

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA**

**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE UM PROTÓTIPO LABORATORIAL DE  
UM CICLO DE REFRIGERAÇÃO POR ABSORÇÃO DE AMÔNIA- ÁGUA**

**Felipe Canineo Preter**

**São Paulo**

**2009**

**UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA**

**DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**

**MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE UM PROTÓTIPO LABORATORIAL DE  
UM CICLO DE REFRIGERAÇÃO POR ABSORÇÃO DE AMÔNIA- ÁGUA**

**Trabalho de Formatura apresentado à Escola  
Politécnica da Universidade de São Paulo para  
obtenção do título de Graduação em Engenharia**

**Felipe Canineo Preter**

**Orientador: José Roberto Simões Moreira**

**Área de Concentração:**

**Engenharia Mecânica**

**São Paulo**

**2009**

## FICHA CATALOGRÁFICA

Preter, Felipe Canineo

Modelagem e Simulação de um Protótipo Laboratorial de um ciclo de Refrigeração por Absorção de Amônia-Água, por F. C. Preter. São Paulo : EPUSP, 2009. 52p.

Trabalho de formatura– Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica .

1.Refrigeração por Absorção 2.Amônia 3. Simulação Numérica  
4.Termodinâmica I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia Mecânica II.t.

## RESUMO

O presente trabalho destina-se à modelagem e simulação de um ciclo laboratorial de refrigeração por absorção de amônia. As simulações serão realizadas com o auxílio do software EES - *Engineering Equation Solver* - uma importante ferramenta para a resolução de problemas de termodinâmica. Em um primeiro momento, o trabalho apresenta modelos simplificados de sistemas de refrigeração por absorção sendo que os resultados obtidos nas simulações se mostraram coerentes com os encontrados na literatura. Em um segundo momento modificações são inseridas neste ciclo com o intuito de otimizá-lo, ou seja, aumentar seu COP. Tais modificações referem-se à inserção de um retificador, trocadores de calor, uso do conceito GAX etc., até chegarmos ao protótipo propriamente dito. Em um terceiro momento será feito um estudo de alternativas de acionamento do gerador de vapor, quais sejam: vapor de água, óleo quente, produtos de combustão e queima direta.

## ABSTRACT

This report is a modeling and a simulation of a laboratory cooling cycle by ammonia absorption. The simulations will be performed on the software EES - *Engineering Equation Solver* – an important way to solve thermodynamic problems. At first, this report presents simple models of absorption - refrigeration cycles and the results of these simulations are in agreement with the literature. At second, this report has considered modifications in the cycle configuration in order to optimize this one and improve the COP. This modifications refers to an rectifier, heat transfers and GAX knowledge until get the prototype. Finally will be done a study about the steam generator actuation alternatives, which are water vapor, hot oil, products of combustion and direct burning.

## Lista de Figuras

Figura 1-1 Cronograma Físico .....	3
Figure 2-1 Diagrama temperatura-fração mássica para a mistura amônia-água .....	6
Figure 2-2 Ciclo ideal de refrigeração por compressão a vapor .....	7
Figure 2-3 Ciclo de refrigeração por absorção operado com água e amônia de simples efeito .....	8
Figure 2-4 Conceito dos ciclos GAX.....	9
Figure 3-1 Ciclo simples .....	11
Figure 3-2 Ciclo simples após a inserção do retificador.....	13
Figure 3-3 Ciclo após trocas de calor intermediárias com estágio intermediário de pressão.....	14
Figure 3-4 Protótipo .....	16
Figure 4-1 Absorvedor .....	18
Figure 4-2 Bomba.....	18
Figure 4-3 Esquema das válvulas de expansão .....	19
Figure 4-4 Gerador .....	20
Figure 4-5 Condensador.....	21
Figure 4-6 Evaporador.....	21
Figure 4-7 Retificador.....	24
Figure 4-8 Gerador para o caso com absorvedor .....	24
Figure 4-9 Retificador para o ciclo otimizado .....	27
Figure 4-10 Trocador de calor para o ciclo otimizado .....	28
Figure 4-11 Trocador de calor para o ciclo otimizado .....	30
Figure 4-12 Gerador para o ciclo otimizado .....	31
Figure 4-13 Absorvedor do protótipo .....	34
Figure 5-1 modelo do gerador.....	37

