_9) \quad (3.80)$$

Da Eq. (3.80) ,

$$H_{11} - H_9 = H_{12} - H_8 \quad (3.81)$$

Como $H_9 = H_{10}$ (Eq. 3.71), a Eq. (3.80) será ,

$$H_{11} - H_{10} = H_{12} - H_8 \quad (3.82)$$

Dai ,

$$Q_e = m_3 (H_{12} - H_8) \quad (3.83)$$

O tamanho do evaporador será calculado a partir da expressão relativa a trocadores de calor

$$Q_e = U A_e \frac{(te_1 - T_{11}) - (te_1 - T_{10})}{\frac{(te_1 - T_{11})}{(te_2 - T_{10})}} \quad (3.84)$$

onde A_e é a área de troca de calor do evaporador, ft^2 , e U é o coeficiente global de transferência de calor definido pelo tipo de trocador, pelas características dos fluxos e natureza das substâncias .

Da mesma forma como se procedem na análise dos ou

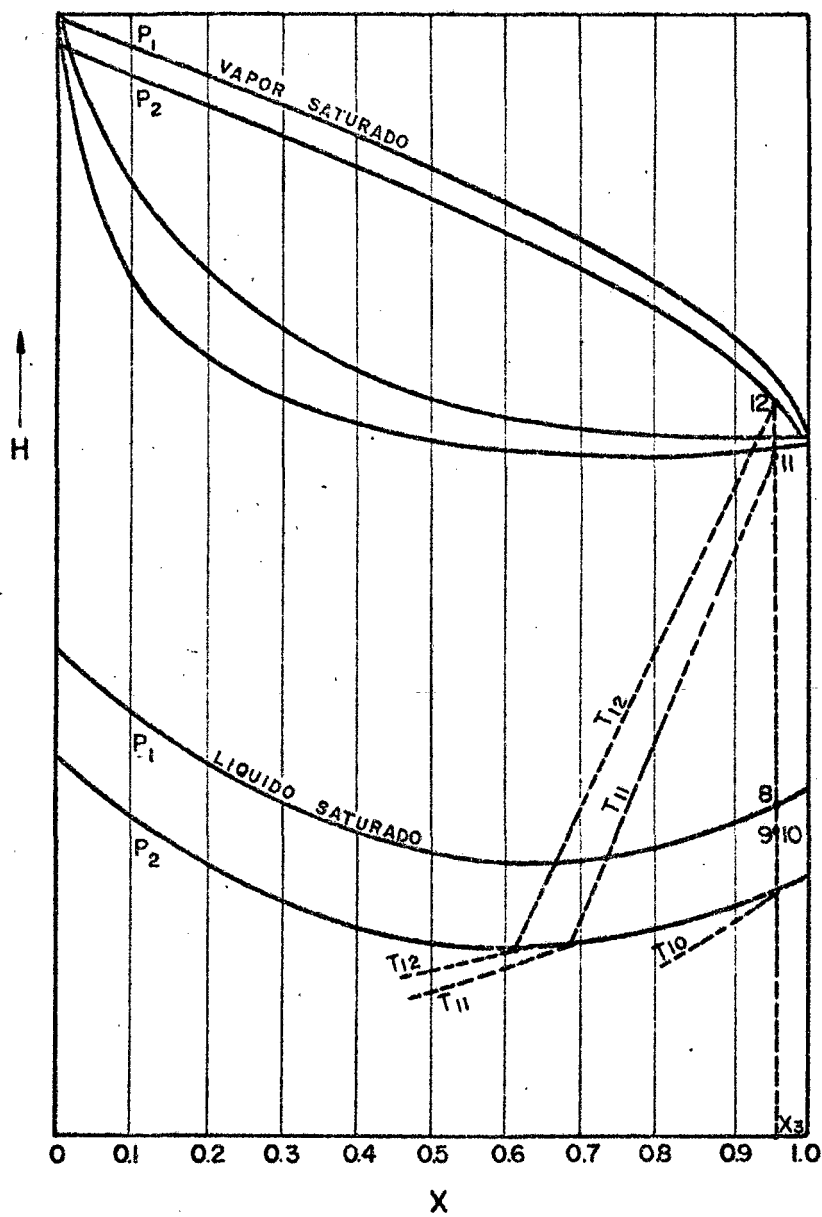


Fig. 3.16 - Processo de evaporação.

tros componentes, o fluxo de massa de salmoura (expansão indireta) é calculada em função de suas temperaturas de entrada e saída .

Assim pelo balanço de energia tem-se ,

$$\dot{W}_g = \frac{Q_1}{Cp_b (te_2 - te_1)}$$

onde Cp_b é o calor específico médio da salmoura .

3.8 - Coeficiente de Performance

Partindo da análise de variação de entropia em cada componente, Boshjakovic² faz uma ampla análise da performance dos sistemas de refrigeração por absorção . Outros autores^{6,7} têm também desenvolvido estudos da maneira correta para cálculo do coeficiente de performance (COP), visando estabelecer comparação entre os vários sistemas de refrigeração .

O COP é definido por :

$$COP = \frac{Q_e}{Q_g} \quad (3.80)$$

Para um sistema completamente reversível, ou seja, funcionando segundo o ciclo de Carnot, tem-se ,

$$COP_{m\grave{a}x} = \frac{T_E (T_G - T_0)}{T_G (T_0 - T_E)}$$

T_E - temperatura do meio a refrigerar, °R

T_G - temperatura da fonte quente, °R

T_0 - temperatura da fonte fria, °R

A razão de reversibilidade do processo é dada

por

$$\eta_R = \frac{\text{COP}}{\text{COP}_{\text{m\acute{a}x}}} \quad (3.82)$$

CAPÍTULO 4

A - MODELO MATEMÁTICO

O modelo matemático é a representação de todo o sistema físico, considerando as interrelações entre as grandezas físicas, por um conjunto de equações matemáticas. Este conjunto é formado pelas equações que regem cada componente. O modelo matemático será então um sistema de equações algébricas não lineares cuja solução será mostrada no próximo capítulo.

No desenvolvimento das equações de cada componente, Capítulo 3, todas as relações entre propriedades foram tiradas do diagrama H-X da mistura. No entanto, para montagem deste modelo matemático, deve-se ter estas relações sob forma de equações. Jain & Gable¹² desenvolveram polinômios representativos das propriedades da mistura água-amônia a partir das tabelas publicadas pelo "Institute of Gas and Technology"¹¹. (Apêndice I).

As equações polinomiais utilizam a pressão e concentração como variáveis independentes, e são apresentadas em um grupo para o lado de alta pressão do sistema e outro grupo para o lado de baixa pressão, segundo notação computacional.

Grupo do lado de alta pressão está assim representado :

$$T_1 = f_1(XL_1, P_1) \quad (4.1)$$

$$T_1 = ((((-240.11 * XL_1 + 346.31) * XL_1 - 27.120) * XL_1 + 166.94) * XL_1 - 535.76) * XL_1 + (0.038839 - 0.18053E - 03 * P_1) * XL_1 * P_1 + 305.04 + (0.44631 - 0.24284E - 03 * P_1) * P_1 \quad (4.2)$$

$$HL_1 = f_2(XL_1, T_1) \quad (4.3)$$

$$HL1 = (((561.86 * XL1 - 1929.6) * XL1 + 2343.3) * XL1 - 828.41) * XL1 - 103.48 * XL1 - 76.824 + 1.12703 * T1 \quad (4.4)$$

$$XV_1 = f_3 (XL_1, P_1) \quad (4.5)$$

$$XV1 = 1.0 - (1.0 - XL1) ** R1 \quad (4.6)$$

onde ,

$$R1 = (((10.749 * XL1 - 17.869) * XL1 + 4.0279) * XL1 - 1.3086) * XL1 + 2.5622E - 03 * P1 * XL1) * XL1 - 4.256E - 03 * P1 + 7.1588 \quad (4.7)$$

$$HV_1 = f_4 (XV_1, T_1) \quad (4.8)$$

Se

$$0.1 \leq XL1 \leq 0.5 \quad (4.9)$$

$$HV1 = (((- 1342.65 * XV1 + 2954.4) * XV1 - 2485.3) * XV1 + 391.37) * XV1 + 1080.9 + 8.370E - 09 * T1 ** 4 + (((- 3.7752E - 05 * T1 + 0.027252) * T1 - 5.9429) * T1) * (1.0 - XV1) + 0.54663 * T1 * (1.0 - XV1) ** 2 - 3.1313 \quad (4.10)$$

Se

$$XL1 > 0.36 \quad (4.11)$$

$$HV1 = (((0.068765 * XVT1 + 2.0794) * XVT1 + 24.839) * XVT1 + 144.63) * XVT1 + 911.73 + 8.370E - 09 * T1 ** 4 + (((-3.7752E - 05 * T1 + 0.027252) * T1 - 5.9429) * T1) * (1.0 - XV1) + 0.54663 * T1 * (1.0 - XV1) ** 2 - 3.1313 \quad (4.12)$$

onde XVT1 é determinado da seguinte maneira :

$$XV1 \leq 0.99996 , \quad (4.13)$$

$$XVT1 = \ln (1.0 - XV1) ; \quad (4.14)$$

Se

$$XV1 > 0.99996 , \quad (4.15)$$

$$XVT1 = \ln (0.00004) . \quad (4.16)$$

O grupo de polinômios representativos do lado de baixa pressão é o seguinte :

$$T_2 = f_5 (XL_2 , P_2) \quad (4.17)$$

$$\begin{aligned} T_2 = & ((((-692.82 * XL_2 + 1673.3) * XL_2 - 1424.98) + XL_2 + 787.79) \\ & * XL_2 - 584.78) * XL_2 + (-0.34428 + 0.00011334 * P_2) * P_2 * XL_2 \\ & + 203.80 + (1.8362 - 0.0060111 * P_2) * P_2 \end{aligned} \quad (4.18)$$

$$HL_2 = f_6 (XL_2 , T_2) \quad (4.19)$$

$$\begin{aligned} HL_2 = & (((-656.458 * XL_2 + 1358.93) * XL_2 - 498.318) * XL_2 - 182.534) \\ & * XL_2 - 57.1775 + 1.09174 * T_2 \end{aligned} \quad (4.20)$$

$$XV_2 = f_7 (XL_2 , P_2) \quad (4.21)$$

$$XV_2 = 1.0 - (1.0 - XL_2) ** R_2 \quad (4.22)$$

onde ,

$$\begin{aligned} R_2 = & (((((108.485 * XL_2 - 229.009) * XL_2 + 155.247) * XL_2 - 41.0042) \\ & * XL_2) * XL_2 + 11.2925 - 0.031256 * P_2 + 0.021337 * P_2 * XL_2 \\ & ** 2 \end{aligned} \quad (4.23)$$

$$HV_2 = f_8 (XV_2 , T_2) \quad (4.24)$$

$$\begin{aligned} HV_2 = & ((-4.948E-06 * T_2 + 1.49518E-03) * T_2 + 0.415871) * T_2 \\ & + 530.976 + ((4.05554E-05 * T_2 - 0.0290022) * T_2 \\ & + 6.79126) * T_2 * (1.0 - XV) \end{aligned} \quad (4.25)$$

As variáveis do grupo de alta pressão são definidas

por :

- P_1 - pressão, psia
- XL_1 - concentração do líquido, lb de amônia/lb solução
- T_1 - temperatura, °F
- HL_1 - entalpia do líquido, Btu/lb de solução
- XV_1 - concentração do vapor, lb amônia/lb mistura
- HV_1 - entalpia do vapor, Btu/lb mistura de vapor

As variáveis do lado de baixa pressão são definidas

por :

- P_2 - pressão, psia
- XL_2 - concentração do líquido, lb de amônia/lb solução
- T_2 - temperatura, °F
- HL_2 - entalpia do líquido, Btu/lb de solução
- XV_2 - concentração de vapor, lb de amônia/lb de mistura
- HV_2 - entalpia do vapor, Btu/lb de mistura de vapor

A precisão dos polinômios, para toda a faixa de concentrações e para as pressões dentro dos campos de validade especificados, foi determinada¹². Os erros máximos, encontrados pela comparação com a tabela do IGT¹¹, foram os seguintes :

Temperatura : + 1,4°F

Entalpia do líquido : ± 3,5 Btu/lb

Entalpia do vapor à baixa pressão : ± 3,7 Btu/lb

Entalpia do vapor à alta pressão, quando $XL > 0.36$:
± 3,5 Btu/lb

Entalpia do vapor à alta pressão, $0,1 \leq XL \leq 0,5$,
± 18 Btu/lb

Concentração de vapor : ± 13 % (lb água/lb mist.)

Para utilização dos polinômios fora das faixas de pressão estabelecidas acima, Jain & Gable, esclarecem que: ± 50 psia para os polinômios de alta pressão e ± 10 psia para os polinômios de baixa apresentam um desvio até o dobro dos observados nas faixas de 50 a 80, e 250 a 350 psia.

Os polinômios assim como os diagramas, fora dos estados de saturação fornecem o valor de uma propriedade desde que se conheçam outras duas.

As tabelas do IGT¹¹ e suas equações representativas¹¹ são construídas em função da concentração de amônia no líquido. Para o cálculo das temperaturas da mistura no estado de vapor, se faz necessário primeiro determinar a concentração de líquido saturado correspondente à pressão de vapor. Isto é possível explicitando-se XL da função

$$XV = f(XL, P) \qquad XL = f'(XV, P).$$

Aí então, com o valor de XL e P calcula-se a isotérmica que passa neste ponto de saturação. A determinação do valor de XL da Eq. (4.6) e da Eq. (4.22) torna-se simples, já que o método de resolução das equações é iterativo, como será discutido no Capítulo 5.

O tamanho dos trocadores de calor será definido pelo grupo UA definido no Capítulo 3, já que o valor de U depende do tipo de trocador utilizado no sistema. Este grupo UA não será explicitado quando da montagem do modelo, e será calculado através de uma Função Declaração na forma em que aparece nas equações.

4.1 - Modelagem do Absorvedor

Das equações desenvolvidas no item 1 do Capítulo 3, tira-se :

da Eq. (3.8)

$$H_m = H_6 + \frac{X_1 - X_2}{X_3 - X_2} (H_{12} - H_6) \quad (4.26)$$

da Eq. (3.9)

$$X_1 = X_2 + \frac{m_3}{m_1} (X_3 - X_2) \quad (4.27)$$

da Eq. (3.11)

$$T_m = \frac{(H_{12} - H_m) \times (T_6 - T_{12})}{H_2 - H_6} + T_{12} \quad (4.28)$$

da Eq. (3.13)

$$m_1 = \frac{Q_a}{H_m - H_1} \quad (4.29)$$

da Eq. (3.16)

$$Q_a = m_3 (H_{12} - H_6) + m_1 (H_6 - H_1) \quad (4.30)$$

da Eq. (3.17)

$$\dot{W}_a = \frac{Q_a}{C_{p_w} (t_{c2} - T_{a1})} \quad (4.31)$$

da Eq. (3.18)

$$Q_a = UA_a \frac{(T_m - t_{a2}) - (T_1 - t_{a1})}{\ln \frac{(T_m - t_{a2})}{(T_1 - t_{a1})}} \quad (4.32)$$

Foi assumido que o ponto 1 é estado de líquido em equilíbrio, então da Eq. (3.19) e Eq. (4.17), tem-se :

$$T_1 = f_5 (X_1, P_2) \quad (4.33)$$

eda Eq. (3.20) e Eq. (4.19) ,

$$H_1 = f_6 (X_1, T_1) \quad (4.34)$$

4.2 - Modelagem do Prê-Aquecedor

Da Eq. (3.21)

$$T_2 = T_1 \quad (4.35)$$

Da Eq. (3.25), onde $J = 778 \frac{\text{lb} - \text{ft}}{\text{Btu}}$

$$H_2 = H_1 + \frac{144 v}{778} (P_1 - P_2) \quad (4.36)$$

Da Eq. (3.26) e usando os valores médios de $v_w = 0,016$ e $v_a = 1/37,53$, Referência 13, tem-se :

$$v = (1 - X_1) 0,016 + 0,85 X_1 \frac{1}{37,53} \quad (4.37)$$

Da Eq. (3.28)

$$H_5 = H_4 - \frac{m_1}{m_2} (H_3 - H_2) \quad (4.38)$$

Da Eq. (3.29) e conhecidos os valores de X_2 e H_5 , pela Eq. (4.20) pode-se escrever :

$$T_3 = f_6 (X_2, H_5) \quad (4.39)$$

Foi assumido que os pontos 3 e 4 representam estados de saturação da mistura. Então, pelas Eqs. (3.30) e (4.1) ,

a

$$T_4 = f_1 (X_2, P_1) \quad (4.40)$$

Da Eq. (3.31) e Eq. (4.2)

$$H_4 = f_2 (X_2, T_4) \quad (4.41)$$

Da Eq. (3.32) e Eq. (4.1)

$$T_3 = f_1 (X_1, P_1) \quad (4.42)$$

Da Eq. (3.33) e Eq. (4.2)

$$H_3 = f_2 (X_1, T_3) \quad (4.43)$$

Da Eq. (3.34)

$$Q_{tb} = m_1 (H_3 - H_2) \quad (4.44)$$

Da Eq. (3.35)

$$Q_{tb} = U A_{tb} \frac{(T_4 - T_3) - (T_3 - T_2)}{\ln \frac{(T_4 - T_3)}{(T_5 - T_2)}} \quad (4.45)$$

Da Eq. (3.37)

$$m_2 = \frac{Q_{tb}}{H_4 - H_5} \quad (4.46)$$

Da Eq. (3.38)

$$m_3 = m_1 - m_2 \quad (4.47)$$

Da Eq. (3.39)

$$W_p = m_1 (H_2 - H_1) \quad (4.48)$$

Da Eq. (3.40) e considerando o rendimento da bomba igual a 0,75, a potência da bomba será :

$$HP = \frac{W_p}{(42,4) (0,75)} \quad [HP] \quad (4.49)$$

4.3 - Modelagem do Gerador

Da mesma forma, a modelagem consta da comparação das equações desenvolvidas no Capítulo 3, e das equações vistas na introdução deste capítulo .

Da Eq. (3.56)

$$Q_g = m_2 H_4 + m_3 H_7 + Q_d - m_1 H_3 \quad (4.50)$$

Como foi assumido o ponto 7 está em uma condição de equilíbrio. Com isto determina-se primeiramente em qual concentração de líquido passa a isotérmica T_7 . Isto é feito a partir da Eq. (4.5) . Assim ,

$$XL_7 = f_3 (X_3, P_1) \quad (4.51)$$

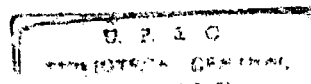
Então da Eq. (4.51) e da Eq. (4.1) a isotérmica que passa por XL_7 e P_1 , será calculada por

$$T_7 = f_1 (XL_7, P_1) \quad (4.52)$$

Da Eq. (.60) e Eq. (4.8)

$$H_7 = f_4 (X_3, T_7) \quad (4.53)$$

Da Eq. (3.58)



$$Q_d = m_3 \frac{(X_3 - X_1)}{(X_v - X_1)} \left[(H_v - H_3) - (H_7 - H_3) \right] \quad (4.54)$$

Como foi visto no Capítulo 3, item 3, para se conseguir uma purificação adequada do vapor de amônia, é necessário que a linha de operação tenha uma inclinação maior que a isotérmica na região de mistura, no caso T_3 . A Linha Principal de Operação passará obrigatoriamente pelo ponto definido como estado da mistura na entrada do gerador na região de líquido saturado, e por um ponto definido pela quantidade de vapor de água, evaporado juntamente com a amônia. Esta concentração de vapor de água não pode ser definida simplesmente pelas condições no ponto 3 da Fig. 4.1, porque neste caso a Linha Principal de Operação teria a mesma inclinação que a isotérmica T_3 na região de mistura. Se isto for feito, não haverá purificação do vapor de amônia⁵, já que em cada seção da coluna de retificação haverá troca de calor e massa, como observado no item 3 do capítulo anterior. Então, T_ℓ deverá ser adjudicialmente maior que T_3 . T_ℓ é uma temperatura numa seção genérica da coluna, e X_v a concentração de vapor correspondente a esta temperatura. Da Eq. (4.2), pode-se calcular X_ℓ a partir de T_ℓ . Assim,

$$X_\ell = f_1 (T_\ell, P_1) \quad (4.55)$$

Da Eq. (4.6)

$$X_v = f_3 (X_\ell, P_1) \quad (4.56)$$

Da Eq. (4.8)

$$H_v = f_4 (X_v, T_\ell) \quad (4.57)$$

Da Eq. (3.62)

$$\dot{W}_g = \frac{Q_g}{C_{P_V} (tg_1 - tg_2)} \quad (4.58)$$

onde ,

$$C_{P_V} = 1,102 - 33,1 \left[\frac{460 + tg_1 + 460 + tg_2}{2} \right]^{-1/2} + 416 \left[\frac{460 + tg_1 + 460 + tg_2}{2} \right]^{-1} \quad (4.59)^{14}$$

4.4 - Modelagem do Condensador

Da Eq. (3.63) ,

$$Q_C = m_3 (H_7 - H_8) \quad (4.60)$$

Da Eq. (3.64) e, assumindo líquido saturado na saída do condensador, pela Eq. (4.1)

$$T_8 = f_1 (X_3, P_1) \quad (4.61)$$

Da Eq. (3.65) e Eq. (4.3)

$$H_8 = f_2 (X_3, T_8) \quad (4.62)$$

Da Eq. (3.66)

$$\dot{W}_C = \frac{Q_C}{C_{P_W} (tc_2 - tc_1)} \quad (4.63)$$

Da Eq. (3.67)

$$Q_C = U A_C \frac{(T_7 - tc_2) - (T_8 - tc_1)}{\ln \frac{(T_7 - tc_2)}{(T_8 - tc_1)}} \quad (4.64)$$

4.5 - Modelagem do Pré-Resfriador

Com o resfriamento da mistura da condição de saturação 8 para a condição 9, este ponto estará na região de sub-resfriamento. Então, se for conhecida a temperatura T_9 , da Eq. (3.68) e pela Eq. (4.3), tem-se :

$$H_9 = f_2 (X_3, T_9) \quad (4.65)$$

Da Eq. (3.69)

$$Q_{ta} = m_3 (H_8 - H_9) \quad (4.66)$$

Da Eq. (3.70)

$$Q_{ta} = U A_{ta} \frac{(T_9 - T_{11}) - (T_8 - T_{12})}{\ln \frac{(T_9 - T_{11})}{(T_8 - T_{12})}} \quad (4.67)$$

4.6 - Modelagem das válvulas de expansão e reguladora

Da Eq. (3.71) ,

$$H_{10} = H_9 \quad (4.68)$$

Da Eq. (3.73) ,

$$H_6 = H_5 \quad (4.69)$$

Da Eq. (3.74) ,

$$T_6 = T_5 \quad (4.70)$$

4.7 - Modelagem do Evaporador

Como foi estabelecido no Capítulo 3 , item 7, a mistura sô atingirá o estado de equilíbrio quando sair do pré-resfriador no ponto 12, que é uma condição de vapor saturado à uma concentração X_3 . Então, para o cálculo de T_{12} , deve-se antes de terminar a concentração de líquido XL_{12} , que é uma função de X_3 e P_2 , como foi feito para o estado 7 .

Da Eq. (4.22) e pela Eq. (3.75)

$$XL_{12} = f_7 (X_3, P_2) \quad (4.71)$$

Da Eq. (4.17)

$$T_{12} = f_5 (XL_{12}, P_2) \quad (4.72)$$

Da Eq. (3.76) e Eq. (4.24)

$$H_{12} = f_8 (X_3, T_{12}) \quad (4.73)$$

Da Eq. (3.78)

$$H_{11} = H_{12} - \frac{Q_{ta}}{m_3} \quad (4.74)$$

Da Eq. (3.79)

$$Q_e = m_3 (H_{11} - H_{10}) \quad (4.75)$$

Da Eq. (3.84)

$$Q_e = U A_e \frac{(te_1 - T_{11}) - (te_2 - T_{10})}{\ln \frac{(te_1 - T_{11})}{(te_2 - T_{10})}} \quad (4.76)$$

Da Eq. (3.86)

$$\dot{W}_e = \frac{Q_e}{C_{p_b} (te_2 - te_1)} \quad (4.77)$$

Da Eq. (3.87) e Eq. (4.17)

$$T_{10} = f_6 (X_3, P_2) \quad (4.78)$$

A determinação de T_{11} será feita por tentativa, de acordo com o que será desenvolvido no Capítulo 5.

4.8 - Performance da Instalação

Da Eq. (3.88)

$$COP = \frac{Q_e}{Q_g} \quad (4.79)$$

Da Eq. (3.89)

$$COP_{\max} = \frac{T_E (T_G - T_o)}{T_G (T_o - T_E)} \quad (4.80)$$

Da Eq. (3.90)

$$\eta_R = \frac{COP}{COP_{\max}} \quad (4.81)$$

4.9 - Análise de Consistência do Modelo Matemático

Como já foi frisado, o modelo proposto é formado por um conjunto de equações algébricas não lineares, que formam um sistema de equações, cujas raízes desejam-se determinar. Este sis

tema terá solução se for matematicamente consistente, e esta solução será única, se o posto da matriz dos coeficientes for igual ao número de incógnitas .

Para análise de consistência do modelo tem-se no Quadro I, uma listagem das variáveis e suas equações correspondentes .

Como se pode ver no Quadro I, o sistema constitui-se de 57 equações e 76 incógnitas . Então, para que tenha solução, deve-se montar mais 19 equações .

Algumas das 19 variáveis indefinidas são dados do projeto e devem ter valores assumidos de maneira a atender as peculiaridades do sistema a ser simulado :

Dados de projeto :

1. Pressões de operação do sistema : P_1 e P_2
2. Temperatura de saída da mistura pobre em amônia do gerador, T_4 . Com esta temperatura e a pressão P_2 pode-se determinar X_2 .
3. Temperatura de saída do gerador, T_7 . Esta temperatura vai definir a concentração do vapor X_3 na saída do gerador .
4. Temperatura de entrada e saída do agente de aquecimento, tg_1 e tg_2 , já que se está partindo de uma fonte térmica conhecida .

A temperatura T_9 , na saída do pré-resfriador está ligada à boa performance do sistema, e assume-se dois compromissos quando do seu estabelecimento: o primeiro, é que T_9 seja suficientemente baixo para reduzir a vaporização na válvula de expansão; e o segundo, é que ela não seja tão baixa que vá diminuir Q_e , e au

mentar excessivamente o tamanho do pré-resfriador . Whitlow⁶ , calcula T_9 de maneira que o calor em jogo no pré-resfriador seja da ordem de 30% do calor de evaporação. Stoecker⁸ , Threlkeld⁵ e outros assumem que T_9 seja 10°F mais baixo que T_8 . Neste trabalho optou-se pela segunda hipótese que se apresenta bastante razoável no que diz respeito à parcela de Q_e entregue para resfriar de 10°F a temperatura do líquido condensado . Então

$$T_9 = T_8 - 10^\circ\text{F} \quad (4.82)$$

A temperatura da água de condensação é assumida em função da água disponível - Aqui assumiu-se que a água entraria a 75°F e teria um acréscimo de 10°F no condensador. Então

$$tc_1 = 75^\circ\text{F} \quad (4.83)$$

$$tc_2 = tc_1 + 10^\circ\text{F} \quad (4.84)$$

No absorvedor foi fixada a temperatura de entrada da água de resfriamento . Porém, a temperatura de saída não pode ser fixada arbitrariamente devido a complexibilidade do processo de absorção. Sabe-se no entanto, que esta temperatura de saída deve ser inferior a T_m , para garantir a retirada de calor em toda a superfície de troca do absorvedor . Assim ,

$$ta_1 = 75^\circ\text{F} \quad (4.85)$$

$$\text{se } T_m \leq ta_1 + 10^\circ\text{F} , ta_2 = T_m - 5^\circ\text{F} \quad (4.86)$$

$$\text{e, se } T_m > ta_1 + 10^\circ\text{F} , ta_2 = ta_1 + 10^\circ\text{F} \quad (4.87)$$

As temperaturas de entrada e saída da salmoura no evaporador, são calculadas em função de T_{11} , e aqui, assumiu-se que

$$te_1 = T_{1,1} + 5^{\circ}\text{F} \quad (4.88)$$

$$te_2 = te_1 - 15^{\circ}\text{F} \quad (4.89)$$

Nos três casos, condensador, absorvedor e evaporador foi assumido que os trocadores de calor sejam do tipo contracorrente .

As temperaturas envolvidas nos cálculos do $\text{COP}_{\text{máx}}$ são tiradas do próprio sistema .

$$T_E = \frac{te_1 + te_2}{2} + 460 \quad (4.90)$$

$$T_G = \frac{tg_1 + tg_2}{2} + 460 \quad (4.91)$$

$$T_o = \frac{tc_1 + tc_2 + ta_1 + ta_2}{4} + 460 \quad (4.92)$$

O calor específico da água não apresenta variação sensível nas faixas de utilização, podendo-se então assumir

$$C_{p_w} = 1,0 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad (4.93)$$

A concentração de cloreto de sódio na salmoura pode ser fixado em 20% . Então, o calor específico médio está em torno de :

$$C_{p_b} = 0,857 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} \quad (4.94)$$

A isotérmica T_ℓ que define a Linha Principal de Operação, não deve estar muito afastada de T_3 , pois isto iria requerer um grande valor de Q_d . Também haverão outras implicações porém fogem ao escopo deste trabalho . Então, assume-se que :

$$T_{\ell} = T + 10^{\circ}\text{F} \quad (4.95)$$

Com estes valores estabelecidos, o sistema de equações é consistente . Quanto à dependência linear entre as equações, fazendo-se uma observação apurada, embora seja exaustivo e impreciso, pode-se observar que nenhuma delas é combinação linear de outra . Após a solução dos sistema, pode-se ver que o posto da matriz coeficiente, é o mesmo da matriz aumentada, e este é igual ao número de equações . Então o sistema tem solução e esta é única.

Q U A D R O I

Nº DE ORDEM	VARIÁVEL	EQUAÇÃO	Nº DE ORDEM	VARIÁVEL	EQUAÇÃO
1	P_1		21	H_1	4.34
2	P^2		22	H^2	4.36
3	T_1	4.33	23	H_3	4.43
4	T_2	4.35	24	H_4	4.41
5	T_3	4.42	25	H_5	4.38
6	T_4		26	H_6	4.69
7	T_5	4.39	27	H_7	4.53
8	T_6	4.70	28	H_8	4.62
9	T_7		29	H_9	4.65
10	T_8	4.61	30	H_{10}	4.68
11	T_9		31	H_{11}	4.74
12	T_{10}	4.78	32	H_{12}	4.73
13	T_{11}	Iterativa- mente Cap. 5	33	v	4.37
14	T_{12}	4.72	34	Q_g	4.50
15	X_1	4.27	35	Q_d	4.54
16	X_2	4.40	36	Q_e	4.75
17	X_3	4.52	37	Q_a	4.30
18	m_1	4.29	38	Q_c	4.60
19	m_2	4.46	39	XL_7	4.51
20	m_3	4.47	40	XL_{12}	4.71

QUADRO 3.I

(continuação)

Nº DE ORDEM	VARIÁVEL	EQUAÇÃO	Nº DE ORDEM	VARIÁVEL	EQUAÇÃO
41	COP	4.79	61	C_{p_b}	
42	$COP_{m\bar{x}}$	4.80	62	H_m	4.26
43	η_R	4.81	63	T_m	4.28
44	H_P	4.49	64	\dot{W}_a	4.31
45	W_P	4.48	65	ta_1	
46	T_G		66	ta_2	
47	T_E		67	\dot{W}_e	4.77
48	T_o		68	UA_e	4.76
49	tc_1		69	UA_a	4.32
50	tc_2		70	Q_{tb}	4.44
51	\dot{W}_c	4.63	71	tg_1	
52	UA_c	4.64	72	tg_2	
53	x_l	4.55	73	te_1	
54	C_{p_w}		74	te_2	
55	H_v	4.57	75	UA_{tb}	4.45
56	T_l		76	C_{p_w}	4.59
57	x_v	4.56	77		
58	\dot{W}_g	4.58	78		
59	Q_{ta}	4.66	79		
60	UA_{ta}	4.67	80		

CAPÍTULO 5

5 - RESOLUÇÃO DO MODELO MATEMÁTICO DO SISTEMA

A resolução do modelo será através de um método de solução simultânea do sistema de equações. Foi optado pelo Método de Newton-Raphson cujo desenvolvimento e considerações sobre sua aplicabilidade encontram-se na literatura ^{9,5}.

Uma das limitações do método é com relação a sua convergência, embora os sistemas físicos sejam bem comportados. Para eliminar este problema, os valores iniciais arbitrados devem estar bastante "próximos" da solução. Para isto necessita-se de grande conhecimento do sistema físico a fim de que se possa estimar a ordem de grandeza da solução.

Os passos para resolução do sistema de equações não lineares são os seguintes :

Primeiro : Redefine-se as propriedades do sistema como um vetor \bar{X} cujas coordenadas são, x_i , $i = 1, 76$ com as seguintes correspondências :

$P_1 = x_1$	$H_7 = x_{23}$	$X_1 = x_{53}$
$P_2 = x_2$	$H_8 = x_{26}$	$Cp_w = x_{54}$
$T_1 = x_3$	$H_9 = x_{29}$	$H_v = x_{55}$
$T_2 = x_4$	$H_{10} = x_{30}$	$T_1 = x_{56}$
$T_3 = x_5$	$H_{11} = x_{31}$	$X_v = x_{57}$
$T_4 = x_6$	$H_{12} = x_{32}$	$\dot{W}_g = x_{58}$
$T_5 = x_7$	$v = x_{33}$	$Q_{ta} = x_{59}$
$T_6 = x_8$	$Q_g = x_{34}$	$UA_{ta} = x_{60}$
$T_7 = x_9$	$Q_d = x_{35}$	$Cp_b = x_{61}$
$T_8 = x_{10}$	$Q_e = x_{36}$	$H_m = x_{62}$
$T_9 = x_{11}$	$Q_a = x_{37}$	$T_m = x_{63}$

$T_{10} = x_{12}$	$Q_C = x_{38}$	$\dot{W}_a = x_{64}$
$T_{11} = x_{13}$	$XL_7 = x_{39}$	$ta_1 = x_{65}$
$T_{12} = x_{14}$	$XL_{12} = x_{40}$	$ta_2 = x_{66}$
$X_1 = x_{15}$	$COP = x_{41}$	$\dot{W}_1 = x_{67}$
$X_2 = x_{16}$	$COP_{\text{máx}} = x_{42}$	$UA_C = x_{68}$
$X_3 = x_{17}$	$\eta_R = x_{43}$	$UA_a = x_{69}$
$m_1 = x_{18}$	$H_P = x_{44}$	$Q_{tb} = x_{70}$
$m_2 = x_{19}$	$\dot{W}_P = x_{45}$	$tg_1 = x_{71}$
$m_3 = x_{20}$	$T_G = x_{46}$	$tg_2 = x_{72}$
$H_1 = x_{21}$	$T_E = x_{47}$	$te_1 = x_{73}$
$H_2 = x_{22}$	$T_0 = x_{48}$	$te_2 = x_{74}$
$H_3 = x_{23}$	$tc_1 = x_{49}$	$UA_{tb} = x_{75}$
$H_4 = x_{24}$	$tc_2 = x_{50}$	$Cp_v = x_{76}$
$H_5 = x_{29}$	$\dot{W}_C = x_{51}$	
$H_6 = x_{26}$	$UA_C = x_{52}$	

Segundo : Obtém-se um sistema de equações não lineares com a seguinte forma :

$$\begin{aligned}
 f_1 (x_1, x_2, x_3, \dots, x_{76}) &= 0 \\
 f_2 (x_1, x_2, x_3, \dots, x_{76}) &= 0 \\
 f_3 (x_1, x_2, x_3, \dots, x_{76}) &= 0 \\
 \vdots & \\
 f_{76} (x_1, x_2, x_3, \dots, x_{76}) &= 0
 \end{aligned}$$

Terceiro: Assume-se o valor inicial do vetor \bar{X} que denota-se por \bar{X} . Como se poderá ver na descrição dos próximos passos, o valor de \bar{X} terá um novo valor após

cada iteração ou tentativa. Assim redefine-se o vetor \bar{X} genérico por \bar{X}_t . Portanto, para a condição inicial ,

$$\bar{X}_t = \bar{X}_0$$

Quarto : Lineariza-se o sistema de equações, expandindo-se as funções em série de Taylor e abandonando-se os termos das derivadas parciais superiores aos de 1ª ordem. O procedimento é o seguinte :primeiramente, calcula-se a matriz coeficiente ,

$$a_{ij} = \frac{\partial f_i(\bar{X}_t)}{\partial x_j} \quad \text{com } i = 1, \dots, 76 \\ j = 1, \dots, 76$$

em seguida com os valores \bar{X}_t assumidos , calcula-se os resíduos das funções ,

$$b_i = - f_i(\bar{X}_t) .$$

Tem-se então um sistema linear para ser resolvido :

$$A \delta = B$$

onde δ é o vetor solução deste sistema linear, A a matriz coeficiente e B o vetor constante formado pelos resíduos das funções .

Quinto : Escolhe-se então um método para resolver o sistema proposto . Com isto encontra-se os valores de δ .

Sexto : Com o valor do vetor δ incrementa-se o vetor assumido \bar{X}_{t-1} , obtendo-se um novo vetor

$$\bar{X}_t = \bar{X}_{t-1} + \delta$$

Com este novo valor volta-se ao quarto passo e repete-se as operações .

A solução será quando todos $f_i(\bar{X}_t) = 0$. Isto se obtém quando o número de iterações tende ao infinito, ou seja

$$\lim_{t \rightarrow \infty} (\bar{X}_t) = \bar{X}_s$$

onde \bar{X}_s é o vetor solução do sistema .

5.1 - Programas de Computador

Os programas foram desenvolvidos para um sistema de computação IBM-1130 , com a configuração de 16 K de memória principal e 512 K de memória auxiliar . A disponibilidade para operação de memória interna é um pouco maior que 12 K e na memória auxiliar em torno de 380 K . A linguagem utilizada foi FORTRAN .

O modelo matemático do sistema tem sua matriz coeficiente com 5.776 elementos, ocupando portanto 11,6 K da memória principal, usando-se precisão simples . Então a simulação do sistema só se torna possível, usando-se a memória auxiliar. Assim, todas as subrotinas foram desenvolvidas com base nas limitações do computador disponível .

Nos programas é usada a precisão expandida .

Programa Executivo (Fluxograma 1) - este programa fornece os valores iniciais à simulação em cada iteração (\bar{X}_{t-1}) e verifica a convergência dos resultados . O vetor \bar{X}_t será considerado solução ou seja, $\bar{X}_s = \bar{X}_t$ quando o erro relativo ϵ satisfizer a condição :

$$\epsilon = \frac{\bar{x}_t - \bar{x}_{t-1}}{\bar{x}_t} \leq 0,001$$

Subrotinas EQ e AUX - Estas subrotinas compõem-se do modelo matemático representado pelo sistema de equações. Na realidade as duas subrotinas são parte de um único subprograma. A divisão foi necessária devido à limitação do compilador. Elas calculam os resíduos das funções para um dado vetor \bar{x}_t . A temperatura T_{11} é calculada através de um subprograma função, embutido na subrotina EQ. Para este cálculo usa-se um processo de iteração simples, partindo-se de $XL_{1,2}$, já que com certeza T_{11} será sempre menor do que T_{12} . O processo iterativo encontra-se na listagem dos programas de computador e Fluxograma 5.

Subrotina CDERV - (Fluxograma 2). Esta subrotina calcula as derivadas parciais partindo de sua definição. Assim,

$$\frac{\partial f_i}{\partial x_j} (x_1, \dots, x_{76}) = \lim_{\Delta x_j \rightarrow 0} \frac{f_i(x_j + \Delta x_j) - f_i(x_j)}{\Delta x_j}$$

O acréscimo Δx_j é determinado em função da magnitude da variável x_j já que x_j assume valores $0.1 \leq x_j \leq 40000$. Assim definiu-se $\Delta x_j = D x_j$ onde D foi assumido igual a 0,001. Além disto, adiciona à matriz coeficiente o vetor B gerando a matriz aumentada que em seguida é armazenada cada linha em um registro do disco. Assim a matriz aumentada do sistema linearizado fica armazenada em um arquivo da memória auxiliar.

Subrotina NAIMA - (Fluxograma 3). Esta subrotina resolve o sistema de equações lineares, armazenado no disco pela subrotina CDERV. O método escolhido foi o de Gauss-Jordan modificado. Este método traz a vantagem para casos específicos como o presente. Isto porque ele opera com duas linhas da matriz aumentada de cada vez, superando assim a limitação de memória do computador. O método de eliminações sucessivas de Gauss-Jordan consiste, em cada "loop" de eliminação, em dividir a linha pivot pelo seu elemento da diagonal principal da matriz coeficiente. Obtém-se assim a linha pivot modificada. Em seguida modifica-se as outras linhas, utilizando-se a linha modificada. O elemento da diagonal da linha pivot, tem particular importância no método de eliminação. Este elemento não pode ser zero, já que um dos passos da eliminação é dividir a linha por este elemento. Nos sistemas físicos, a ocorrência de zeros é frequente. Seu aparecimento na diagonal depende da ordem em que as equações são escritas.