## **Lista de Tabelas**

Table4-1 Estados termodinâmicos e vazões para o ciclo simples	22
Table 4-2 Resultados da simulação do ciclo simples	22
Table 4-3 Estados termodinâmicos e vazões para o ciclo com o retificador	25
Table 4-4 Resultados da Simulação do ciclo com o retificador	25
Table 4-5 Estados termodinâmicos e vazões para o ciclo otimizado	32
Table 4-6 Resultados da simulação do ciclo otimizado	32
Table 4-7 Estados termodinâmicos e vazões para o protótipo	35
Table 4-8 Resultados da simulação do protótipo	36

## Sumario

1. INTRODUÇÃO .....	1
1.1 Cronograma .....	3
2. DESCRIÇÃO GERAL .....	5
2.1 Misturas Binárias.....	5
2.2 Ciclo Simples .....	6
2.3 Otimização dos Ciclos .....	9
3. MATERIAIS E MÉTODOS.....	11
4. RESULTADOS .....	17
4.1 Modelagem do Ciclo Simples.....	17
4.1.1 Balanço no Absorvedor.....	17
4.1.2 Balanço na Bomba .....	18
4.1.3 Balanço nas Válvulas de Expansão.....	19
4.1.4 Balanço no Gerador .....	20
4.1.5 Balanço no Condensador .....	20
4.1.6 Balanço no Evaporador.....	21
4.1.7 Resultados Obtidos com a Simulação.....	21
4.2 Modelagem do Ciclo após a inserção do Retificador.....	22
4.2.1 Balanço no retificador.....	23
4.2.2 Balanço no Gerador .....	24
4.2.3 Resultados Obtidos com a Simulação.....	25
4.3 Modelagem do Ciclo Otimizado.....	25
4.3.1 Balanço no Retificador .....	27
4.3.2 Balanço no Trocador de Calor.....	28
4.3.3 Balanço no Absorvedor.....	30
4.3.4 Balanço no Gerador .....	31

4.3.5	Dados Obtidos com a Simulação.....	31
4.4	Modelagem do Protótipo.....	33
4.4.1	Modelagem do Absorvedor .....	34
4.4.2	Dados Obtidos com a Simulação.....	35
5.	ESTUDO DO GERADOR .....	37
5.1	Alternativas Óleo Quente, Produtos de Combustão ou Queima Direta.....	38
5.2	Alternativa Vapor de Água.....	39
6.	DISCUSSÃO .....	40
7.	CONCLUSÃO .....	42
	ANEXO A – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO CICLO SIMPLES.....	43
	ANEXO B – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO CICLO COM O RETIFICADOR .....	45
	ANEXO C – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO CICLO OTIMIZADO .....	47
	ANEXO D – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO PROTÓTIPO .....	51
	ANEXO E - ESTUDO DO GERADOR.....	55
8.	BIBLIOGRAFIA.....	56

## 1. INTRODUÇÃO

A maioria dos ciclos de refrigeração utilizados hoje em dia é de compressão a vapor, onde a elevação da pressão do refrigerante é conseguida por um compressor que requer trabalho. Entretanto, um tipo de ciclo que tem ganhando espaço gradualmente é o de refrigeração por absorção, que se utiliza de uma fonte quente para a obtenção de frio, isto é, sem o uso de compressor.

O ciclo de compressão de vapor é descrito como um ciclo operado a trabalho por que a elevação da pressão do refrigerante é conseguida por um compressor que requer trabalho. O ciclo de absorção, por outro lado, é referido como ciclo operado a calor porque a maior parte do custo de operação é associada com o fornecimento de calor que libera o vapor do líquido de alta pressão. Na verdade existe a necessidade de algum trabalho para acionar a bomba no ciclo de absorção, mas a quantidade de trabalho para uma dada quantidade de refrigeração é mínima, comparada com aquela que seria necessária no ciclo de compressão de vapor.

Assim, a viabilidade dos sistemas de absorção vem aumentando, apesar de apresentar uma eficiência menor que a dos ciclos de compressão a vapor, graças ao menor consumo de energia elétrica e à possibilidade de aproveitamento de fontes de calor, muitas vezes rejeitadas, ou em sistemas de coogeração.