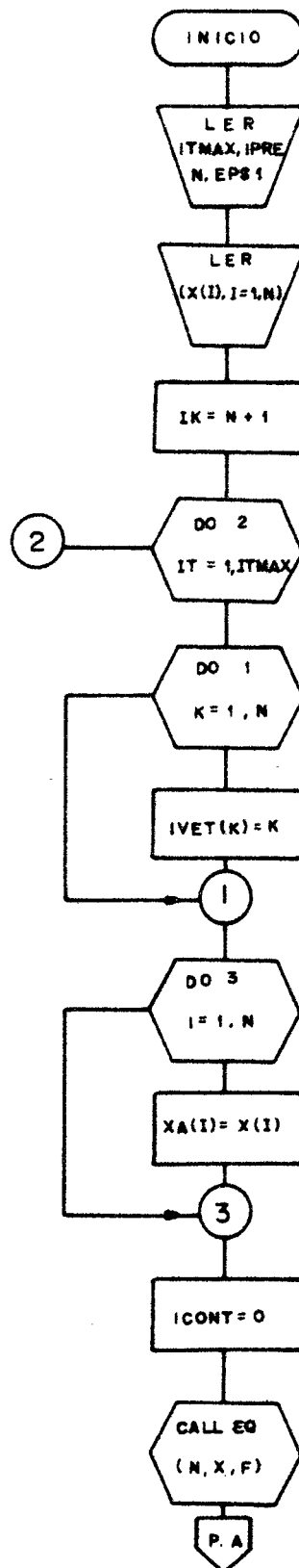
Também deve ser evitado que o elemento da diagonal da linha pivot seja muito pequeno pois, na operação de divisão apareceriam erros de truncamento e arredondamento. Então a subrotina LEO opera a matriz coeficiente para garantir que o maior elemento da linha pivot esteja na diagonal.

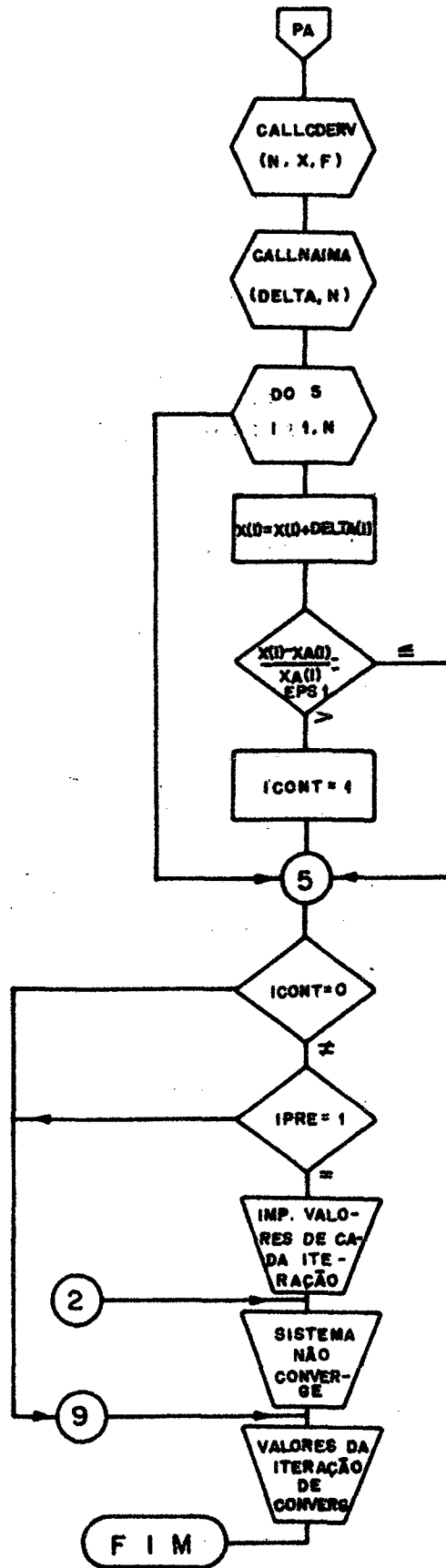
Com o método de eliminação de Gauss-Jordan, se o sistema for determinado, se obtém a matriz unitária no local da matriz coeficiente e a solução estará na última coluna da matriz aumentada.

Subrotina LEO - (Fluxograma 4). Esta subrotina lê no disco a linha pivot e pesquisa nesta linha o maior elemento. Encontrado este elemento faz então a troca de maneira que a linha

pivot tenha como elemento da diagonal, o maior elemento da linha. Em seguida chama todas as outras linhas e faz a modificação de coluna correspondente . As modificações das colunas são acompanhadas pelo vetor IVET , que é utilizado para localizar a solução do sistema .

FLUXOGRAMA Nº 1 - PROGRAMA EXECUTIVO





PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// DUP

*STOREDATA WS UA XNIL 0083
CART ID 0002 DB ADDR 2A60 DB CNT 0530

*STOREDATA WS UA VNIL 0001
CART ID 0002 DB ADDR 2F90 DB CNT 0010

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM

*IOCS(CARD,TYPEWRITER,KEYBOARD,1132PRINTER,DISK)

*EXTENDED PRECISION

C SIMULACAO DE UM SISTEMA DE ABSORCAO - RESOLUCAO DO SISTEMA
C USANDO O METODO DE NEWTON-RAPSON

C

C TFSE DE MESTRADO

C

C VARIAVEIS USADAS NO PROGRAMA

C ITMAX REPRESENTA O NUMERO MAXIMO DE ITERACOES DESEJADAS - IPRE E O
C CONTROLE DE IMPRESSAO, SE IPRE=1 SERAO IMPRESSOS OS VALORES DE TU-
C DAS AS ITERACOES, SE IPRE=0 SO SERAO IMPRESSOS OS VALORES DA ITE-
C RACOES DE CONVERGENCIA - N REPRESENTA O NUMERO DE VARIAVEIS DO SISTEMA
C EPSI REPRESENTA A TOLERANCIA DESEJADA NA CONVERGENCIA - X (I) SAO OS
C VALORES INICIAIS - DELTA E O INCREMENTO(OU SOLUCAO DO SISTEMA LINE-
C AR

DIMENSION X(100), DELTA(100), F(100), PROP(100,4), XA(100)

COMMON IVET(100), IKN, NIK

DEFINE FILE 1(83,320,U,IKL), 2(1,320,U,IPT)

READ(2,100)ITMAX,IPRE,N,EPSI

100 FORMAT(3I3,F10.4)

WRITE(3,410)N,EPSI

C SE A PROGRAMACAO FOR INTERRONPIDA, RETIRE OS 3 CARTOES SEGUINTE

```
200 FORMAT(8F10.3)
READ(2,200)(X(I),I=1,N)
WRITE(2,1)(X(I),I=1,N)
READ(2,402)((PROP(I,J),J=1,4),I=1,N)
WRITE(3,408)
IKN=1
NIK=71
IK=N+1
DO 2 IT=1,ITMAX
DO 1 K=1,N
1 IVET(K)=K
DO 3 I=1,N
3 XA(I)=X(I)
ICONT=0
REAN(2,1)(X(I),I=1,N)
CALL EQ(N,X,F)
IF(IT-1)42,43,42
43 DO 405 I=1,N
IF(I-41)405,41,405
41 WRITE(3,406)
405 WRITE(3,407)(PROP(I,J),J=1,4),I,X(I),I,F(I)
42 CALL CDERV(N,X,F)
CALL NAI'A(DELTA,N)
DO 5 I=1,N
X(I)=X(I)+DELTA(I)
IF(ABS((X(I)-XA(I))/X(I))-EPS1)5,5,6
6 ICONT=1
5 CONTINUE
WRITE(2,1)(X(I),I=1,N)
IF(ICONT)10,9,10
10 IF(IPRE-1)9,7,9
7 WRITE(3,8)IT,N
DO 400 I=1,N
IF(I-41)400,40,400
40 WRITE(3,404)IT
400 WRITE(3,401)(PROP(I,J),J=1,4),I,X(I),I,DELTA(I),I,F(I)
2 CONTINUE
WRITE(3,350)ITMAX
```

```

350 FORMAT(5X,'SISTEMA NAO CONVERGIO NA',I4,' ITERACAO')
GO TO 351
9 WRITE(3,621)IT
DO 620 I=1,N
  IF(I-41)620,630,620
630 WRITE(3,409)IT
620 WRITE(3,401)(PARCP(I,J),J=1,4),I,X(I),I,DELTA(I),I,F(I)
  FORMAT(14I,/,/,1X,'ITERACAO NUMERO',I4,' NUMERO DE EQUACOES ',I4,/,
  //,5X,'VALOR DA PROPRIEDADE ',6X,' INCREMENTO',17X,' RESIDUO',/,/,)
401 FORMAT(5X,4A1,1X,1X('I3,')=',F11.3,3X,'DELTA('I3,')=',F11.3,3X,
  1F('I2,')=',F11.3)
402 FORMAT(20(4A1))
404 FORMAT(14I,/,/,/,1X,'CONTINUACAO DA ITERACAO',I4,/,/,)
406 FORMAT(14I,/,/,/,1X,'CONTINUACAO DOS VALORES INICIAIS',/,/,)
407 FORMAT(5X,4A1,1X,1X('I3,')=',F15.3,5X,'F('I3,')=',F15.3)
408 FORMAT(5X,'VALORES INICIAIS',/,/,5X,'VALORES DE X',20X,'RESIDUOS DAS
  1 FUNCOES',/,/)
409 FORMAT(14I,/,/,/,1X,'CONTINUACAO DOS VALORES DE CONVERGENCIA ',I4,
  //,/)
410 FORMAT(14I,/,/,5X,'NUMERO DE EQUACOES REPRESENTATIVAS DO SISTEMA',I
  4,/,/,5X,'TOLERANCIA PARA O CRITERIO DE CONVERGENCIA',F7.4,/,/,)
621 FORMAT(14I,/,/,25X,'CONVERGENCIA DO SISTEMA',/,/,5X,'ITERACAO DE CO
  NVERGENCIA NUMERO',I+,/,5X,'VALORES NA CONVERGENCIA',/,/,)
351 CALL EXIT
END

```

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION
IOCS

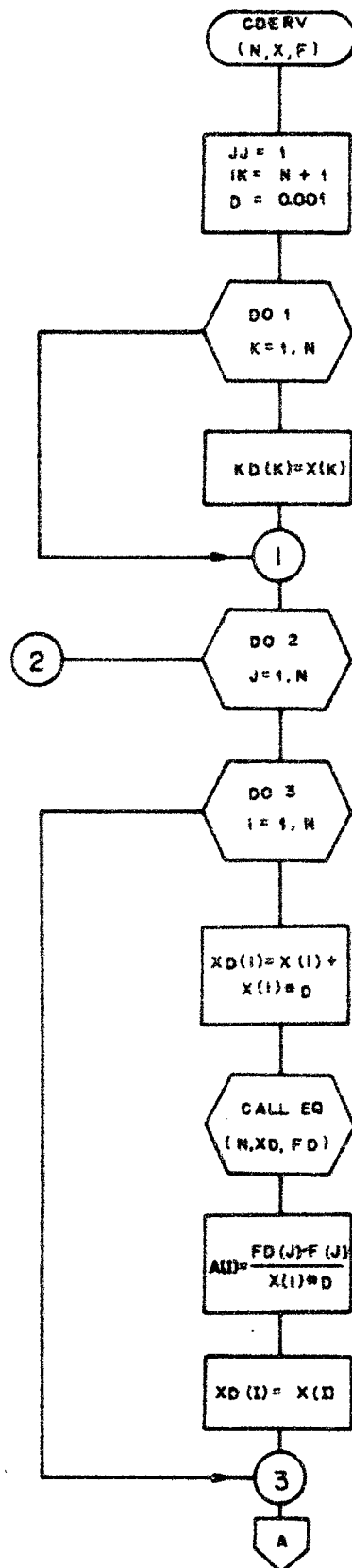
CORE REQUIREMENTS FOR
COMMON 306 VARIABLES 2454 PROGRAM 958

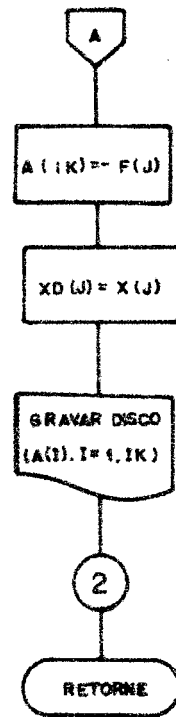
END OF COMPILATION

// XEQ 1

*FILES(1,XNIL),(2,VNIL)

FLUXOGRAMA Nº 2 - SUBROTINA CDERV





PAGE 1

// JOB

JOAO NILDO

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

```

// FOR
*LIST SOURCE PROGRAM
*EXTENDED PRECISION
C    SUBROTINA PARA CALCULO DAS DERIVADAS DAS FUNCOES E GRAVACAO DA
C    MATRIZ COEFICIENTE
C    SUBROTINA PARA CALCULO DAS DERIVADAS PARCIAIS
C    SUBROUTINE CDFRV(N,X,F)
DIMENSION XD(100),X(100),F(100),FD(100),A(100)
COMMON IVET(100),IKN,NIK
JJ=1
IK=N+1
D=0.001
DO 1 K=1,N
1 XD(K)=X(K)
DO 2 J=1,N
DO 3 I=1,N
XD(I)=X(I)+X(I)*D
CALL EQ(N,XD,FD)
A(I)=(FD(J)-F(J))/(X(I)*D)
3 XD(I)=X(I)
A(IK)=F(J)
WRITE(JJ,J)(A(I),I=1,IK)
2 XD(J)=X(J)
RETURN
END

```

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR CDFRV 188
COMMON 306 VARIABLES 924 PROGRAM 188

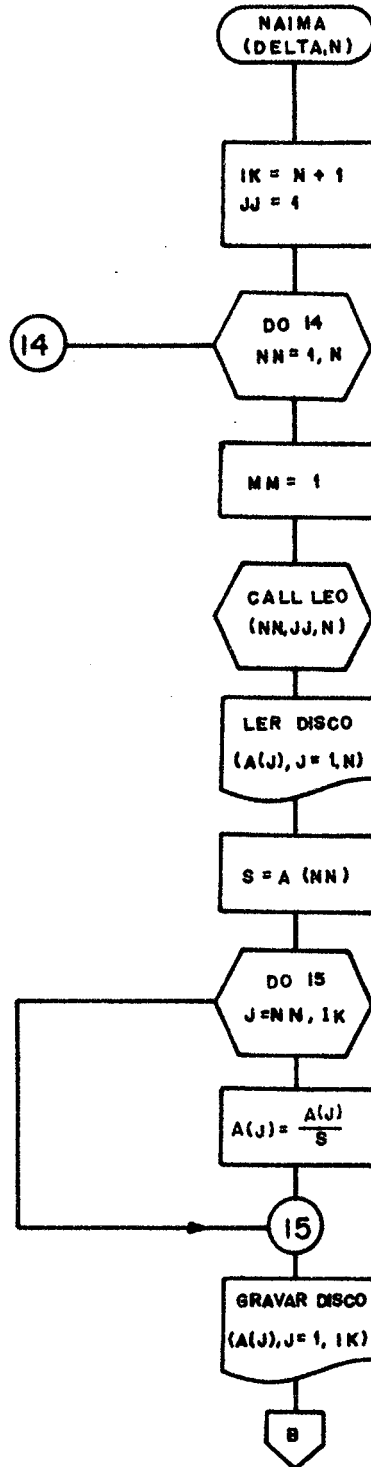
RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 03A2 (HEX)

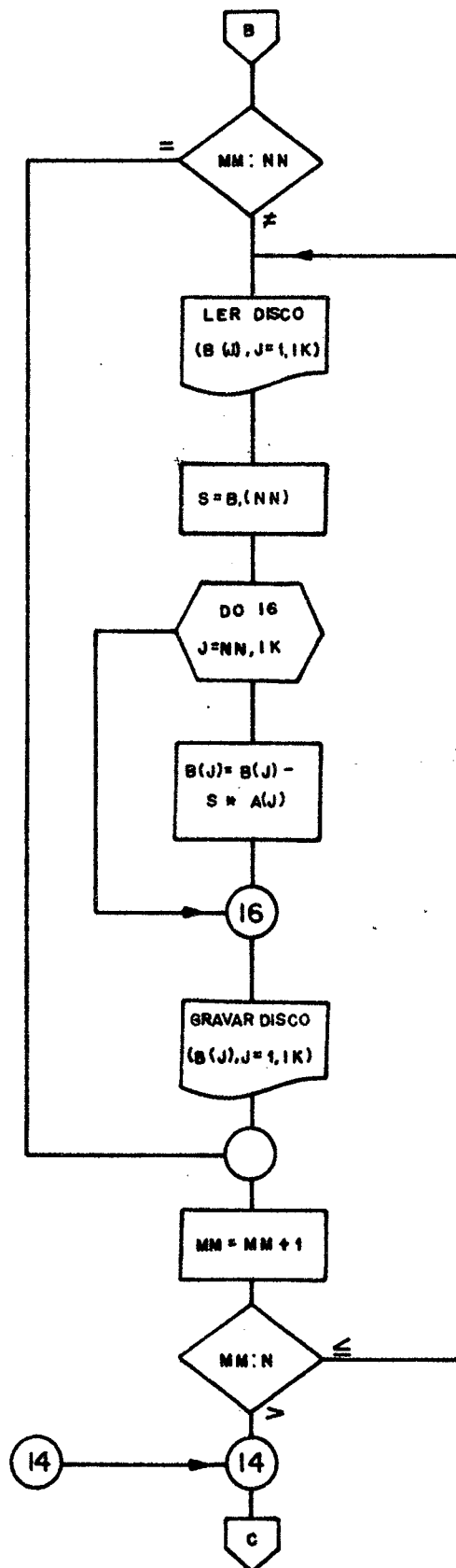
END OF COMPILATION

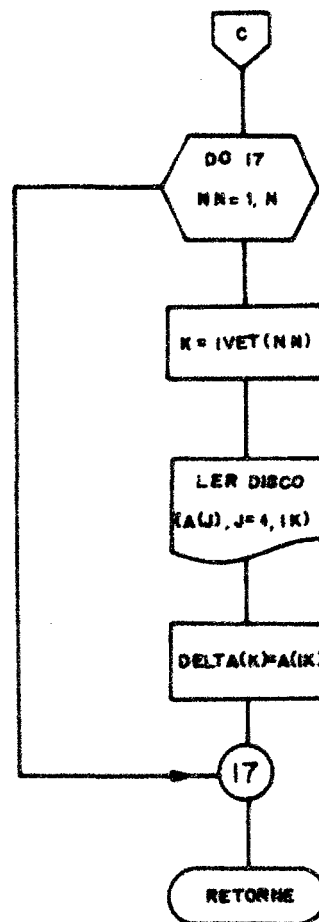
// DUP

*STORE WS UA CDERV
D 06 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

FLUXOGRAMA Nº 3 - SUBROTINA NAIMA







PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM

*EXTENDED PRECISION

C SUBROTINA P/ RESOLUCAO DO SISTEMA USANDO O METODO DE ELIMINACAO
C CAUSS JORDAN

SUBROUTINE NAIMA(DELTA,N)

DIMENSION DELTA(100),A(100),B(100)

COMMON IVET(100),IK,N,IK

IK=N+1

JJ=1

DO 14 NN=1,N

MM=1

CALL LEO(NN,JJ,N)

READ(JJ,NN)(A(J),J=1,IK)

S=A(NN)

DO 15 J=NN,IK

15 A(J)=A(J)/S

WRITE(JJ,NN)(A(J),J=1,IK)

22 IF(MM=NN)16,17,16

16 READ(JJ,MM)(B(J),J=1,IK)

S=B(NN)

DO 18 J=NN,IK

18 B(J)=B(J)-S*A(J)

WRITE(JJ,MM)(B(J),J=1,IK)

17 MM=MM+1

IF(MM=NN)22,22,14

14 CONTINUE

DO 19 NN=1,N

K=IVET(NN)

READ(JJ,NN)(A(J),J=1,IK)

19 DELTA(K)=A(K)

RETURN
END

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR NAIMA 284
COMMON 306 VARIABLES 624 PROGRAM

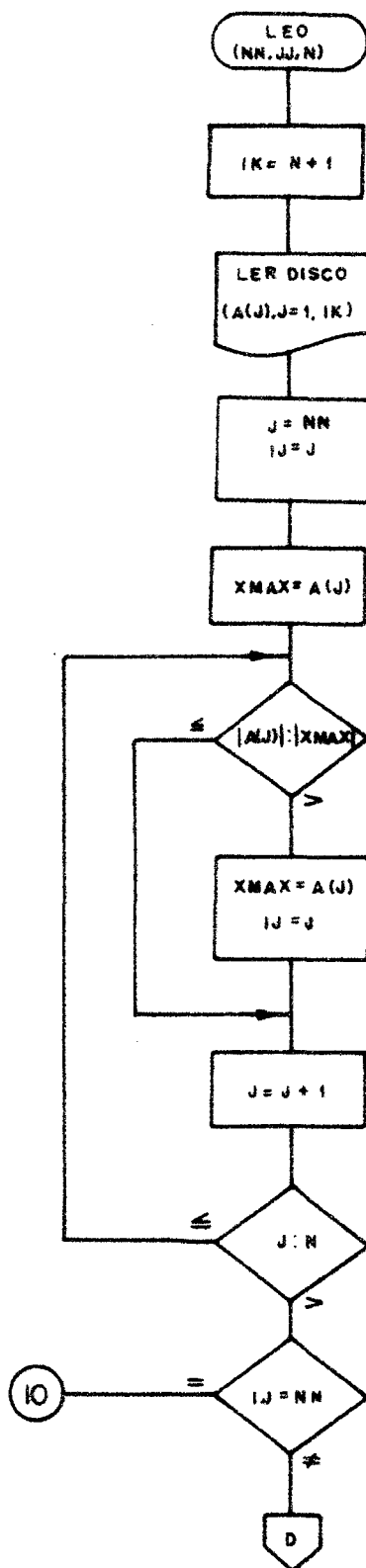
RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 0273 (HEX)

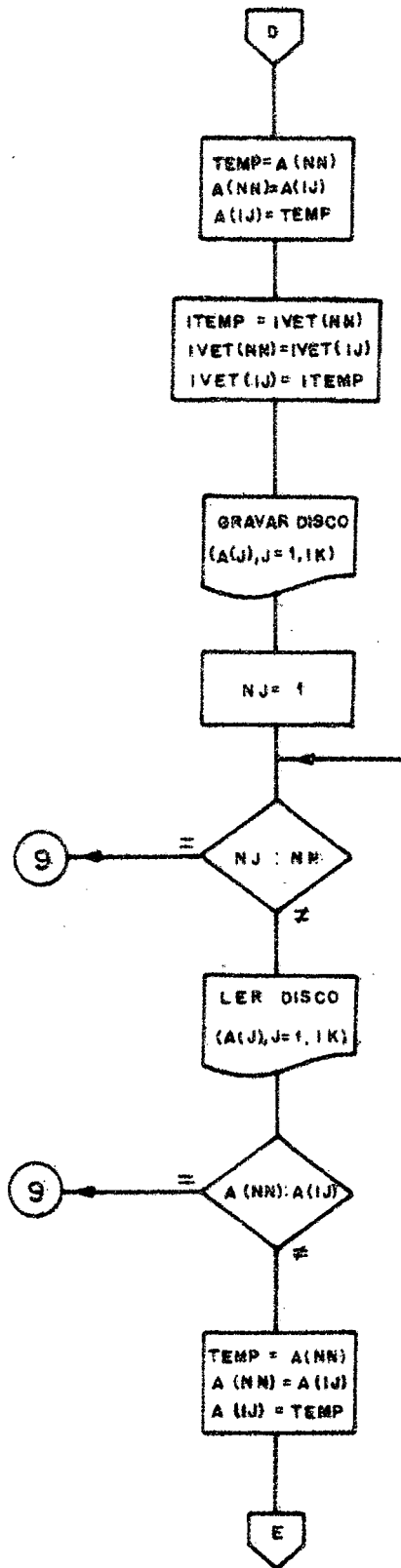
END OF COMPILATION

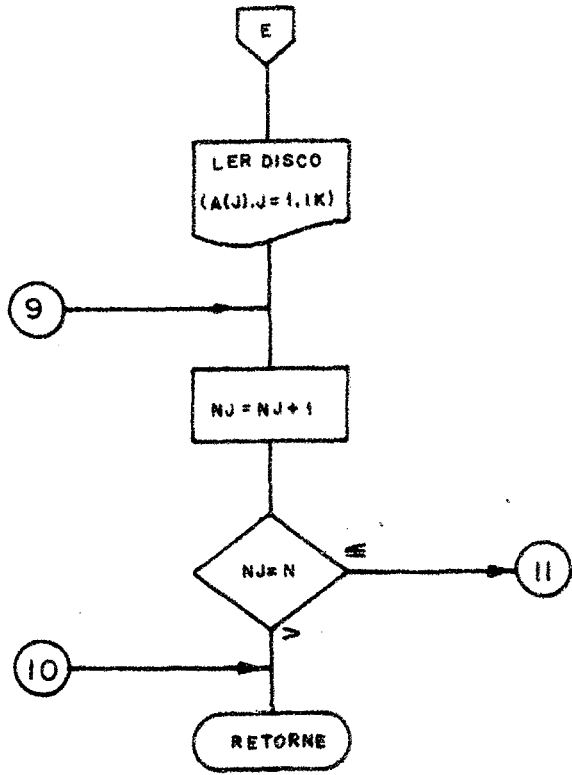
// DUP

*STORE WS UA NAIMA
D 06 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

FLUXOGRAMA Nº 4 - SUBROTINA LEO







PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0000 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

```

// FOR
*LIST SOURCE PROGRAM
*EXTENDED PRECISION
C SUBROUTINE PARA PESQUISA DO MAIOR PIVOT DA MATRIZ
SUBROUTINE LFC(N,JJ,N)
DIMENSION A(100)
COMMON IVET(100),IKN,NIK
IK=N+1
READ(JJ,NN)(A(J),J=1,IK)
J=NN
IJ=J
XMAX=A(J)
3 IF(ABS(A(J))-ABS(XMAX))1,1,2
2 XMAX=A(J)
IJ=J
1 J=J+1
IF(J=N)3,3,4
4 IF(IJ=NN)20,8,20
20 TEMP=A(NN)
A(NN)=A(IJ)
A(IJ)=TEMP
ITEMP=IVET(NN)
IVET(NN)=IVET(IJ)
IVET(IJ)=ITEMP
WRITE(JJ,NN)(A(J),J=1,IK)
NJ=1
7 IF(IJ=NN)5,6,5
5 READ(JJ,NJ)(A(J),J=1,IK)
IF(A(NN)=A(IJ))21,6,21
21 TEMP=A(IJ)

```

```

A(NN)=A(IJ)
A(IJ)=TEMP
WRITE(JJ,NJ)(A(J),J=1,IK)
6 NJ=NJ+1
8 IF(NJ=N)7,7,8
8 RETURN
END

```

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR LEO
COMMON 306 VARIABLES 328 PROGRAM 308

RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 0148 (HEX)

END OF COMPILATION

// DUP

*STORE WS UA LEO
D D6 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM

*EXTENDED PRECISION

SUBROUTINE EQ(N,X,F)

DIMENSION F(100),X(100)

C

C MODELO MATEMATICO DE UM SISTEMA DE REFRIGERACAO POR ABSORCAO USANDO

C

C A MISTURA BINARIA AMONIA - AGUA

C

C

C

C

C

C

C

C

C AS SUBROTINAS EQ E AUX FORMAM CONJUNTAMENTE O MODELO MATEMÁTICO DO

C SISTEMA 3 - ISTO FOI USADO PARA SUPERAR A LIMITACAO DO COMPILADOR

C

C

$F1(XL1,PI,T1) = ((((-240.11 * XL1 + 346.31) * XL1 - 27.120) * XL1 + 166.94) * XL1$
 $1 - 535.76) * XL1 + (0.038839 - 0.18053E-03 * PI) * XL1 * PI + 305.04 + (0.44631 - 0.24$
 $2284E-03 * PI) * PI) - T1$

$F2(XL1,T1,H1) = (((561.86 * XL1 - 1929.6) * XL1 + 2343.3) * XL1 - 828.41) * XL1$
 $1 - 103.48) * XL1 - 76.824 + 1.12703 * T1) - H1$

$F4(XV1,T1,HV1) = ((((-1342.65 * XV1 + 2954.4) * XV1 - 2485.3) * XV1 + 991.37) * XV$
 $11 + 1080.9 + 8.370E-09 * T1) * T1 + ((-3.7752E-09 * T1 + 0.027252) * T1 - 5.9429) * T1$

```

2)*((1.-XV1)+0.54663*T1*(1.-XV1)**2-3.1313)-HV1
F5(VAXV1,XV1,T1,HV2)=(((0.068765*VAXV1+2.0794)*VAXV1+24.84)*VAXV1
1+144.63)*VAXV1+911.73+8.370E-09*T1**4+((-3.7752E-05*T1+0.027252)*
2T1-5.9429)*T1*(1.-XV1)+0.54663*T1*(1.-XV1)**2-3.1313)-HV2
F6(XL2,P2,T2)=(((1.-692.82*XL2+1673.3)*XL2-1424.98)*XL2+787.79)*XL
12-584.78)*XL2+(-0.3442+0.00011334*P2)*P2*XL2+203.80+(1.8362-0.006
2011*P2)*P2)-T2
F7(XL2,T2,H2)=(((1.-656.458*XL2+1358.93)*XL2-498.318)*XL2-182.534)*
1XL2-57.1775+1.09174*T2)-H2
F9(T2,XV,HV2)=(((1.-4.948E-06*T2+1.49518E-03)*T2+0.415871)*T2+530.97
16+((14.05554E-05*T2-0.0290022)*T2+6.79126)*T2*(1.-XV))-HV2
F10(UA,T1,T2,T1,T2,Q)=(UA*((T1-TT2)-(T2-TT1))/(ALOG((T1-TT2)/(T
12-TT1))))-Q
F11(T1,T2,CPNHV)=(0.363+2.57*((920.+T1+T2)/2.*1.E-04-1.319*(920.+T
11+T2)/2.)*2*1.E-08)-CPNHV
F12(T1,T2,CPHOV)=(1.102-33.1/SQRT((920.+T1+T2)/2.))+416./((920.+T1+
1T2)/2.))-CPHOV
F13(T1,T2,CPNHL)=(1.08+0.000488*(T1+T2)/2.+0.28E-05*((T1+T2)/2.))*
12)-CPNHL
F14(C,CPHO,CPNH,CPM)=(1.-C)*CPHO+C*CPNH)-CPM

```

C
C CALCULO DAS PROPRIEDADES TERMODINAMICAS DO CICLO NOS PONTOS DE EQUILI-
C BRIO

```

F(1)=F1(X(15),X(1),X(5))
F(2)=F2(X(15),X(5),X(23))
F(3)=F1(X(16),X(1),X(6))
F(4)=F2(X(16),X(6),X(24))
F(5)=F1(X(39),X(1),X(9))
F(6)=F3(X(39),X(1),X(17))
IF(X(39)-0.36)11,11,22
11 F(7)=F4(X(17),X(9),X(27))
GO TO 55
22 IF(X(17)-0.99996)44,44,56
44 XVT=ALOG(1.-X(17))
GO TO 33
56 XVT=ALOG(0.00004)

```

33 F(7)=F5(XVT,X(17),X(9),X(27))
 55 F(8)=F1(X(17),X(1),X(10))
 F(9)=F2(X(17),X(10),X(28))
 F(10)=F8(X(40),X(2),X(17))
 F(11)=F6(X(40),X(2),X(14))
 F(12)=F9(X(14),X(17),X(32))
 F(13)=F6(X(15),X(2),X(3))
 F(14)=F7(X(15),X(3),X(21))

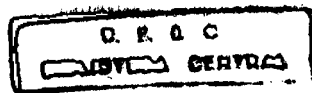
C FIM DOS CALCULOS DAS PROPRIEDADES NOS PONTOS DE EQUILIBRIO

F(15)=(X(38)/(X(54)*(X(50)-X(49))))-X(51)
 F(16)=(X(20)*(X(27)-X(28)))-X(38)
 F(17)=F10(X(52),X(9),X(10),X(49),X(50),X(38))
 FACA=1.

F(18)=X(5)+10.-X(56)
 F(19)=F1(X(53),X(1),X(56))
 F(20)=F3(X(53),X(1),X(57))
 F(21)=F4(X(57),X(56),X(55))
 F(22)=(X(20)*((X(17)-X(15))/(X(57)-X(15)))+(X(55)-X(23)))-X(27)-X
 1(23)))-X(35)
 F(23)=X(20)*(X(28)-X(29))-X(59)

F(24)=TT11(X(40),X(17),X(2),X(31))-X(13)
 F(25)=0.857-X(61)

F(26)=X(10)-10.-X(11)
 F(27)=F10(X(60),X(11),X(10),X(14),X(13),X(59))
 F(28)=F2(X(17),X(11),X(29))
 F(29)=X(32)-X(59)/X(20)-X(31)
 F(30)=X(30)-X(29)
 F(31)=F6(X(17),X(2),X(12))
 F(32)=X(20)*(X(32)-X(28))-X(36)
 F(33)=(X(16)+(X(20)/X(18))+(X(17)-X(16)))-X(15)
 F(34)=X(25)-X(26)
 F(35)=X(7)-X(8)
 F(36)=(X(20)*(X(32)-X(26))+X(18)*(X(26)-X(21)))-X(37)



```
F(37)=((X(15)-X(16))/(X(17)-X(16)))*(X(32)-X(26))+X(26))-X(62)
F(38)=((X(62)-X(32))*(X(8)-X(14)))/(X(26)-X(32))+X(14))-X(63)
F(39)=((X(37)/(X(62)-X(71)))-X(18)
F(40)=((X(37)/(X(54)*(X(66)-X(65))))-X(64)
F(41)=F10(X(68),X(74),X(73),X(13),X(12),X(36))
IF(X(63)-(X(65)+10.))67,67,17
67 F(42)=((X(63)-5.))-X(66)
GO TO 115
17 F(42)=((X(65)+10.))-X(66)
115 CALL AUX(F,X)
RETURN
END
```

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR EQ
COMMON 0 VARIABLES 114 PROGRAM 2572

RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 041C (HEX)

END OF COMPILATION

// DUP

*STORE WS UA EQ
D 06 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM
*EXTENDED PRECISION

SUBROUTINE AUX(F,X)

DIMENSION F(100),X(100)

F2(XL1,T1,HL1)=(((561.86*XL1-1929.6)*XL1+2343.3)*XL1-828.41)*XL1

1-103.48)*XL1-76.824+1.12703*T1)-HL1

F10(UA,T1,T2,TT1,TT2,Q)=(UA*((T1-TT2)-(T2-TT1)))/(ALOG((T1-TT2)/(T

12-TT1))))-Q

F11(T1,T2,CPNHV)=(0.363+2.57*((920.+T1+T2)/2.*1.E-04-1.319*(920.+T

11+T2)/2.)*2*1.E-08)-CPNHV

F12(T1,T2,CPHOV)=(1.102-33.1/SQRT((920.+T1+T2)/2.))+416./((920.+T1+

1T2)/2.))-CPHOV

F13(T1,T2,CPNHL)=(1.08+0.000488*(T1+T2)/2.+0.28E-05*((T1+T2)/2.))*

12)-CPNHL

F14(C,CPHO,CPNH,CPM)=((1.-C)*CPHO+C*CPNH)-CPM

F(43)=(X(36)/(X(61)*(X(73)-X(74))))-X(67)

F(44)=F10(X(69),X(63),X(3),X(65),X(66),X(37))

F(45)=(X(21)+((X(1)-X(2))*144.*X(33))/778.))-X(22)

F(46)=(1.-X(15))*0.016+0.85*X(15)*(1./37.53))-X(33)

F(47)=X(3)-X(4)

F(48)=(X(24)-(X(18)/X(19))*(X(29)-X(22)))-X(25)

F(49)=F2(X(16),X(7),X(25))

F(50)=(X(18)*(X(23)-X(22)))-X(70)

F(51)=350.-X(71)

F(52)=300.-X(72)

F(53)=X(13)+5.-X(73)

F(54)=X(73)-15.-X(74)

F(55)=75.-X(65)

```

F(56)=F10(X(75)*X(6)*X(7)*X(4)*X(5)*X(70))
F(57)=X(70)/(X(24)-X(25))-X(19)
F(58)=X(18)-X(19)-X(20)
F(59)=X(18)*X(22)-X(21)/(42.4*0.75)-X(44)
F(60)=X(20)*X(27)+X(19)*X(24)+X(39)-X(18)*X(23)-X(34)
F(61)=F12(X(71)*X(72)*X(76))
F(62)=X(34)/(X(76)*X(71)-X(72))-X(58)
F(63)=X(36)/X(34)-X(41)
F(64)=X(460)+X(47)*X(460)+X(46)-X(460)+X(48)/(460)+X(46)*X(460)
1.*X(48)-X(460)+X(47)*X(460)+X(46)-X(42)
F(65)=X(41)/X(42)-X(43)
F(66)=X(18)*X(22)-X(21)-X(45)
F(67)=240.-X(6)
F(68)=X(71)+X(72)/2.-X(46)
F(69)=X(73)+X(74)/2.-X(47)
F(70)=130.-X(9)
F(71)=200.-X(1)
F(72)=30.-X(2)
F(73)=X(65)+X(66)+X(49)+X(50)/4.-X(48)
F(74)=75.-X(49)
F(75)=85.-X(50)
F(76)=1.-X(54)
RETURN
END

```

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR AUX
COMMON 0 VARIABLES 60 PROGRAM 1312

RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 01C2 (HEX)

END OF COMPILATION

// DUP

*STORE WS UA AUX
D 06 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM

*EXTENDED PRECISION

FUNCTION F3(XL,P,XV)

R=((10.749*XL-17.869)*XL+4.0279)*XL-1.3086)*XL+2.9622E-03*P*XL)*

1XL=4.256E-09*P+7.1588

F3=(1.0-(1.0-XL)**R)-XV

RETURN

END

FEATURES SUPPORTED

EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR F3

COMMON 0 VARIABLES 12 PROGRAM 98

RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 0024 (HEX)

END OF COMPILATION

// DUP

*STORE WS UA F3

D 06 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM
*EXTENDED PRECISION

FUNCTION F8(XL,P,XV)

R=((108.485*XL-229.009)*XL+155.247)*XL-41.0442)*XL)*XL+11.2925-0

1.031256*P+0.0213337*P*XL**2

F8=(1.0-(1.0-XL)**H)-XV

RETURN

END

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR F8
COMMON 0 VARIABLES 16 PROGRAM 106

RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS 002H (HEX)

END OF COMPILATION

// DUP

*STORE WS UA F8
D 06 ENTRY POINT NAME ALREADY IN LET/FLET

PAGE 1

// JOB

LOG DRIVE CART SPEC CART AVAIL PHY DRIVE
0000 0002 0002 0000

V2 M11 ACTUAL 16K CONFIG 16K

// FOR

*LIST SOURCE PROGRAM
*EXTENDED PRECISION

FUNCTION T11(XA,X3,P2,H11)

XL=XA

NCT=5

ICONT=0

DX=0.02

H=H11

IF(XA-1.0)10,10,11

11 WRITE(3,12)

12 FORMAT(IX,'VALOR DE XL12 MAIOR QUE 1')

GO TO 1

10 IF(X3-1.0)3,3,14

14 WRITE(3,15)

15 FORMAT(IX,'X3 MAIOR QUE 1')

GO TO 1.