Considerações econômicas e ambientais trouxeram um novo interesse nos refrigeradores alimentados por uma fonte de calor. Um esforço considerável de pesquisa tem sido investido no estudo de sistemas de refrigeração desse tipo nos últimos anos. Esses sistemas podem utilizar fontes de energia renováveis, tais como gases quentes expelidos por outros sistemas, ou mesmo energia solar. Em situações especiais, onde a preservação do ambiente é prioridade, a refrigeração solar é uma alternativa na conservação de alimentos e suprimento médico. Quando a refrigeração tem de ser fornecida de maneira ininterrupta, torna-se necessário estabelecer uma fonte de energia suplementar, tal como um queimador a gás, ainda assim se apresentando como uma boa alternativa, já que para a energia térmica são necessárias

fontes bem menos nobres do que para a energia elétrica, sendo esta a principal vantagem do sistema.

O inventor do sistema de absorção foi o francês Ferdinand Cami, que tirou uma patente nos Estados Unidos em 1860. O primeiro uso do sistema nos Estados Unidos foi feito pelos Estados Confederados durante a Guerra Civil para suprimento de gelo natural que havia sido cortado pelo norte. Esses sistemas possuíam água como absorvente e amônia como refrigerante. Originalmente, os sistemas eram aplicados para refrigeração e, a partir de 1960, um número considerável de unidades foi destinado ao condicionamento de ar em residências.

Vale a pena lembrar que a amônia é uma substância tóxica e sua utilização tem sido limitada a áreas bem ventiladas, porém, o forte odor da amônia facilita a detecção de vazamentos, indicando a necessidade de manutenção.

Por outro lado, algumas vantagens se destacam na utilização da amônia, como o baixo peso molecular, que permite alta velocidade através das válvulas de expansão e a utilização de um menor volume de refrigerante se comparado ao volume necessário com hidrocarbonetos na mesma faixa de pressões; a utilização em uma grande faixa de temperaturas, desde as de congelamento até as temperaturas altas de bombas de calor; a alta entalpia de evaporação e o baixo peso molecular, que possibilitam a utilização de tubos mais estreitos, reduzindo os custos de válvulas e encaixes; as trocas de calor durante a evaporação e a condensação são mais eficientes se comparadas às obtidas com hidrocarbonetos, o que implica em áreas menores de troca de calor; a vantagem da operação em pressões positivas, não havendo necessidade de sistemas de purga de ar; a facilidade na secagem dos tubos; entre outras vantagens.

Além da amônia pode-se utilizar, entre outros, brometo de lítio (LiBr) como absorvente, utilizados em alguns sistemas de refrigeração por absorção desde 1950, porém, comparando-se com a amônia, os sistemas água, brometo de lítio limitam-se a temperaturas de refrigeração superiores a 0°C, enquanto que plantas de refrigeração que utilizam amônia podem alcançar temperaturas de refrigeração muito menores.

Com isto, o presente trabalho destina-se à modelagem e simulação de um ciclo laboratorial de refrigeração por absorção de amônia. As simulações serão realizadas com o auxílio do software EES - Engineering Equation Solver - uma importante ferramenta para a resolução de problemas de termodinâmica.

Além da modelagem e simulação do ciclo será feito também um estudo das alternativas de acionamento do gerador de vapor, quais sejam: vapor de água, óleo quente, produtos de combustão e queima direta.

## 1.1 Cronograma

O presente trabalho seguirá as etapas descritas no cronograma físico a seguir.

TAREFAS	janeiro	fevereiro	março	abril	maio	junho	agosto	setembro	outubro	novembro
pesquisa bibliográfica										
modelagemdo ciclo simples										
entrega do relatório parcial										
inserção do retificador										
inserção dos trocadores de calor										
inserção do pré-absorvedor										
entrega do relatório final										
modelagem final do protótipo										
estudo do gerador										
finalização do programa										
relatório final										

Figura 1-1 Cronograma Físico

Em um primeiro momento foi feita uma pesquisa bibliográfica visando adquirir todo o conhecimento necessário para a modelagem e simulação do ciclo em questão. Conceitos como propriedades das misturas binárias, fundamentais para entender o funcionamento da mistura água-amônia, estudo dos ciclos já presentes e comparações com o ciclo a compressão. Além destes também foi estudado o software EES - Engineering Equation Solver – importante ferramenta que será usada na modelagem e simulação do ciclo.

Após a pesquisa bibliográfica prosseguimos com a modelagem do ciclo simples, o mais comum que se encontra na literatura.

Após feita a modelagem do ciclo simples e do seu estudo com relação à eficiência, COP, trocas de calor, etc. prosseguimos com a otimização deste ciclo inserindo componentes visando melhorar o seu rendimento.

A primeira modificação que foi feita foi a inclusão do retificador no ciclo. Após a inserção do retificador prosseguimos com a inserção de trocadores de calor, passando de um ciclo de simples efeito para um ciclo de multi-efeito.

Por fim foi adicionado ao ciclo o pré-absorvedor e feita a modelagem final do protótipo.

Concluída a modelagem e simulação do ciclo fizemos o estudo das alternativas de acionamento do gerador de vapor visando obter o melhor aproveitamento do calor. Fizemos estudo das seguintes alternativas:

- Vapor de água;
- Óleo quente;
- Produtos de combustão / Queima direta;

## 2. DESCRIÇÃO GERAL

### 2.1 Misturas Binárias

Diferentemente de uma substância pura, onde duas propriedades definem o seu estado, para uma mistura são necessárias três propriedades para definir um estado, como pode ser visto no trabalho de Kuehn ET AL (1980). Assim sendo, para a modelagem e simulação do ciclo de absorção em questão uma nova propriedade deverá ser considerada, a fração mássica ( $x$ ), que será definida como a razão entre a massa de amônia e a massa da mistura de água e amônia conforme mostra a equação (2.1).

$$x = \frac{\text{massa de um dos componentes (kg)}}{\text{massa da mistura (kg)}} \quad (2.1)$$

A Figura 2.1 (Peres Ortigosa, A. S., 2007) apresenta um diagrama temperatura-fração mássica (T-x) para uma mistura de dois componentes, A e B, a pressão constante. A escala do eixo da fração mássica parte do 0 (onde apenas o componente A está presente) até 1 (onde apenas o componente B está presente). A área abaixo da linha de ebulição representa um líquido sub-resfriado. A área acima da linha de condensação representa vapor superaquecido. Já a área entre as linhas de ebulição e condensação é uma região bifásica.

O ponto de bolha para uma mistura de fração mássica  $x$  está localizado sobre a linha de ebulição na correspondente fração mássica. A linha de ebulição indica a temperatura na qual a primeira bolha de vapor é formada para a correspondente pressão e fração mássica. Os pontos de bolha para componentes puros,  $T_A$  e  $T_B$ , são encontrados nas respectivas ordenadas. Na Figura 2.1, o ponto de bolha do componente A é mais alto do que o do componente B. A linha de condensação indica a temperatura na qual a primeira gota de líquido é formada quando uma mistura gasosa a uma dada fração mássica é resfriada.



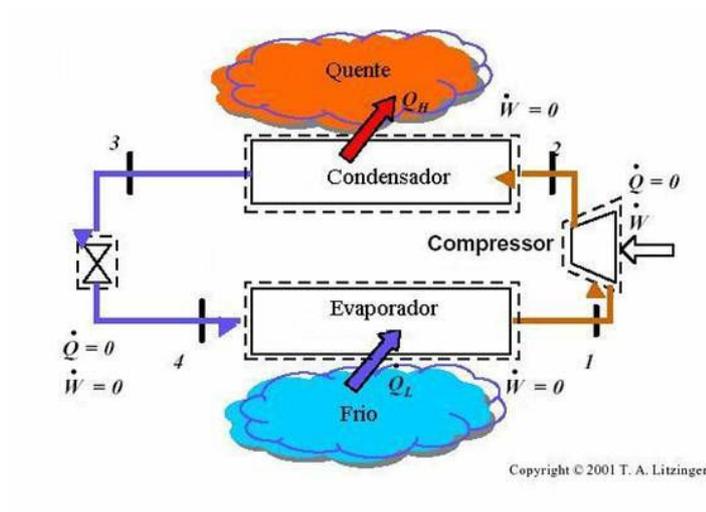


Figure 2-2 Ciclo ideal de refrigeração por compressão a vapor

O ciclo de compressão de vapor irá operar com o condensador, a válvula de expansão o evaporador e um compressor que eleva a pressão do vapor de baixa pressão do evaporador para vapor de alta pressão e entregar ao condensador.