3 CONTINUE

HMUD=H

R=((108.485*XL-229.009)*XL+155.247)*XL-41.0442)*XL)*XL+11.2925-0

1.031256*P2+0.0213337*P2*XL**2

XV1=1.0-(1.0-XL)**R

T11=(((-692.82*XL+1673.31)*XL-1424.98)*XL+787.79)*XL-564.78)*XL+(

1-C.34428+0.00011334*P2)*P2*XL+203.80+(1.8362-0.006011*P2)*P2

IF(ICONT=NCT)16,1,1

16 CONTINUE

FL=(X3-XV1)/(XL-XV1)

FV=1.-FL

HL11=(((-656.458*XL+1358.93)*XL-498.318)*XL-182.534)*XL-57.1775+1.

```

109174*TT11
HV11=((-4.948E-06*TT11+1.49518E-03)*TT11+0.415871)*TT11+530.976+((
1(4.05554E-05*TT11-0.0290022)*TT11+6.79126)*TT11)*(1.-XV1)
H=FL*HL11+FV*HV11
IF(H=H11)19,1,18
19 DXN=DX*(H11-HMUD)/(H-HMUD)
XL=XL-DX
DX=DXN
H=HMUD
ICONT=ICONT+1
18 XL=XL+DX
GO TO 3
1 RETURN
END

```

FEATURES SUPPORTED
EXTENDED PRECISION

CORE REQUIREMENTS FOR TT11
COMMON 0 VARIABLES 52 PROGRAM 488

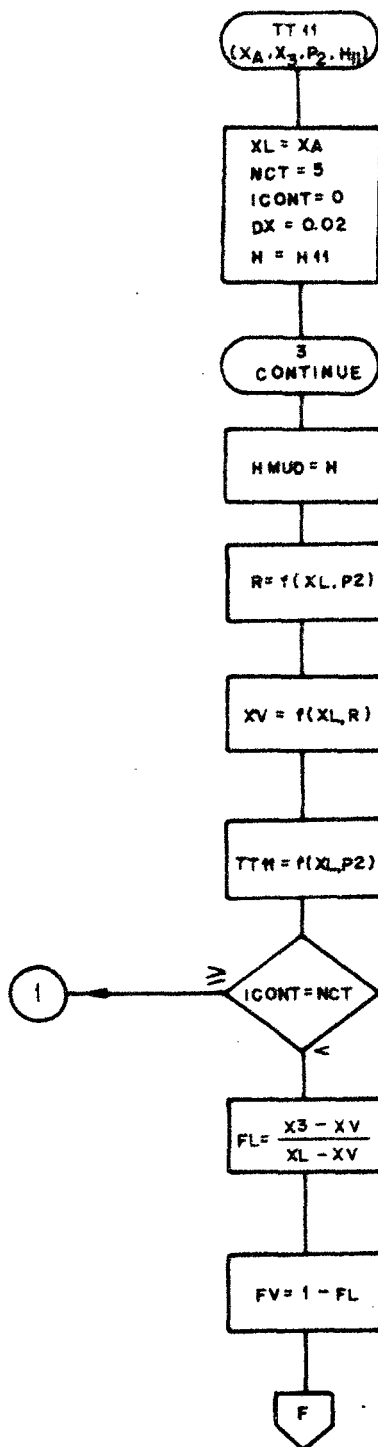
RELATIVE ENTRY POINT ADDRESS IS COBD (HEX)

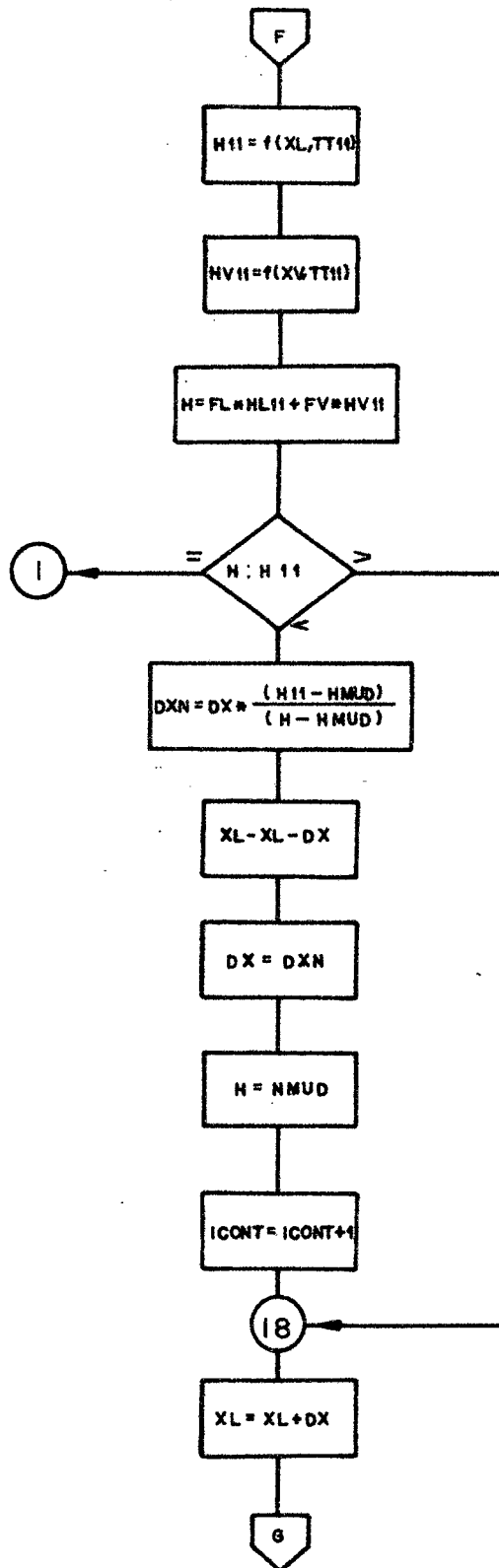
END OF COMPILATION

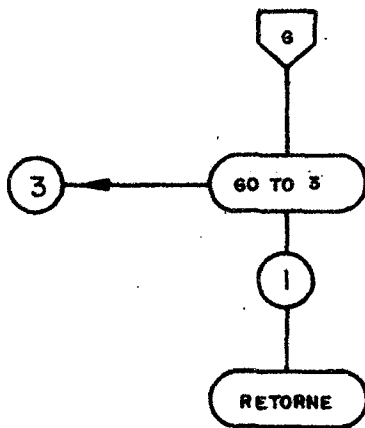
// DUP

*STOP WS UA TT11
CART ID 0002 DB ADDR 2F80 DB CNT 0025

FLUXOGRAMA Nº 5 - SUBPROGRAMA FUNÇÃO TT11







CAPÍTULO 6

6 - RESULTADOS

Neste capítulo, são apresentados os resultados de um exemplo usado como teste do modelo matemático e do programa de computador proposto nos capítulos anteriores .

Com o objetivo de aprimorar os programas de computador apresentados no Capítulo 6 , foram feitos testes com vários modelos . Com isto foi possível reduzir o tempo de processamento e melhorar a precisão dos resultados .

Foram testados modelos de 18, 48, 52, 76 e 83 equações, e o tempo de processamento por iteração foi o seguinte :

sistema	18 x 18	-	3 minutos por iteração
sistema	48 x 48	-	25 minutos por iteração
sistema	52 x 52	-	40 minutos por iteração
sistema	76 x 76	-	120 minutos por iteração
sistema	83 x 83	-	180 minutos por iteração

Do tempo de processamento, aproximadamente 66% é gasto para linearizar o sistema e o restante para resolver o sistema linearizado . A causa da degradação do tempo de processamento está ligada às limitações do sistema computacional disponível .

O sistema com 76 equações e 76 incógnitas apresenta um volume satisfatório de informações , e por este motivo ficou sendo o sistema definitivo . Entretanto o tempo de processamento foi aumentado de 120 para 180 minutos em função de maior precisão exigida para o cálculo de T_{11} , que se apresentava como fonte de divergência do sistema, Apêndice II .

A seguir estão os relatórios das iterações e valores iniciais .

NUMERO DE EQUACOES REPRESENTATIVAS DO SISTEMA 76

TOLERANCIA PARA O CRITERIO DE CONVERGENCIA 0.0010

VALORES INICIAIS

VALORES DE X

RESIDUOS DAS FUNCOES

P1	X(1) =	200.000	F(1) =	0.272
P2	X(2) =	30.000	F(2) =	0.060
T1	X(3) =	85.237	F(3) =	0.123
T2	X(4) =	85.237	F(4) =	0.913
T3	X(5) =	200.900	F(5) =	0.145
T4	X(6) =	240.000	F(6) =	0.000
T5	X(7) =	106.700	F(7) =	0.528
T6	X(8) =	106.700	F(8) =	0.083
T7	X(9) =	130.000	F(9) =	-0.035
T8	X(10) =	95.700	F(10) =	0.000
T9	X(11) =	85.700	F(11) =	0.233
T10	X(12) =	2.000	F(12) =	-0.001
T11	X(13) =	46.000	F(13) =	0.208
T12	X(14) =	66.800	F(14) =	0.008
X1	X(15) =	0.402	F(15) =	0.400
X2	X(16) =	0.201	F(16) =	-249.339
X3	X(17) =	0.996	F(17) =	-27.867
M1	X(18) =	250.000	F(18) =	0.899
M2	X(19) =	213.000	F(19) =	10.486
M3	X(20) =	36.000	F(20) =	-0.020
H1	X(21) =	-46.900	F(21) =	12.793
H2	X(22) =	-46.300	F(22) =	-596.855
H3	X(23) =	81.800	F(23) =	24.239
H4	X(24) =	136.000	F(24) =	5.593
H5	X(25) =	-13.000	F(25) =	0.000
H6	X(26) =	-13.000	F(26) =	0.000
H7	X(27) =	581.485	F(27) =	3.222
H8	X(28) =	73.300	F(28) =	0.994
H9	X(29) =	61.000	F(29) =	0.673
H10	X(30) =	61.000	F(30) =	0.000
H11	X(31) =	553.000	F(31) =	0.014
H12	X(32) =	565.300	F(32) =	-238.000
V1	X(33) =	0.018	F(33) =	-0.000
OG	X(34) =	35500.000	F(34) =	0.000
OD	X(35) =	4000.000	F(35) =	0.000
OE	X(36) =	17950.000	F(36) =	-251.200
QA	X(37) =	29545.000	F(37) =	-0.099
QC	X(38) =	18544.000	F(38) =	0.894
XL7	X(39) =	0.670	F(39) =	0.296
XL12	X(40) =	0.465	F(40) =	0.500

CONTINUACAO DOS VALORES INICIAIS

COP	X(41) =	0.500	F(41) =	-234.626
COPM	X(42) =	1.381	F(42) =	0.000
NR	X(43) =	0.440	F(43) =	1.343
HP	X(44) =	4.600	F(44) =	7619.809
QP	X(45) =	147.000	F(45) =	-0.033
TG	X(46) =	325.000	F(46) =	0.000
TE	X(47) =	43.500	F(47) =	0.000
TO	X(48) =	80.000	F(48) =	-1.352
TC1	X(49) =	75.000	F(49) =	-0.319
TC2	X(50) =	85.000	F(50) =	-52.000
WC	X(51) =	1854.000	F(51) =	0.000
UAC	X(52) =	591.700	F(52) =	0.000
XL	X(53) =	0.350	F(53) =	0.000
CPW	X(54) =	1.000	F(54) =	0.000
HV	X(55) =	630.000	F(55) =	0.000
TL	X(56) =	210.000	F(56) =	209.905
XV	X(57) =	0.950	F(57) =	2.281
WG	X(58) =	1553.000	F(58) =	1.000
QTA	X(59) =	418.560	F(59) =	0.116
UATA	X(60) =	12.400	F(60) =	-2048.539
CPB	X(61) =	0.857	F(61) =	0.000
HM	X(62) =	71.140	F(62) =	24.777
TM	X(63) =	100.000	F(63) =	0.005
VA	X(64) =	2954.000	F(64) =	2.924
TA1	X(65) =	75.000	F(65) =	-0.077
TA2	X(66) =	85.000	F(66) =	2.999
WE	X(67) =	1395.000	F(67) =	0.000
UAE	X(68) =	1171.000	F(68) =	0.000
UAA	X(69) =	2981.000	F(69) =	0.000
QTB	X(70) =	32077.000	F(70) =	0.000
TG1	X(71) =	350.000	F(71) =	0.000
TG2	X(72) =	300.000	F(72) =	0.000
TE1	X(73) =	51.000	F(73) =	0.000
TE2	X(74) =	36.000	F(74) =	0.000
UATB	X(75) =	1098.000	F(75) =	0.000
CV	X(76) =	0.450	F(76) =	0.000

ITERACAO NUMERO 1 NUMERO DE EQUACOES 76

VALOR DA PROPRIEDADE			INCREMENTO		RESIDUO	
P1	X(1) =	200.000	DELTA(1) =	-0.000	F(1) =	0.272
P2	X(2) =	30.000	DELTA(2) =	0.000	F(2) =	0.060
T1	X(3) =	85.719	DELTA(3) =	0.482	F(3) =	0.123
T2	X(4) =	85.719	DELTA(4) =	0.482	F(4) =	0.913
T3	X(5) =	201.487	DELTA(5) =	0.587	F(5) =	0.145
T4	X(6) =	240.000	DELTA(6) =	0.000	F(6) =	0.000
T5	X(7) =	107.098	DELTA(7) =	0.398	F(7) =	0.528
T6	X(8) =	107.098	DELTA(8) =	0.398	F(8) =	0.083
T7	X(9) =	130.000	DELTA(9) =	0.000	F(9) =	-0.035
T8	X(10) =	95.767	DELTA(10) =	0.067	F(10) =	0.000
T9	X(11) =	85.767	DELTA(11) =	0.067	F(11) =	0.233
T10	X(12) =	2.004	DELTA(12) =	0.004	F(12) =	-0.001
T11	X(13) =	52.650	DELTA(13) =	6.650	F(13) =	0.208
T12	X(14) =	66.847	DELTA(14) =	0.047	F(14) =	0.008
X1	X(15) =	0.401	DELTA(15) =	-0.000	F(15) =	0.400
X2	X(16) =	0.301	DELTA(16) =	0.000	F(16) =	-249.339
X3	X(17) =	0.996	DELTA(17) =	0.000	F(17) =	-27.867
M1	X(18) =	250.300	DELTA(18) =	0.300	F(18) =	0.899
M2	X(19) =	214.346	DELTA(19) =	1.346	F(19) =	10.486
M3	X(20) =	35.954	DELTA(20) =	-0.045	F(20) =	-0.020
H1	X(21) =	-46.280	DELTA(21) =	0.619	F(21) =	12.793
H2	X(22) =	-45.692	DELTA(22) =	0.607	F(22) =	-596.855
H3	X(23) =	82.577	DELTA(23) =	0.777	F(23) =	24.239
H4	X(24) =	136.868	DELTA(24) =	0.868	F(24) =	5.593
H5	X(25) =	-12.915	DELTA(25) =	0.084	F(25) =	0.000
H6	X(26) =	-12.915	DELTA(26) =	0.084	F(26) =	0.000
H7	X(27) =	581.442	DELTA(27) =	-0.042	F(27) =	3.222
H8	X(28) =	73.399	DELTA(28) =	0.099	F(28) =	0.994
H9	X(29) =	62.129	DELTA(29) =	1.129	F(29) =	0.673
H10	X(30) =	62.129	DELTA(30) =	1.129	F(30) =	0.000
H11	X(31) =	554.000	DELTA(31) =	1.000	F(31) =	0.014
H12	X(32) =	565.269	DELTA(32) =	-0.030	F(32) =	-238.000
V1	X(33) =	0.018	DELTA(33) =	0.000	F(33) =	-0.000
QG	X(34) =	33828.159	DELTA(34) =	-1671.840	F(34) =	0.000
QD	X(35) =	4255.839	DELTA(35) =	255.839	F(35) =	0.000
QE	X(36) =	17684.721	DELTA(36) =	-265.278	F(36) =	-251.200
QA	X(37) =	29139.550	DELTA(37) =	-405.449	F(37) =	-0.099
QC	X(38) =	18266.215	DELTA(38) =	-277.784	F(38) =	0.894
XL7	X(39) =	0.670	DELTA(39) =	0.000	F(39) =	0.296
XL12	X(40) =	0.465	DELTA(40) =	0.000	F(40) =	0.500

CONTINUAÇÃO DA ITERAÇÃO 1

COP	X(41) =	0.521	DELTA(41) =	0.021	F(41) =	-234.626
COPM	X(42) =	5.147	DELTA(42) =	3.766	F(42) =	0.000
NR	X(43) =	-0.608	DELTA(43) =	-1.048	F(43) =	1.343
HP	X(44) =	4.623	DELTA(44) =	0.023	F(44) =	7619.809
QP	X(45) =	147.019	DELTA(45) =	0.019	F(45) =	-0.033
TG	X(46) =	325.000	DELTA(46) =	0.000	F(46) =	0.000
TE	X(47) =	50.150	DELTA(47) =	6.650	F(47) =	0.000
TO	X(48) =	80.000	DELTA(48) =	0.000	F(48) =	-1.352
TC1	X(49) =	75.000	DELTA(49) =	0.000	F(49) =	-0.319
TC2	X(50) =	85.000	DELTA(50) =	-0.000	F(50) =	-52.000
WC	X(51) =	1826.621	DELTA(51) =	-27.378	F(51) =	0.000
UAC	X(52) =	582.874	DELTA(52) =	-8.825	F(52) =	0.000
XL	X(53) =	0.373	DELTA(53) =	0.023	F(53) =	0.000
CPW	X(54) =	1.000	DELTA(54) =	0.000	F(54) =	0.000
HV	X(55) =	646.362	DELTA(55) =	16.362	F(55) =	0.000
TL	X(56) =	211.487	DELTA(56) =	1.487	F(56) =	209.905
XV	X(57) =	0.944	DELTA(57) =	-0.005	F(57) =	2.281
WG	X(58) =	1501.558	DELTA(58) =	-51.441	F(58) =	1.000
OTA	X(59) =	405.166	DELTA(59) =	-13.393	F(59) =	0.116
UATA	X(60) =	12.989	DELTA(60) =	0.589	F(60) =	-2048.539
CPB	X(61) =	0.857	DELTA(61) =	0.000	F(61) =	0.000
HM	X(62) =	70.136	DELTA(62) =	-1.003	F(62) =	24.777
TM	X(63) =	101.316	DELTA(63) =	1.316	F(63) =	0.005
WA	X(64) =	2913.955	DELTA(64) =	-40.044	F(64) =	2.924
TA1	X(65) =	75.000	DELTA(65) =	-0.000	F(65) =	-0.077
TA2	X(66) =	85.000	DELTA(66) =	0.000	F(66) =	2.999
WE	X(67) =	1379.294	DELTA(67) =	-15.705	F(67) =	0.000
UAE	X(68) =	1022.422	DELTA(68) =	-148.577	F(68) =	0.000
UAA	X(69) =	2132.635	DELTA(69) =	-848.364	F(69) =	0.000
QTB	X(70) =	32106.156	DELTA(70) =	29.156	F(70) =	0.000
TG1	X(71) =	350.000	DELTA(71) =	0.000	F(71) =	0.000
TG2	X(72) =	300.000	DELTA(72) =	0.000	F(72) =	0.000
TE1	X(73) =	57.650	DELTA(73) =	6.650	F(73) =	0.000
TE2	X(74) =	42.650	DELTA(74) =	6.650	F(74) =	0.000
UATB	X(75) =	1102.873	DELTA(75) =	4.873	F(75) =	0.000
CV	X(76) =	0.450	DELTA(76) =	0.000	F(76) =	0.000

ITERACAO NUMERO 2 NUMERO DE EQUACOES 76

VALOR DA PROPRIEDADE			INCREMENTO		RESIDUO	
P1	X(1) =	200.000	DELTA(1) =	0.000	F(1) =	0.000
P2	X(2) =	30.000	DELTA(2) =	-0.000	F(2) =	0.000
T1	X(3) =	85.718	DELTA(3) =	-0.001	F(3) =	0.000
T2	X(4) =	85.718	DELTA(4) =	-0.001	F(4) =	-0.000
T3	X(5) =	201.486	DELTA(5) =	-0.001	F(5) =	0.000
T4	X(6) =	240.000	DELTA(6) =	0.000	F(6) =	-0.000
T5	X(7) =	107.095	DELTA(7) =	-0.003	F(7) =	0.042
T6	X(8) =	107.095	DELTA(8) =	-0.003	F(8) =	0.000
T7	X(9) =	130.000	DELTA(9) =	0.000	F(9) =	-0.000
T8	X(10) =	95.767	DELTA(10) =	0.000	F(10) =	-0.000
T9	X(11) =	85.767	DELTA(11) =	0.000	F(11) =	0.000
T10	X(12) =	2.004	DELTA(12) =	0.000	F(12) =	-0.000
T11	X(13) =	52.659	DELTA(13) =	0.009	F(13) =	0.000
T12	X(14) =	66.846	DELTA(14) =	-0.000	F(14) =	0.000
X1	X(15) =	0.401	DELTA(15) =	0.000	F(15) =	-0.000
X2	X(16) =	0.301	DELTA(16) =	0.000	F(16) =	0.006
X3	X(17) =	0.996	DELTA(17) =	-0.000	F(17) =	-0.384
M1	X(18) =	250.303	DELTA(18) =	0.002	F(18) =	-0.000
M2	X(19) =	214.347	DELTA(19) =	0.000	F(19) =	0.156
M3	X(20) =	35.955	DELTA(20) =	0.001	F(20) =	-0.001
H1	X(21) =	-46.281	DELTA(21) =	-0.001	F(21) =	-0.034
H2	X(22) =	-45.693	DELTA(22) =	-0.001	F(22) =	7.458
H3	X(23) =	82.576	DELTA(23) =	-0.001	F(23) =	0.047
H4	X(24) =	136.868	DELTA(24) =	-0.000	F(24) =	0.010
H5	X(25) =	-12.919	DELTA(25) =	-0.003	F(25) =	0.000
H6	X(26) =	-12.919	DELTA(26) =	-0.003	F(26) =	-0.000
H7	X(27) =	581.485	DELTA(27) =	0.042	F(27) =	-2.849
H8	X(28) =	73.399	DELTA(28) =	-0.000	F(28) =	-0.000
H9	X(29) =	62.129	DELTA(29) =	-0.000	F(29) =	0.000
H10	X(30) =	62.129	DELTA(30) =	-0.000	F(30) =	0.000
H11	X(31) =	553.999	DELTA(31) =	-0.000	F(31) =	0.000
H12	X(32) =	565.269	DELTA(32) =	-0.000	F(32) =	0.006
V1	X(33) =	0.018	DELTA(33) =	0.000	F(33) =	0.000
QG	X(34) =	33903.693	DELTA(34) =	75.533	F(34) =	-0.000
QD	X(35) =	4327.703	DELTA(35) =	71.863	F(35) =	0.000
QE	X(36) =	17685.621	DELTA(36) =	0.900	F(36) =	-0.155
QA	X(37) =	29139.951	DELTA(37) =	0.401	F(37) =	0.000
QC	X(38) =	18268.677	DELTA(38) =	2.461	F(38) =	0.000
XL7	X(39) =	0.670	DELTA(39) =	0.000	F(39) =	0.001
XL12	X(40) =	0.465	DELTA(40) =	0.000	F(40) =	-0.000