O ciclo de absorção é similar em certos aspectos ao ciclo de compressão de vapor, a diferença está no processo de elevação da pressão do vapor de baixa pressão, onde o ciclo de absorção substitui o compressor por um sistema de absorção, como pode ser visto nos trabalhos de Stoecker e Jones (1985), Herold et al (1996), Skikhirin (2001) e Herold K. E. E Radermacher R. (1995).

O sistema de absorção primeiro absorve vapor de baixa pressão em um líquido absorvente apropriado. Incorporado no processo de absorção há a conversão de vapor em líquido, desde que esse processo é similar ao de condensação, o calor precisa ser rejeitado durante o processo. O passo seguinte é elevar a pressão do líquido com uma bomba, e o passo final é liberar o vapor do líquido absorvente por adição de calor. A figura 2.3 (Peres Ortigosa, A. S., 2007) apresenta um ciclo de refrigeração por absorção operado com água e amônia de simples efeito.

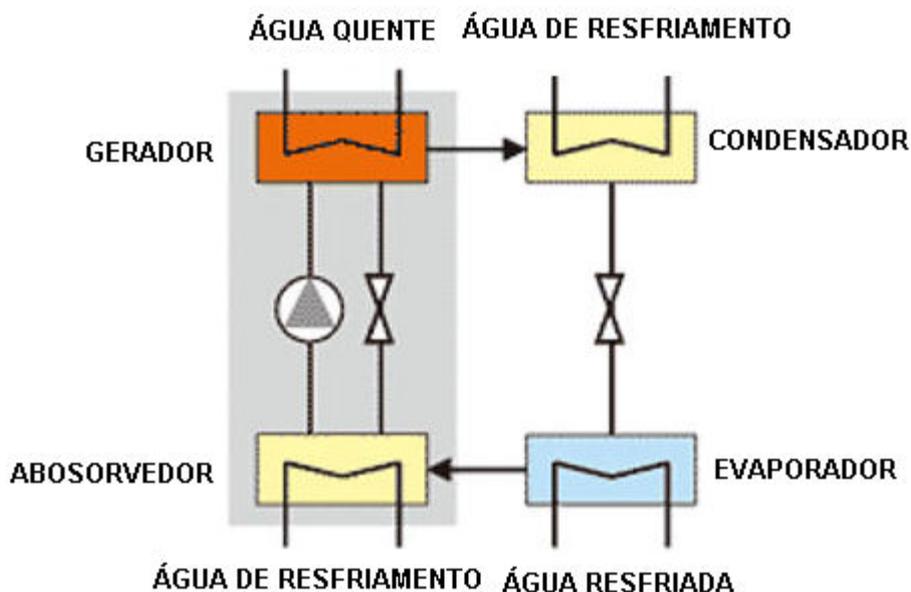


Figure 2-3 Ciclo de refrigeração por absorção operado com água e amônia de simples efeito

O ciclo pode ser dividido em de alta e de baixa pressão. A alta pressão é conseguida com o auxílio de uma bomba que trabalha apenas com a mistura água-amônia no estado líquido, que possui uma grande massa específica, de modo que seu gasto com energia é muito pequeno. A baixa pressão é obtida através das válvulas de expansão.

Deste modo, o vapor de baixa pressão do evaporador é absorvido por uma solução líquida no absorvedor. Assim, o absorvedor é resfriado, rejeitando calor para a atmosfera, uma vez que se o processo de absorção fosse realizado adiabaticamente, a temperatura da solução iria subir e a absorção de vapor poderia ser interrompida. A bomba recebe a solução forte, contendo elevada concentração de amônia, de baixa pressão do absorvedor, eleva sua pressão e a conduz para o gerador, onde calor de uma fonte de alta temperatura expulsa o vapor que foi absorvido pela solução.

Já a solução líquida, com baixa concentração de amônia, retorna para o absorvedor por uma válvula redutora de pressão para que a diferença de pressão entre o gerador e o absorvedor seja mantida. Paralelamente, o refrigerante vaporizado é conduzido para o condensador, rejeitando calor. Sua pressão é reduzida através de

uma segunda válvula de expansão para que, no evaporador, receba calor do ambiente e finalmente retorne para o absorvedor.

### 2.3 Otimização dos Ciclos

Alterações no ciclo apresentado podem ser feitas a fim de se obter uma elevação do desempenho. Essas alterações são configurações de modo que o calor rejeitado em um estágio de alta temperatura é aproveitado em um estágio de baixa temperatura, permitindo a geração de um efeito de refrigeração adicional no estágio de baixa temperatura. Tais ciclos são chamados de ciclos de multi efeito.

Um exemplo são os ciclos GAX. O termo GAX se refere à Generator / Absorber Heat Exchange que pode ser interpretado como dois ciclos de simples-efeito trabalhando paralelamente. O conceito dos ciclos GAX reside em simplificar um sistema de dois estágios e duplo-efeito, de forma a obter o mesmo desempenho.

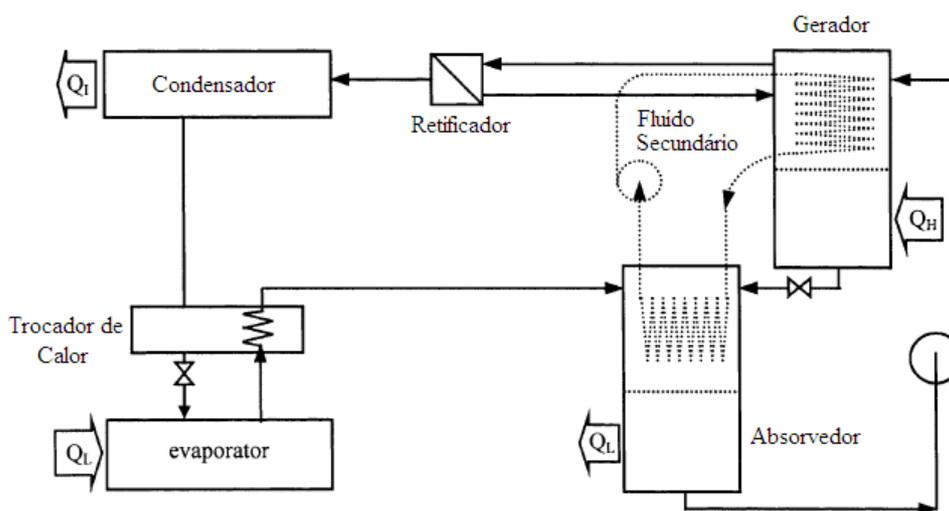


Figure 2-4 Conceito dos ciclos GAX

A figura 2.4 (Peres Ortigosa, A. S., 2007) mostra um ciclo similar ao da figura 2.3, com exceção do retificador, onde foi usado o conceito GAX.

O par absorvedor-gerador pode ser considerado um trocador de calor contra-corrente. No absorvedor, a solução fraca proveniente do gerador e vapor de refrigerante do evaporador entram em sua seção superior. O calor produzido no processo de absorção deve ser rejeitado de modo que o vapor de refrigerante

continue a ser absorvido. Na seção superior, o calor é rejeitado a alta temperatura. Na seção inferior, a solução ainda absorve o vapor de refrigerante enquanto é resfriada através da rejeição de calor para o ambiente.

No gerador, a solução forte proveniente do absorvedor entra em sua seção superior. Nesta seção, o refrigerante é separado da solução na medida em que o aquecimento se dá através do calor rejeitado na seção superior do absorvedor. Na seção inferior do gerador, a solução é separada a partir de uma fonte externa de calor. Adicionalmente, é possível utilizar um fluido secundário para a transferência de calor entre o absorvedor e o gerador. Conseqüentemente, sistemas de absorção de simples efeito podem apresentar coeficientes de desempenho tão elevados quanto os que se verificam em sistemas de dois estágios e duplo-efeito através da utilização da tecnologia GAX.

A inserção do retificador, como pode ser observado na figura 2.4, também visa a otimização do ciclo no sentido de que ele tem o papel de obter um vapor de alta concentração de amônia que vai para o condensador.



fraca (3) que, uma vez expandida no dispositivo de expansão, volta para o absorvedor para repetir o ciclo. Da sua parte, o vapor entra no condensador onde é liberado calor  $Q_{cond}$  para o ambiente e em seguida passa por uma válvula de expansão. Em seguida passa pelo evaporador recebendo  $Q_{evap}$ . Para fechar o ciclo de absorção, o vapor de amônia entra no absorvedor.