CONTINUACAO DA ITERACAO 2

COP	X(41) =	0.521	DELTA(41) =	-0.000	F(41) =	-292.352
COPM	X(42) =	5.335	DELTA(42) =	0.188	F(42) =	0.000
NR	X(43) =	0.097	DELTA(43) =	0.706	F(43) =	-3.586
HP	X(44) =	4.523	DELTA(44) =	-0.000	F(44) =	-727.399
OP	X(45) =	147.017	DELTA(45) =	-0.002	F(45) =	0.000
TG	X(46) =	325.000	DELTA(46) =	0.000	F(46) =	0.000
TE	X(47) =	50.159	DELTA(47) =	0.009	F(47) =	0.000
TO	X(48) =	80.000	DELTA(48) =	-0.000	F(48) =	-0.002
TC1	X(49) =	75.000	DELTA(49) =	0.000	F(49) =	-0.000
TC2	X(50) =	85.000	DELTA(50) =	0.000	F(50) =	0.050
WC	X(51) =	1826.867	DELTA(51) =	0.246	F(51) =	0.000
UAC	X(52) =	582.965	DELTA(52) =	0.090	F(52) =	0.000
XL	X(53) =	0.373	DELTA(53) =	0.000	F(53) =	0.000
CPW	X(54) =	1.000	DELTA(54) =	-0.000	F(54) =	-0.000
HV	X(55) =	646.911	DELTA(55) =	0.549	F(55) =	0.000
TL	X(56) =	211.486	DELTA(56) =	-0.001	F(56) =	-1.079
XV	X(57) =	0.943	DELTA(57) =	-0.001	F(57) =	0.003
WG	X(58) =	1505.002	DELTA(58) =	3.443	F(58) =	-0.000
QTA	X(59) =	405.234	DELTA(59) =	0.067	F(59) =	-0.000
UATA	X(60) =	13.086	DELTA(60) =	0.096	F(60) =	0.939
CPB	X(61) =	0.857	DELTA(61) =	0.000	F(61) =	0.000
HM	X(62) =	70.137	DELTA(62) =	0.000	F(62) =	0.090
TM	X(63) =	101.313	DELTA(63) =	-0.002	F(63) =	0.000
WA	X(64) =	2913.995	DELTA(64) =	0.040	F(64) =	0.186
TA1	X(65) =	75.000	DELTA(65) =	0.000	F(65) =	0.709
TA2	X(66) =	85.000	DELTA(66) =	-0.000	F(66) =	-0.003
WE	X(67) =	1375.783	DELTA(67) =	-3.511	F(67) =	0.000
UAE	X(68) =	1039.504	DELTA(68) =	17.082	F(68) =	0.000
UAA	X(69) =	2187.541	DELTA(69) =	54.905	F(69) =	0.000
OTB	X(70) =	32106.494	DELTA(70) =	0.338	F(70) =	0.000
TG1	X(71) =	350.000	DELTA(71) =	0.000	F(71) =	0.000
TG2	X(72) =	300.000	DELTA(72) =	0.000	F(72) =	0.000
TE1	X(73) =	57.659	DELTA(73) =	0.009	F(73) =	0.000
TE2	X(74) =	42.659	DELTA(74) =	0.009	F(74) =	0.000
UATB	X(75) =	1102.957	DELTA(75) =	0.084	F(75) =	0.000
CV	X(76) =	0.450	DELTA(76) =	0.000	F(76) =	0.000

ITERACAO NUMERO 3 NUMERO DE EQUACOES 76

VALOR DA PROPRIEDADE		INCREMENTO		RESIDUO		
P1	X(1) =	200.000	DELTA(1) =	0.000	F(1) =	-0.000
P2	X(2) =	30.000	DELTA(2) =	0.000	F(2) =	-0.000
T1	X(3) =	85.718	DELTA(3) =	0.000	F(3) =	0.000
T2	X(4) =	85.718	DELTA(4) =	0.000	F(4) =	0.000
T3	X(5) =	201.486	DELTA(5) =	0.000	F(5) =	0.000
T4	X(6) =	240.000	DELTA(6) =	-0.000	F(6) =	-0.000
T5	X(7) =	107.095	DELTA(7) =	0.000	F(7) =	-0.000
T6	X(8) =	107.095	DELTA(8) =	0.000	F(8) =	0.000
T7	X(9) =	130.000	DELTA(9) =	0.000	F(9) =	0.000
T8	X(10) =	95.767	DELTA(10) =	0.000	F(10) =	-0.000
T9	X(11) =	85.767	DELTA(11) =	0.000	F(11) =	0.000
T10	X(12) =	2.004	DELTA(12) =	-0.000	F(12) =	-0.000
T11	X(13) =	52.659	DELTA(13) =	-0.000	F(13) =	-0.000
T12	X(14) =	66.846	DELTA(14) =	-0.000	F(14) =	-0.000
X1	X(15) =	0.401	DELTA(15) =	-0.000	F(15) =	-0.000
X2	X(16) =	0.301	DELTA(16) =	0.000	F(16) =	0.000
X3	X(17) =	0.996	DELTA(17) =	-0.000	F(17) =	0.000
M1	X(18) =	250.302	DELTA(18) =	-0.000	F(18) =	0.000
M2	X(19) =	214.347	DELTA(19) =	-0.000	F(19) =	0.000
M3	X(20) =	35.955	DELTA(20) =	-0.000	F(20) =	-0.000
H1	X(21) =	-46.281	DELTA(21) =	0.000	F(21) =	-0.002
H2	X(22) =	-45.693	DELTA(22) =	0.000	F(22) =	0.211
H3	X(23) =	82.576	DELTA(23) =	0.000	F(23) =	0.000
H4	X(24) =	136.868	DELTA(24) =	-0.000	F(24) =	-0.000
H5	X(25) =	-12.919	DELTA(25) =	0.000	F(25) =	0.000
H6	X(26) =	-12.919	DELTA(26) =	0.000	F(26) =	0.000
H7	X(27) =	581.485	DELTA(27) =	-0.000	F(27) =	-0.000
H8	X(28) =	73.399	DELTA(28) =	0.000	F(28) =	0.000
H9	X(29) =	62.129	DELTA(29) =	0.000	F(29) =	0.000
H10	X(30) =	62.129	DELTA(30) =	0.000	F(30) =	0.000
H11	X(31) =	553.999	DELTA(31) =	0.000	F(31) =	-0.000
H12	X(32) =	565.269	DELTA(32) =	-0.000	F(32) =	0.000
V1	X(33) =	0.018	DELTA(33) =	-0.000	F(33) =	-0.000
QG	X(34) =	33903.740	DELTA(34) =	0.047	F(34) =	0.000
OD	X(35) =	4327.809	DELTA(35) =	0.106	F(35) =	0.000
QE	X(36) =	17685.585	DELTA(36) =	-0.036	F(36) =	0.000
QA	X(37) =	29139.894	DELTA(37) =	-0.057	F(37) =	0.000
QC	X(38) =	18268.639	DELTA(38) =	-0.037	F(38) =	0.000
XL7	X(39) =	0.670	DELTA(39) =	0.000	F(39) =	-0.000
XL12	X(40) =	0.465	DELTA(40) =	0.000	F(40) =	0.000

CONTINUACAO DA ITERACAO 3

COP	X(41) =	0.521	DELTA(41) =	-0.000	F(41) =	0.103
COPM	X(42) =	5.335	DELTA(42) =	-0.000	F(42) =	0.000
NR	X(43) =	0.097	DELTA(43) =	0.000	F(43) =	-0.005
MP	X(44) =	4.623	DELTA(44) =	-0.000	F(44) =	-0.098
QP	X(45) =	147.017	DELTA(45) =	-0.000	F(45) =	-0.000
TG	X(46) =	325.000	DELTA(46) =	0.000	F(46) =	0.000
TE	X(47) =	50.159	DELTA(47) =	-0.000	F(47) =	0.000
TO	X(48) =	80.000	DELTA(48) =	0.000	F(48) =	0.000
TC1	X(49) =	75.000	DELTA(49) =	0.000	F(49) =	0.000
TC2	X(50) =	85.000	DELTA(50) =	0.000	F(50) =	-0.000
WC	X(51) =	1826.863	DELTA(51) =	-0.003	F(51) =	0.000
UAC	X(52) =	582.964	DELTA(52) =	-0.001	F(52) =	0.000
XL	X(53) =	0.373	DELTA(53) =	-0.000	F(53) =	0.000
CPW	X(54) =	1.000	DELTA(54) =	-0.000	F(54) =	0.000
HV	X(55) =	646.909	DELTA(55) =	-0.002	F(55) =	0.000
TL	X(56) =	211.486	DELTA(56) =	0.000	F(56) =	-0.003
XV	X(57) =	0.943	DELTA(57) =	-0.000	F(57) =	-0.000
WG	X(58) =	1505.004	DELTA(58) =	0.002	F(58) =	-0.000
OTA	X(59) =	405.233	DELTA(59) =	-0.000	F(59) =	0.000
UATA	X(60) =	13.085	DELTA(60) =	-0.000	F(60) =	-0.000
CPB	X(61) =	0.857	DELTA(61) =	0.000	F(61) =	0.000
HM	X(62) =	70.137	DELTA(62) =	-0.000	F(62) =	-0.000
TM	X(63) =	101.313	DELTA(63) =	0.000	F(63) =	0.000
WA	X(64) =	2913.989	DELTA(64) =	-0.005	F(64) =	-0.000
TA1	X(65) =	75.000	DELTA(65) =	-0.000	F(65) =	0.000
TA2	X(66) =	85.000	DELTA(66) =	0.000	F(66) =	0.000
WE	X(67) =	1375.774	DELTA(67) =	-0.008	F(67) =	0.000
UAE	X(68) =	1039.496	DELTA(68) =	-0.008	F(68) =	0.000
UAA	X(69) =	2187.539	DELTA(69) =	-0.001	F(69) =	0.000
QTB	X(70) =	32106.465	DELTA(70) =	-0.028	F(70) =	0.000
TG1	X(71) =	350.000	DELTA(71) =	0.000	F(71) =	0.000
TG2	X(72) =	300.000	DELTA(72) =	0.000	F(72) =	0.000
TE1	X(73) =	57.659	DELTA(73) =	-0.000	F(73) =	0.000
TE2	X(74) =	42.659	DELTA(74) =	-0.000	F(74) =	0.000
UATB	X(75) =	1102.957	DELTA(75) =	0.000	F(75) =	0.000
CV	X(76) =	0.450	DELTA(76) =	0.000	F(76) =	0.000

CONVERGENCIA DO SISTEMA

ITERAÇÃO DE CONVERGENCIA UNIDADE 4

VALORES NA CONVERGENCIA

P1	X(1) =	200.000	DELTA(1) =	0.000	F(1) =	0.000
P2	X(2) =	30.000	DELTA(2) =	0.000	F(2) =	-0.000
T1	X(3) =	55.716	DELTA(3) =	0.000	F(3) =	0.000
T2	X(4) =	85.716	DELTA(4) =	0.000	F(4) =	0.000
T3	X(5) =	201.486	DELTA(5) =	0.000	F(5) =	-0.000
T4	X(6) =	240.000	DELTA(6) =	-0.000	F(6) =	-0.000
T5	X(7) =	107.000	DELTA(7) =	0.000	F(7) =	-0.000
T6	X(8) =	107.000	DELTA(8) =	0.000	F(8) =	0.000
T7	X(9) =	130.000	DELTA(9) =	-0.000	F(9) =	0.000
T8	X(10) =	95.767	DELTA(10) =	0.000	F(10) =	-0.000
T9	X(11) =	95.767	DELTA(11) =	0.000	F(11) =	-0.000
T10	X(12) =	7.000	DELTA(12) =	0.000	F(12) =	-0.000
T11	X(13) =	52.659	DELTA(13) =	-0.000	F(13) =	0.000
T12	X(14) =	66.846	DELTA(14) =	0.000	F(14) =	-0.000
X1	X(15) =	0.401	DELTA(15) =	-0.000	F(15) =	0.000
X2	X(16) =	0.301	DELTA(16) =	-0.000	F(16) =	0.000
X3	X(17) =	0.996	DELTA(17) =	-0.000	F(17) =	-0.000
V1	X(18) =	250.302	DELTA(18) =	-0.000	F(18) =	0.000
V2	X(19) =	214.347	DELTA(19) =	-0.000	F(19) =	0.000
V3	X(20) =	35.955	DELTA(20) =	-0.000	F(20) =	0.000
H1	X(21) =	-46.281	DELTA(21) =	0.000	F(21) =	-0.000
H2	X(22) =	-45.653	DELTA(22) =	0.000	F(22) =	0.000
H3	X(23) =	82.576	DELTA(23) =	0.000	F(23) =	-0.000
H4	X(24) =	136.866	DELTA(24) =	0.000	F(24) =	-0.000
H5	X(25) =	-12.916	DELTA(25) =	0.000	F(25) =	0.000
H6	X(26) =	-12.916	DELTA(26) =	0.000	F(26) =	0.000
H7	X(27) =	591.485	DELTA(27) =	-0.000	F(27) =	-0.000
H8	X(28) =	73.399	DELTA(28) =	0.000	F(28) =	0.000
H9	X(29) =	62.129	DELTA(29) =	-0.000	F(29) =	0.000
H10	X(30) =	62.129	DELTA(30) =	-0.000	F(30) =	0.000
H11	X(31) =	553.999	DELTA(31) =	0.000	F(31) =	-0.000
H12	X(32) =	553.269	DELTA(32) =	-0.000	F(32) =	0.000
V1	X(33) =	0.018	DELTA(33) =	-0.000	F(33) =	0.000
CG	X(34) =	33933.632	DELTA(34) =	-0.107	F(34) =	0.000
CD	X(35) =	4327.802	DELTA(35) =	-0.006	F(35) =	0.000
CE	X(36) =	17695.521	DELTA(36) =	-0.064	F(36) =	0.000
CA	X(37) =	29139.795	DELTA(37) =	-0.099	F(37) =	0.000
CC	X(38) =	18268.573	DELTA(38) =	-0.066	F(38) =	0.000
XL7	X(39) =	0.670	DELTA(39) =	-0.000	F(39) =	0.000
XL12	X(40) =	0.465	DELTA(40) =	-0.000	F(40) =	0.000

CONTINUACAO DOS VALORES DE CONVERGENCIA 4

COP	X(41) =	0.521	DELTA(41) =	-0.000	F(41) =	-0.000
COPM	X(42) =	5.335	DELTA(42) =	-0.000	F(42) =	0.000
LR	X(43) =	0.097	DELTA(43) =	-0.000	F(43) =	0.000
HP	X(44) =	4.623	DELTA(44) =	-0.000	F(44) =	0.000
QP	X(45) =	147.017	DELTA(45) =	-0.000	F(45) =	0.000
TG	X(46) =	325.000	DELTA(46) =	0.000	F(46) =	0.000
TE	X(47) =	50.159	DELTA(47) =	-0.000	F(47) =	0.000
TO	X(48) =	80.000	DELTA(48) =	-0.000	F(48) =	-0.000
TC1	X(49) =	75.000	DELTA(49) =	-0.000	F(49) =	0.000
TC2	X(50) =	85.000	DELTA(50) =	-0.000	F(50) =	0.000
WC	X(51) =	1826.857	DELTA(51) =	-0.006	F(51) =	0.000
UAC	X(52) =	582.962	DELTA(52) =	-0.002	F(52) =	0.000
XL	X(53) =	0.373	DELTA(53) =	-0.000	F(53) =	0.000
CPW	X(54) =	1.000	DELTA(54) =	-0.000	F(54) =	0.000
HV	X(55) =	646.909	DELTA(55) =	0.000	F(55) =	0.000
TL	X(56) =	211.486	DELTA(56) =	0.000	F(56) =	0.000
XV	X(57) =	0.943	DELTA(57) =	-0.000	F(57) =	0.000
WG	X(58) =	1504.999	DELTA(58) =	-0.004	F(58) =	-0.000
QTA	X(59) =	405.231	DELTA(59) =	-0.001	F(59) =	-0.000
QATA	X(60) =	13.085	DELTA(60) =	-0.000	F(60) =	0.000
CPB	X(61) =	0.857	DELTA(61) =	0.000	F(61) =	0.000
HM	X(62) =	70.137	DELTA(62) =	-0.000	F(62) =	0.000
TM	X(63) =	101.313	DELTA(63) =	0.000	F(63) =	-0.000
WA	X(64) =	2913.979	DELTA(64) =	-0.009	F(64) =	-0.000
TA1	X(65) =	75.000	DELTA(65) =	0.000	F(65) =	0.000
TA2	X(66) =	85.000	DELTA(66) =	-0.000	F(66) =	-0.000
WE	X(67) =	1375.769	DELTA(67) =	-0.004	F(67) =	0.000
UAE	X(68) =	1039.493	DELTA(68) =	-0.003	F(68) =	0.000
UAA	X(69) =	2187.518	DELTA(69) =	-0.020	F(69) =	0.000
QTB	X(70) =	32106.448	DELTA(70) =	-0.017	F(70) =	0.000
TG1	X(71) =	350.000	DELTA(71) =	0.000	F(71) =	0.000
TG2	X(72) =	300.000	DELTA(72) =	0.000	F(72) =	0.000
TE1	X(73) =	57.659	DELTA(73) =	-0.000	F(73) =	0.000
TE2	X(74) =	42.659	DELTA(74) =	-0.000	F(74) =	0.000
UATB	X(75) =	1102.959	DELTA(75) =	0.001	F(75) =	0.000
CV	X(76) =	0.450	DELTA(76) =	0.000	F(76) =	0.000

6.1 - Condições de Funcionamento do Sistema

O sistema simulado foi o sistema básico apresentado na Fig. 2.2 , tendo como agente de aquecimento vapor de água superaquecido .

Foram escolhidas as seguintes condições de operação para o sistema :

- temperatura do vapor superaquecido na entrada do gerador ,

$$tg_1 = 350^{\circ}\text{F}$$

- temperatura do vapor superaquecido na saída do gerador ,

$$tg_2 = 300^{\circ}\text{F}$$

- temperatura da mistura líquida na saída do gerador ,

$$T_4 = 240^{\circ}\text{F}$$

- temperatura do vapor na saída do deflegmator ,

$$T_7 = 130^{\circ}\text{F}$$

- pressão no lado de alta ,

$$P_1 = 200 \text{ psia}$$

- pressão no lado de baixa ,

$$P_2 = 30 \text{ psia}$$

- temperatura da água de condensação na entrada do condensador ,

$$tc_1 = 75^{\circ}\text{F}$$

- temperatura da água de condensação na saída do condensador ,

$$tc_2 = 85^{\circ}\text{F}$$

- calor específico da salmoura ,

$$C_{p_b} = 0,857 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

Com o sistema funcionando nas condições propostas foram obtidos os resultados apresentados nos Quadros 6.I, 6.II, 6.III, 6.IV

6.2 - Discussão dos Resultados

Pela observação do Quadro 6.V , pode-se concluir que os polinômios de Jain¹² são aplicáveis em faixas de pressões relativamente inferiores às recomendadas. Fora das pressões recomendadas, 50 a 80 psia e 250 a 350 psia , os valores calculados pelos polinômios, quando comparados com os tabelados pelo IGT¹¹ , apresentaram um erro máximo de aproximadamente 10% para entalpia do líquido a 30 psia e um erro máximo de 0,5% para temperatura do líquido a 200 psia . Possivelmente em pressões inferiores a 30 psia o erro aumentará .

Para a concentração de vapor foi observado um erro de 9,2% na concentração de água no vapor (lb de água/lb de vapor); este erro é baseado na concentração de água da mistura . Jain¹² mostra que este erro na realidade não afeta a precisão dos resultados, pois quando a concentração de líquido excede 0,6 ... lb NH₃/lb mistura, a concentração de água no vapor é inferior a 0,01 lb H₂O/lb mistura .

Observando-se o Quadro 6.IV , nota-se um alto valor do COP_{máx} . Isto ocorreu porque para cálculo deste valor usou-se a temperatura média da fonte, que foi assumida muito alta, muito embora a temperatura de saída do gerador tenha sido assumida a

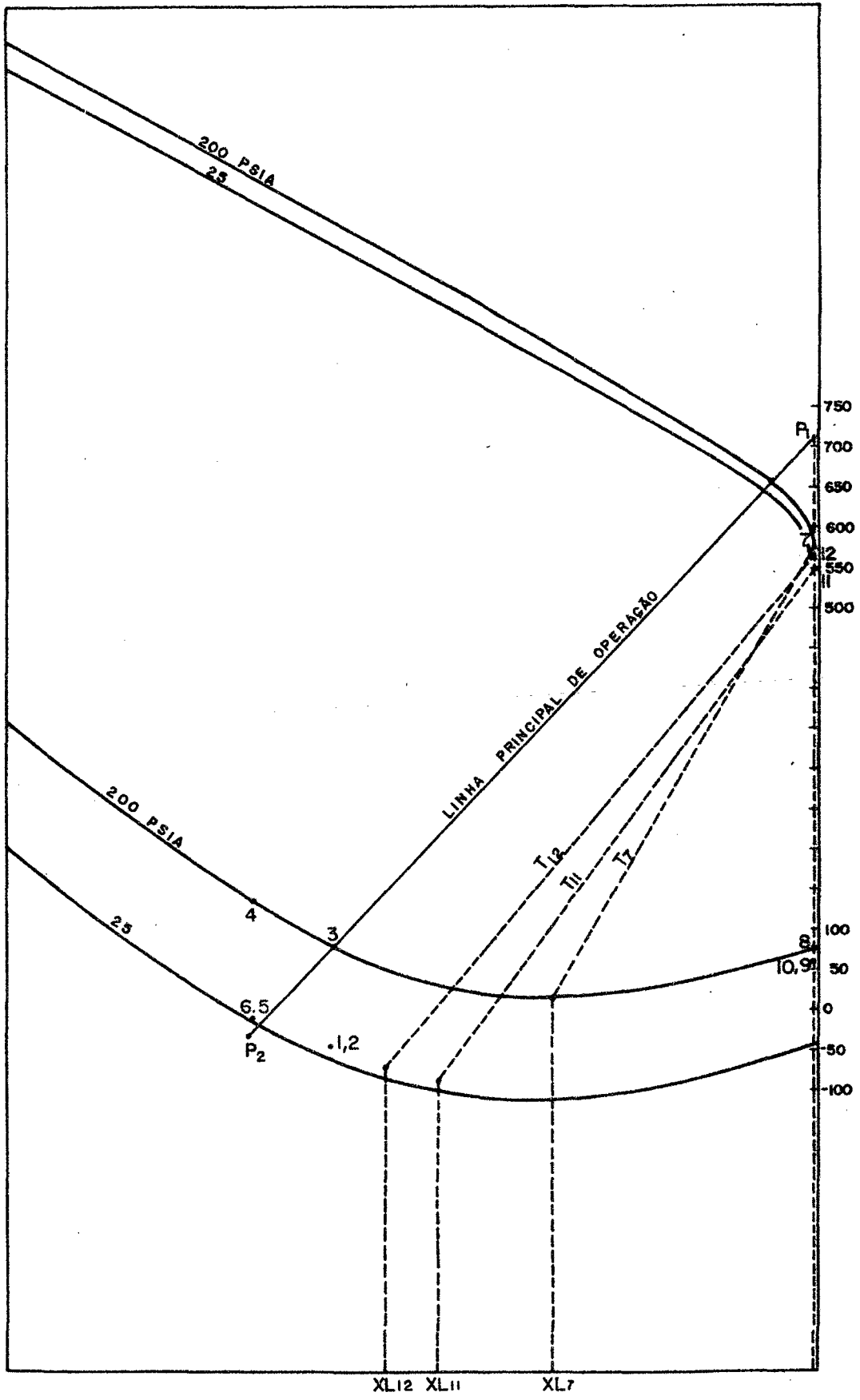


Fig. 6.1 - Diagrama H - X para amônia - água.

240°F . Isto realmente não ocorre nos sistemas reais . Naturalmente a razão de reversibilidade terá um valor muito baixo, já que o COP da instalação foi calculado em bases reais .

Os valores mostrados no Quadro 6.I , estão plotados no diagrama Amônia-Água , Fig. 6.1; nesta figura pode-se ver que os dados obtidos na solução do modelo são coerentes com os valores do sistema funcionando nas condições propostas .

6.3 - Exemplo de Aproveitamento de Energia Residual

Uma considerável parcela da energia calorífica do combustível nos motores Diesel, é rejeitada nos gases de escapamento . A Fig. 6.2 mostra um esquema de balanço térmico de um motor de fabricação MAN ^{2º} modelo G7V40/60 m.A , onde 23,24 % de energia do combustível é rejeitada nos gases de escapamento. Esta energia pode ser aproveitada para acionar um sistema de refrigeração por absorção .

No esquema de aproveitamento de energia mostrado na Fig. 6.2 , os gases de escapamento após saírem do turbo-compressor passam por um trocador onde cedem energia para o vapor de água que vai acionar o sistema de refrigeração .

Considerando-se que a unidade de refrigeração vá funcionar nas mesmas condições que o exemplo simulado , tem-se os seguintes dados :

- temperatura do vapor superaquecido na entrada do gerador,

$$tg_1 = 375 \text{ } ^\circ\text{F}$$

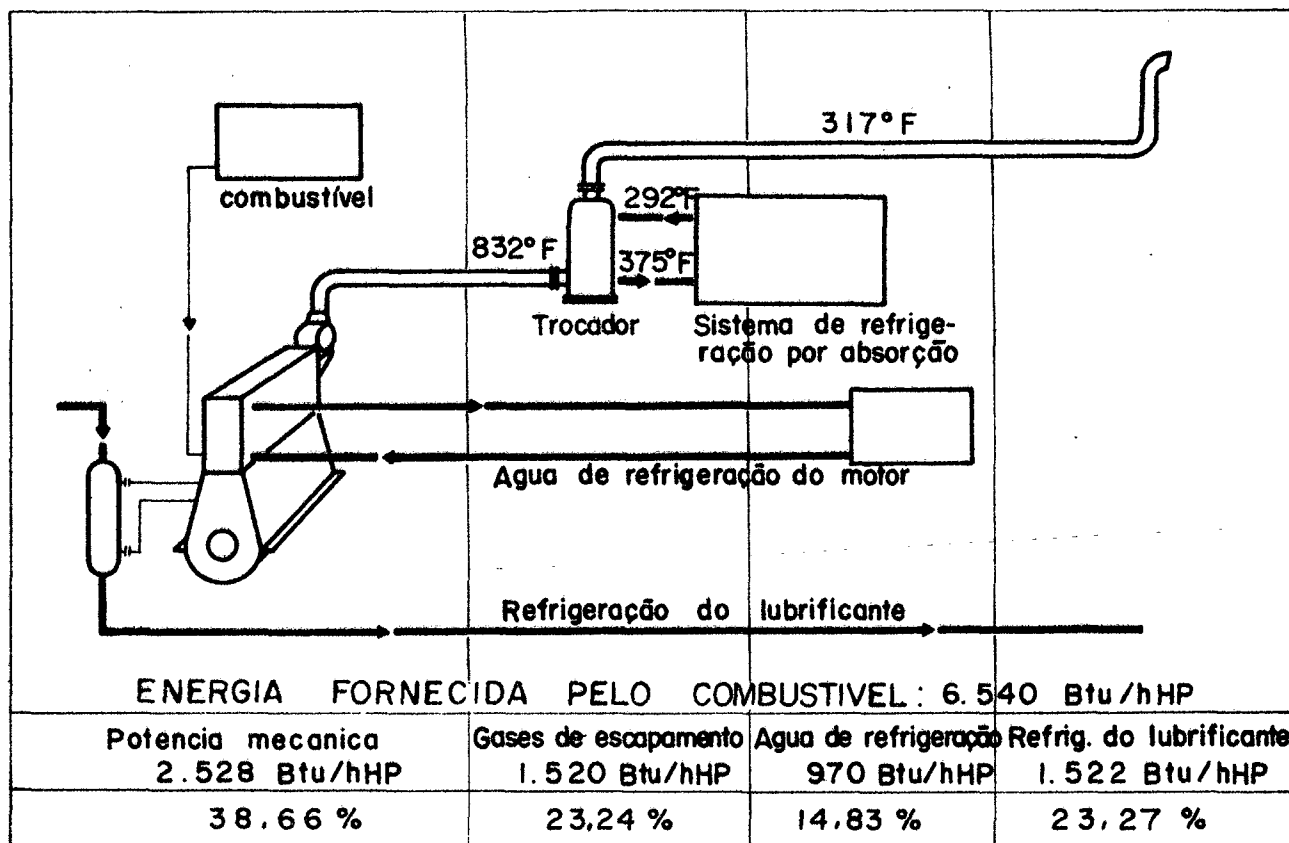


Fig. 6.2 - Recuperação dos gases de escape de um motor Diesel.

- temperatura do vapor superaquecido na saída do gerador,

$$t_{g2} = 292^{\circ}\text{F}$$

- temperatura da solução fraca na saída do gerador,

$$T_4 = 240^{\circ}\text{F}$$

- temperatura da mistura de vapor na saída do gerador,

$$T_7 = 130^{\circ}\text{F}$$

- pressão no lado de alta,

$$P_1 = 200 \text{ psia}$$

- pressão no lado de baixa,

$$P_2 = 30 \text{ psia}$$

- coeficiente de performance da instalação,

$$\text{COP} = 0,521$$

- calor entregue pelos gases de escapamento do motor Diesel,

$$Q = 1.520 \text{ Btu/hora HP}$$

Tem-se da Eq. (3.88) que

$$\text{COP} = \frac{Q_e}{Q_g}$$

Pode-se então calcular o calor de evaporação

$$Q_e = \text{COP} \times Q_g$$

$$Q_e = 0,521 \times 1520$$

$$Q_e = 791,42 \text{ Btu/hora HP}$$

Considerando-se um motor de 200 HP, tem-se

$$Q_e = 158.284 \text{ Btu/hora}$$

ou

$$Q_e = 13,19 \text{ ton de refrigeração}$$

Este exemplo mostra a potencialidade dos sistemas de refrigeração por absorção e a necessidade do desenvolvimento de seu estudo visando o aproveitamento de energia térmica residual .

Quadro 6.1 - Propriedades Termodinâmicas
e Fluxo de Massa

PONTO	PRESSÃO psia	TEMPERATURA °F	CONCENTRAÇÃO lbNH ₃ /lb mis	ENTALPIA Btu/lb mis	FLUXO DE MASSA lb mis./ hora
1	30	85.71	0.401	- 46.28	250.3
2	200	85.71	0.401	- 45.69	250.3
3	200	201.4	0.401	82.57	250.3
4	200	240.0	0.301	136.86	214.3
5	200	107.09	0.301	- 12.91	214.3
6	30	107.09	0.301	- 12.91	214.3
7	200	130.0	0.996	581.4	35.9
8	200	95.7	0.996	73.39	35.0
9	200	85.7	0.996	62.12	35.9
10	30	2.0	0.996	62.12	35.9
11	30	52.6	0.996	553.99	35.9
12	30	66.8	0.996	565.26	35.9
m*	30	101.3	0.401	70.13	250.3
P ₁ **	200	211.4	0.943	646.9	
P ₂ **	200	211.4	0.373		

Concentração de líquido correspondente a T₇ : XL₇ = 0.670

Concentração de líquido para cálculo de T₁₂ : XL₁₂ = 0.465

* Propriedades do ponto de mistura no absorvedor .

** Valores das propriedades para traçado da Linha Principal de Operação do Sistema .

Quadro 6.II - Características dos Componentes

COMPONENTE	TEMP. ENTRADA °F	TEMP. SAÍDA °F	FLUXO DE MASSA lb/(hora)	FLUXO DE CALOR Btu/(hora)	U A Btu/°F (hora)
Condensador	75	85	1826,8	18.268,5	582,9
Evaporador	57,6	42,6	1375,7	17.685,6	1039,4
Absorvedor	75	85	2913,9	29.139,7	2187,5
Gerador	350	300	1504,0	33.903,6	-
Pré-Aquecedor	-	-	-	32.106,4	1102,9
Pré-Resfriador	-	-	-	405,2	13,0
Bomba	-	-	-	147,0	-
Deflegmator	-	-	-	4.327,8	-

Quadro 6.III - Balanco Térmico do Sistema

COMPONENTE	CALOR RECEBIDO Btu/(hora)	CALOR REJEITADO Btu/(hora)
Condensador	-	18.268,5
Evaporador	17.685,5	-
Absorvedor	-	29.139,7
Bomba	147,0	-
Gerador	33.903,6	-
Deflegmator	-	4.327,8
T O T A L	51.736,1	51.736,0

Quadro 6.IV - Performance da Instalação

		COP	COP _{máx}	η_R
Temp. média do agente de aquecimento	325			
Temperatura média do meio	80	0,521	5,335	0,097
Temperatura média da salmoura	50,1			

Quadro 6.V - Valores Calculados nos Pontos de Equilíbrio e Valores das Tabelas do IGT ¹⁰

PONTO	PRESSÃO	CONCENTRAÇÃO DE AMÔNIA NO LÍQUIDO	TEMPERATURA		ENTALPIA	
			VALOR CALCULADO	VALOR DO IGT	VALOR CALCULADO	VALOR DO IGT
1	30	0,401	85,7	85	- 46,2	- 51,5
3	200	0,401	201,4	200	82,5	78,8
4	200	0,301	240	240	136,8	137,2
7	200	0,670	130	130	581,4	584,7*
8	200	0,996	95,7	95	73,39	72,2*
12	30	0,465	66,8	66	565,26	571*

Quantidade de água no vapor a 200 psia - calculado:0.04-IGT:0,0438

*Valores interpolados linearmente .

CAPÍTULO 7

- CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

O objetivo deste trabalho foi simular um sistema de refrigeração por absorção utilizando a mistura binária amônia-água. Pelos resultados obtidos pode-se verificar que este objetivo foi alcançado .

O modelo matemático desenvolvido no Capítulo 4, consiste de um número mínimo de equações capazes de fornecerem aquelas informações físicas de maior importância para a análise do sistema. É evidente que a medida que for necessária a obtenção de outras informações adicionais, o modelo passa a ser mais extenso .

Um dos recursos oferecidos pela simulação deste gênero, é a possibilidade de otimização do sistema. Desde que se estabeleça um método conveniente, possivelmente numérico, e, se defina qual o parâmetro a ser otimizado, através de cálculos sucessivos e em diferentes regimes de funcionamento pode-se chegar ao ponto ótimo . No entanto, a otimização deste sistema se torna proibitiva se se dispõe somente de um computador deste porte, IBM 1130 . Devido as limitações de capacidade de memória, foi necessária a utilização de memória auxiliar. Com isto, o tempo de simulação de um sistema desta ordem de grandeza foi muito elevado, possivelmente necessitando-se milhares de horas para a otimização. Todos esses programas podem ser adaptados, com ligeiras modificações, a outros computadores de maior porte . Com a resolução do sistema na memória principal, e ainda com a racionalização da programação, pode-se reduzir expressivamente o tempo de computação tornando possível então, a otimização num tempo de computação não exagerado .

Dois são os aspectos que dão validade a este trabalho. Primeiro, a oportunidade de aplicação da simulação digital, uma

das mais modernas e poderosas ferramentas do engenheiro de projetos. Segundo, a contribuição dada ao desenvolvimento da técnica de soluções de problemas térmicos com abordagem sistêmica .

As conclusões e recomendações mais importantes decorrentes deste trabalho são :

1. O modelo matemático é representativo do sistema físico .
2. Os métodos numéricos usados para simular o sistema são adequados, desde que se tenha perfeito conhecimento físico do problema . Esta familiarização com o sistema físico é muito importante porque os valores assumidos para dar partida às iterações não devem estar muito fora da região de solução, afim de minimizar o perigo de divergência .
3. O volume de informações fornecidas pela simulação é suficiente para uma proveitosa análise física do sistema. Os dados obtidos permitem uma clara visão da performance do sistema real, funcionando sob determinadas condições .
4. O computador IBM-1130 , com configuração de 16K na memória interna não é adequado para este tipo de simulação . A degradação do tempo de operação ocasionada pelo acesso frequente à memória auxiliar , torna proibitiva a otimização do sistema , partindo-se do método de solução simultânea .
5. O método de solução simultânea permite facilmente variar as condições de funcionamento do sistema simulado, bem como fixar qualquer parâmetro cuja influência no sistema se deseja pesquisar .
6. Recomenda-se estudar a possibilidade de executar a simulação do sistema Amônia-Água pelo método das substituições sucessivas. Fazendo-se uma subrotina para cada componente, pos

sivelmente toda simulação poderá ser feita na memória principal do computador IBM-1130 . A Fig. 7.1 é uma sugestão de programação, baseada no fluxo de informações necessárias entre os componentes. Se for possível simular o sistema proposto pelo método das substituições sucessivas, possivelmente poderá ser realizada a otimização do sistema .

7. Recomenda-se o estudo econômico comparativo entre os sistemas de absorção e de compressão mecânica, visando definir o campo de utilização econômica dos dois sistemas . Para isto' ha necessidade de se simular também o sistema de compressão mecânica .

8. O grau de sofisticação desta simulação pode ser aumentado à medida que se estabeleça exatamente qual a concepção dos trocadores de calor, absorvedor e gerador . Com isto se pode determinar com precisão as funções de transferência desses componentes, tornando a simulação mais precisa e realista . Também pode ser incluída na simulação, a análise de custos dos sistemas : fixos e operacionais .

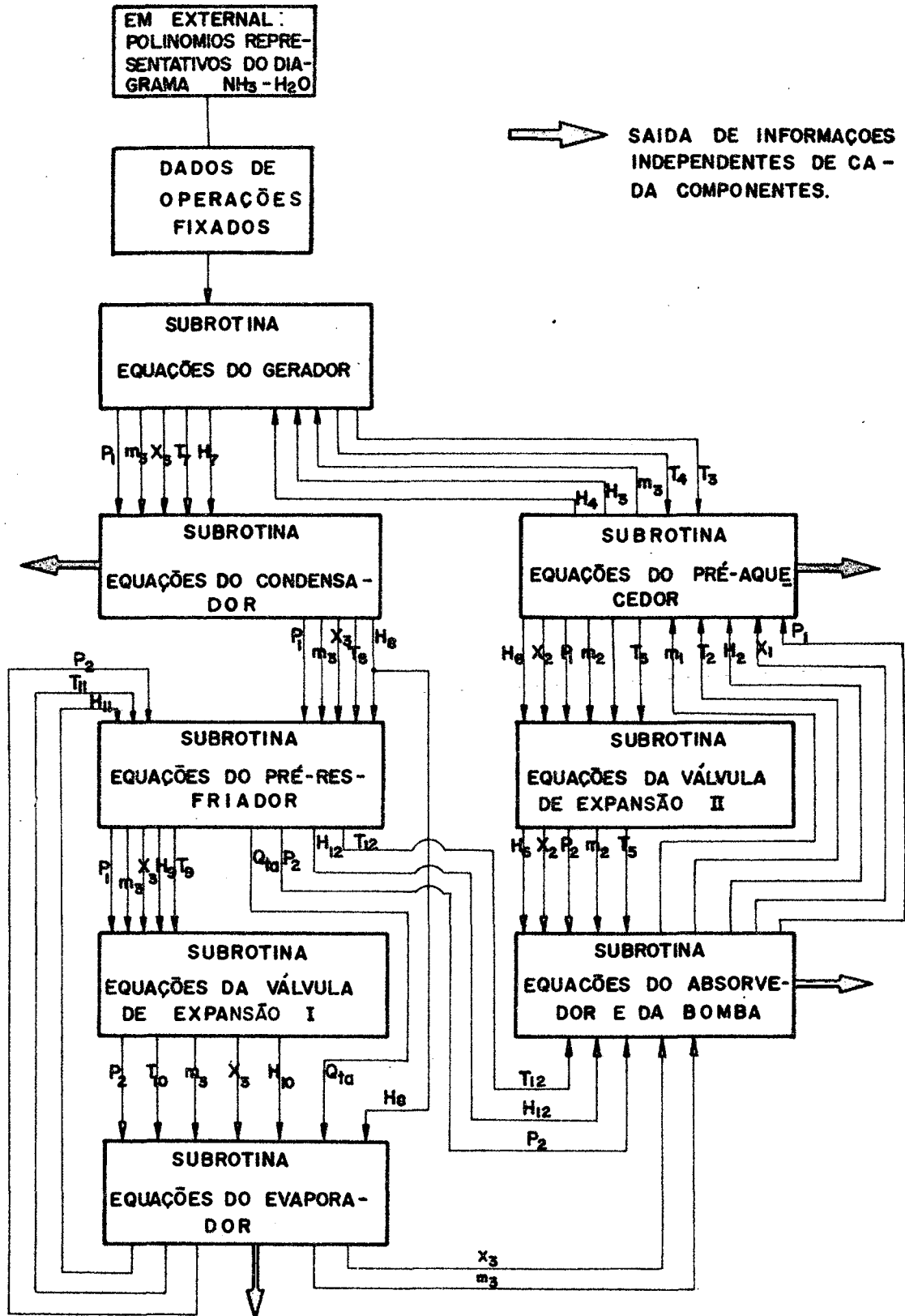


Fig. 7.1 - DIAGRAMA DO FLUXO DE INFORMAÇÕES

APÊNDICE I

EVOLUÇÃO DO ESTUDO DA MISTURA AMÔNIA-ÁGUA

Como viu-se no desenvolver deste trabalho, o conhecimento preciso das propriedades da mistura $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$ é fundamental para análise do ciclo de refrigeração. O estudo destas propriedades data de antes do início deste século e vários pesquisadores realizaram trabalhos práticos e teóricos visando determinar as pressões de saturação, conteúdo de vapor de água na amônia e entalpia do líquido e vapor saturado .

Existiam três trabalhos que serviam de base para análise de ciclos de absorção $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$:

- o de Merkel e Bosnjakovic, apresentado em 1929 e usado até recentemente, apresentava um diagrama chamado Carta de Mollier com a pressão variando de 0,3 a 300 psia ;
- o de K. Zinner, apresentado em 1934, também apresentava uma Carta de Mollier, só que ele partia de dados experimentais;
- o de G. Scatchard, apresentado primeiramente em 1929 e refeito posteriormente em 1947 .

Estes três trabalhos quando comparados os seus resultados apresentavam diferenças consideráveis que prejudicavam a análise quantitativa dos ciclos .

Em 1960, Macriss e Eakin^{*}, patrocinados pelos IGT, iniciaram um importante programa de pesquisa que tinha como objetivo final fazer uma revisão crítica das cartas e tabelas existentes, e ampliar suas faixas de pressão .

Macriss e Eakin^{*,ii} verificaram então que com exceção dos dados apresentados por Zinner todos os outros tiveram a entalpia da mistura saturada na fase líquida, calculada a partir dos

seguintes dados :

- a) entalpia de saturação dos componentes puros ;
- b) do calor de mistura dos componentes puros ;
- c) das relações p-T-X para a mistura .

A entalpia da mistura era dada por :

$$\begin{aligned}
 H M = n_1 H_1 + n_2 H_2 + H_e + n_1 \left(v_1 - T \frac{dv_1}{dT} \right) (P - P_1) + \\
 + n_2 \left(v_2 - T \frac{dv_2}{dT} \right) (P - P_2) \quad (A.1)
 \end{aligned}$$

onde :

- H_2 - entalpia do componente 2
- H_1 - entalpia do componente 1
- $H M$ - entalpia de saturação da mistura
- H_e - entalpia da mistura
- P - pressão da mistura
- T - temperatura da mistura
- n_1 - número de moles do componente 1
- n_2 - número de moles do componente 2
- v_1 - volume específico do líquido 1
- v_2 - volume específico do líquido 2
- P_1 - pressão do componente 1
- P_2 - pressão do componente 2

Então foi assumido na Eq. (A.1) que o volume da mistura era igual à soma dos volumes dos componentes e que este volume era independente da pressão .

Os dados apresentados por Merkel e Bosnjakovic eram

baseados no calor da mistura calculada por Mollier em 1908, e também em relações P-T-X existentes na época. Na avaliação da entalpia líquida eles omitiram os dois últimos termos da Eq. (A.1).

Zinner em seu trabalho experimental determinou o calor da mistura, o qual apresentou um desvio em torno de 20% dos valores calculados por Mollier. Ele utilizou relações P-T-X de Wucherer e baseou-se na Eq. (A.1) para calcular a entalpia do líquido, abandonando também os dois últimos termos da equação.

Scatchard apresentou em 1947 novos valores para entalpia do líquido saturado, calculados também pela Eq. (A.1), só que agora incluindo os últimos dois termos da equação. Os resultados mostravam um aumento de 15% nas regiões de alta pressão, em relação aos valores obtidos por Zinner.

Seguindo a idéia de Scatchard, Macriss¹¹ recalculou os valores das entalpias da mistura, através de computador utilizando as tabelas de água de Keenan e Keyes e da amônia do USNBS. Os resultados se aproximaram satisfatoriamente dos valores obtidos por Zinner na região de baixas temperaturas, e dos valores calculados por Scatchard na região de altas temperaturas.

Diante destes fatos o programa de pesquisa do IGT que visava comparar os dados existentes e estender a faixa de pressão então existentes, de 300 para 500 psia, foi ampliado para uma pesquisa mais extensa. Então foram medidos com um calorímetro de fluxo, a capacidade calorífica da mistura Amônia-Água para quatro concentrações entre 0 e 40%, numa faixa de pressão de 50 a 500 psia. Os dados fora destas faixas foram obtidos por extrapolação¹¹. As tabelas do IGT¹¹ apresentam a entalpia do líquido como função da concentração de amônia no líquido e da temperatura entre -60°F e 470°F e com concentração variando entre 0 e 100% de amônia na mistura líquida ou como função da concentração

de líquido e da pressão de saturação entre 1 psia e 500 psia .

A quantidade de vapor de água no vapor de amônia foi pesquisada pelo IGT¹¹ e são apresentados como função da temperatura de saturação e conteúdo de amônia no líquido ou como função da pressão e conteúdo de amônia do líquido .

A entalpia do vapor também foi pesquisada experimentalmente, e os valores obtidos foram praticamente os mesmos que os calculados por Jennings e Shannon e por Scatchar . Os dados estão tabelados da mesma forma que os anteriores .

Jain e Gable¹² , partindo dos dados apresentados pelo IGT¹¹ , propuseram um conjunto de equações polinomiais adaptados ao emprego em computador .

As equações foram desenvolvidas de maneira a cobrir uma faixa de pressão e concentração usuais nos sistemas de refrigeração e ar condicionado .

Os polinômios foram divididos em dois grupos de equações. Um grupo para ser aplicado no lado de alta pressão, com precisão garantida entre 250 e 350 psia . O outro grupo, para o lado de baixa pressão com precisão garantida entre 50 e 80 psia. Estas pressões correspondem aos sistemas operando aproximadamente com temperatura de condensação entre 110 e 132°F e temperatura de evaporação entre 22 e 45°F. Esta divisão em dois grupos de equações foi feita visando obter maior precisão dos polinômios ajustados .

Nas equações a concentração do líquido e a pressão aparecem como variáveis independentes, e tem a seguinte forma :

$$T = f_1 (XL, P)$$

$$HL = f_2 (XL, T)$$

$$XV = f_3 (XL, P)$$

$$HV = f_4 (XV, T)$$

sendo que

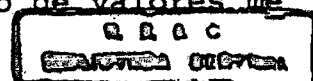
- T - temperatura, °F
 HL - entalpia do líquido, Btu/lb solução
 XL - concentração do líquido, lb amônia/lb solução
 XV - concentração de vapor, lb amônia/lb sol. vapor
 HV - entalpia do vapor, Btu/lb mistura de vapor

A entalpia destas equações foi determinada para as pressões recomendadas. A temperatura, entalpia do líquido e vapor e concentração do vapor foram calculadas para concentração do líquido variando com incremento de 0,1 lb de amônia/lb mistura e pressões de 50, 60, 70, 80, 250, 300 e 350 psia. Os valores calculados pelos polinômios dentro destes limites, e comparados com os dados de tabela do IGT¹¹ dão erro máximo de :

- ± 1,4°F , para as temperaturas
- ± 3,5 Btu/lb, para entalpia do líquido a baixa pressão
- ± 3,7 Btu/lb, para entalpia do vapor a baixa pressão
- ± 3,5 Btu/lb, entalpia do vapor para alta pressão se $XL > 0,36$
- ± 18 Btu/lb, entalpia do vapor a alta pressão de
 $0,1 \leq XL \leq 0,5$
- ± 13% concentração de água, na concentração de vapor (lb água/lb solução)

Este último erro pode parecer muito alto, entretanto ele é relatado em função da concentração de água. Para se ter uma idéia quando o líquido está a uma concentração superior a 0,6 a concentração de água no vapor é 0,01 lb de água/lb de mistura¹². Então os 13% é um erro bastante baixo.

O erro de 18 Btu/lb para $0,1 \leq XL \leq 0,5$ nos polinômios de alta pressão ocorre devido à extrapolação de valores me



dados na fase vapor, definida por XL nesta faixa .

Fora das faixas de pressão especificadas acima, excedendo ± 50 psia no lado de alta e ± 10 psia no lado de baixa, os erros praticamente dobram de valor .

Com o estudo da mistura Amônia-Água realizado por Macriss ^{11,4} , a análise quantitativa dos ciclos de refrigeração pode ser feita mais realisticamente e com maior grau de precisão .

APÉNDICE II

.

FONTES DE DIVERGÊNCIA

Normalmente a convergência nos métodos iterativos depende dos valores iniciais. Se estes valores estiverem na região de solução não existe o risco de divergência. Este aspecto é amplamente abordado na literatura especializada. Entretanto, durante a resolução do modelo puderam-se caracterizar outras fontes de divergência, peculiares ao sistema simulado. Estas fontes foram:

- a) Nas equações dos trocadores de calor: se os ΔT 's de entrada e saída forem iguais, a DMLT (diferença média logarítmica) será igual a zero e a derivada da função será nula,

$$\frac{\partial f(UA)}{\partial UA} = 0$$

Isto, gerará indeterminação no sistema linearizado, muito embora o modelo seja matematicamente consistente.

- b) No subprograma que calcula T_{11} : esta temperatura é calculada iterativamente e seu parâmetro de convergência é H_{11} . Se a precisão de T_{11} não for grande, a derivada da função em relação a H_{11} será nula, isto é, se o critério de erro admitido na iteração for maior que o acréscimo de H_{11} para o cálculo da derivada, então o valor da função T_{11} não se alterará devido a este acréscimo. Em consequência a derivada será nula. Neste caso cria uma inconsistência no sistema e altera os resultados provocando divergência na solução.

c) Incoerência física nos valores assumidos : Citando-se por exemplo o que pode ocorrer no evaporador - foi as sumido que a temperatura de entrada da salmoura seria $te_1 = T_{11} + 5^{\circ}F$ e a temperatura de saída $te_2 = te_1 - 15^{\circ}F$; se a temperatura de evaporação for maior que te_2 haverá divergência .

Podem existir outras fontes de divergência, mas es pecial cuidado deve ser dispensado à linearização do sistema, pois ê ali que residem os maiores riscos de insucesso .

LISTA DE ABREVIATURAS

A_a	- área de troca do absorvedor, ft^2
A_e	- área de troca do evaporador, ft^2
A_{ta}	- área de troca do pré-resfriador, ft^2
A_{tb}	- área de troca do pré-aquecedor, ft^2
COP	- coeficiente de performance
$COP_{m\acute{a}x}$	- coeficiente de performance segundo o ciclo de Carnot
C_{p_b}	- calor específico da salmoura, $Btu/lb\ ^\circ F$
C_{p_v}	- calor específico do vapor de água, $Btu/lb\ ^\circ F$
C_{p_w}	- calor específico da água, $Btu/lb\ ^\circ F$
H_1	- entalpia na saída do absorvedor, Btu/lb
H_2	- entalpia na saída da bomba, Btu/lb
H_3	- entalpia na entrada do gerador, Btu/lb
H_4	- entalpia do líquido na saída do gerador, Btu/lb
H_5	- entalpia na saída do pré-aquecedor, Btu/lb
H_6	- entalpia do líquido na entrada do absorvedor, Btu/lb
H_7	- entalpia do vapor na saída do gerador, Btu/lb
H_8	- entalpia do condensado, Btu/lb
H_9	- entalpia do líquido na saída do pré-resfriador, Btu/lb
H_{10}	- entalpia na entrada do evaporador, Btu/lb
H_{11}	- entalpia na saída do evaporador, Btu/lb
H_{12}	- entalpia do vapor na entrada do absorvedor, Btu/lb
H_m	- entalpia de mistura, Btu/lb
m_1	- fluxo de massa da solução rica, $lb/hora$
m_2	- fluxo de massa da solução pobre, $lb/hora$
m_3	- fluxo de massa de vapor, $lb/hora$
P_1	- pressão no lado de alta, $psia$
P_2	- pressão no lado de baixa, $psia$

- Q_a - calor de absorção, Btu/hora
- Q_c - calor de condensação, Btu/hora
- Q_d - calor de deflegmação, Btu/hora
- Q_e - calor de evaporação, Btu/hora
- Q_{ta} - calor trocado no pré-resfriador, Btu/lb
- Q_{tb} - calor trocado no pré-aquecedor, Btu/lb
- Q_g - calor de fonte térmica, Btu/hora
- T_1 - temperatura na saída do absorvedor, °F
- T_2 - temperatura na saída de bomba, °F
- T_3 - temperatura na entrada do gerador, °F
- T_4 - temperatura do líquido na saída do gerador, °F
- T_5 - temperatura na saída do pré-aquecedor, °F
- T_6 - temperatura na entrada do absorvedor, °F
- T_7 - temperatura do vapor na saída do gerador, °F
- T_8 - temperatura na saída do condensador, °F
- T_9 - temperatura na saída do pré-resfriador, °F
- T_{10} - temperatura na entrada do evaporador, °F
- T_{11} - temperatura na saída do evaporador, °F
- T_{12} - temperatura do vapor na entrada do absorvedor, °F
- T_m - temperatura de mistura, °F
- T_o - temperatura de rejeição de calor, °R
- T_G - temperatura da fonte térmica, °R
- T_E - temperatura do meio a resfriar, °R
- T_ℓ - temperatura para traçado da L.P.O. , °F
- X_1 - concentração da solução forte, lb_{NH_3}/lb mist.
- X_2 - concentração da solução fraca, lb_{NH_3}/lb mist.
- X_3 - concentração de vapor, lb_{NH_3}/lb mist.
- X_ℓ - concentração do líquido para determinação da L.P.O. ,
 lb_{NH_3}/lb mist.

- X_V - concentração do vapor para determinação da L.P.O. ,
 lb_{NH_3}/lb mist.
- XL_7 - concentração de líquido para cálculo de T_7 , lb_{NH_3}/lb mist.
- KL_{12} - concentração de líquido para cálculo de T_{12} , lb_{NH_3}/lb mist.
- U - coeficiente global de troca, Btu/ft^2 $^{\circ}F$ hora
- H_P - potência da bomba, HP
- ta_1 - temperatura da água de refrigeração na entrada do absorvedor, $^{\circ}F$
- ta_2 - temperatura da água de refrigeração na saída do absorvedor, $^{\circ}F$
- tc_1 - temperatura da água de condensação na entrada, $^{\circ}F$
- tc_2 - temperatura da água de condensação na saída, $^{\circ}F$
- te_1 - temperatura da salmoura na entrada do evaporador, $^{\circ}F$
- te_2 - temperatura da salmoura na saída do evaporador, $^{\circ}F$
- tg_1 - temperatura do agente de aquecimento na entrada do gerador, $^{\circ}F$
- tg_2 - temperatura do agente de aquecimento na saída do gerador, $^{\circ}F$
- η_R - razão de reversibilidade
- \dot{W}_a - fluxo de água de refrigeração do absorvedor, lb/hora
- \dot{W}_c - fluxo de água de condensação, lb/hora
- \dot{W}_e - fluxo de salmoura, lb/hora
- \dot{W}_g - fluxo do agente de aquecimento, lb/hora
- W_P - calor da bomba, Btu/lb .

B I B L I O G R A F I A

- 1 - STOECKER, W.F. *Refrigeración y Acondicionamiento de Aire* .Trad. de José Seijas Dominguez . Mexico, McGraw-Hill. 1970 . Original Inglês .
- 2 - BOSNJAKOVIC, F. *Technical Thermodynamics* . Trad. de Perry L. Blackshear, Jr. New York, Holt 1965 . Original Alemão .
- 3 - SCHÜLTZ, S. *Cálculo e Otimização de Processos de Máquinas de Refrigeração por Absorção com Auxílio de Computador Eletrônico* . Trad. de Arno Bollmann. Florianópolis-UFSC. 1973 Original Alemão .
- 4 - MACRISS, R.A. ; EAKIN, R.E. *Thermodynamic Properties of Ammonia-Water Solutions Extended to Higher Temperatures and Pressures*. In : ASHRAE 71st Annual Meeting. Ohio, 1964. p. 319 .
- 5 - THRELKELD, J.L. *Thermal Environmental Engineering* . 2ª Edição . New Jersey, Prentice-Hall, 1970 .
- 6 - WHITLOW, E.P. *Use of an Absorber Heat Exchanger in the Absorption Refrigerating Machine* . In ASHRAE Annual Meeting. Washington, 1971. p. 166-173.
- 7 - WHITLOW, E.P. *Trends of Efficiencies in Absorption Refrigeration Machines* . ASHRAE Journal, New York, December 1966. p. 44-48 .
- 8 - STOECKER, W.F. ; REED, L.D. *Effect of Operating Temperatures on the Coefficient of Performance of Aqua-Ammonia Refrigerating Systems* . In: ASHRAE Semiannual Meeting . Pennsylvania , 1971 . p. IV.IV.1 - IV.IV.7 .
- 9 - STOECKER, W.F. *Design of Thermal Systems* . New York , McGraw -

Hill, 1971.

- 10 - CROWE, C.M. et alii. *Chemical Plant Simulation - An Introduction to Computer-Aid Steady-State Process Analysis* . New Jersey, Prentice-Hall, 1971 .
- 11 - INSTITUTE OF GAS TECHNOLOGY . *Physical And Thermodynamic Properties of Ammonia-Water Mixtures* . Bulletin nº 34, Illinois, IGT, 1964 .
- 12 - JAIN, P.C.; GABLE, G.K. *Equilibrium Property Data Equations for Aqua-Ammonia Mixtures* . In : ASHRAE Semiannual Meeting . Pennsylvania , 1971 . p. 149-151 .
- 13 - LEE, J.F. ; SEARS, F.W. *Thermodynamics* . Massachusetts, Addison-Wesley , 1963.
- 14 - FAIRES, V.M. *Termodinâmica* . Rio de Janeiro, Ao Livro Técnico, 1966 .
- 15 - CARNAHAN, B, et alii . *Applied Numerical Methods* . New York, John Wiley, 1969 .
- 16 - SOUTHWORTH, R.W. ; DELEEUW, S.L. *Digital Computation And Numerical Methods*. New York, McGraw-Hill , 1965 .
- 17 - IBM. *IBM 1130 Disk Monitor System, Version 2. System Introduction* . 5ª Edição, New York , IBM , 1969 .
- 18 - GARGIONI, S.L.; FERREIRA, R.T.S. ; SILVEIRA, P.R.P. da. *Estudo Comparativo dos Ciclos de Refrigeração por Absorção* . In : Relatório Parcial de Pesquisa . Convênio UFSC, BNDE-FUNTEC 213. Florianópolis - UFSC, 1973 .
- 19 - JENNINGS. B.H. *Ammonia-Water Properties*. In : ASHRAE Semiannual Meeting, Chicago, 1965 . p. 21-29 .

20 - MAN . *Diesel GV 40/60* , MAN, Alemanha, p. 18 .

21 - KAPLAN, W; LEWIS, D. *Calculus And Linear Algebra*. New York ,
John Wiley , 1971 .