Nesse primeiro estágio foi feita a marcação de todos os pontos do ciclo, totalizando 8 pontos. Em seguida foram definidos os dados de entrada, que será melhor descrito na seção 5. Posteriormente, usando o software EES, foi feita a modelagem e simulação deste ciclo, ou seja, foram realizados todos os balanços de massa e energia a fim de se determinar todas as trocas de calor. Por fim determinamos o COP e fizemos análises gráficas dos resultados obtidos, que serão descritas na próxima seção.

Em um segundo momento, visando a melhora do COP do ciclo foi feita a inserção de um retificador como pode ser visto na Figura 3.2 (Peres Ortigosa, A. S., 2007). O retificador foi inserido na saída do gerador e sua função é aumentar a concentração de amônia pela condensação da água que até então continha. No primeiro caso, como não tinha o retificador, determinamos como dado de entrada uma concentração aceitável de saída do gerador.

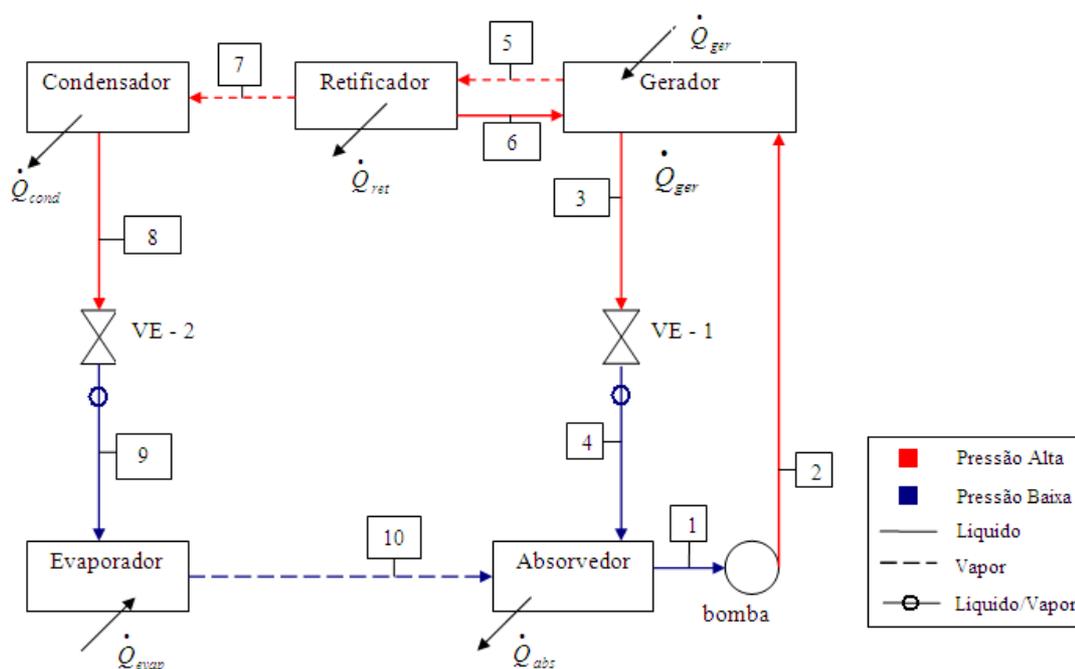


Figure 3-2 Ciclo simples após a inserção do retificador

Assim sendo, como no primeiro caso, com essa alteração foi feita a remarcação dos pontos. Em seguida redefinimos os dados de entrada e com o software EES foram recalculados todos balanços de massa e energia. Por fim determinamos o novo COP e fizemos as análises gráficas dos novos resultados obtidos, que serão descritos na próxima seção.

Dessa forma o funcionamento do ciclo continua semelhante. Com a inserção do retificador, no gerador, com o fornecimento de calor através da queima do combustível  $Q_{ger}$ , ocorre o processo de desabsorção, onde o vapor de amônia (7) é separado da solução forte a qual se empobrece, resultando na solução fraca (5) que, uma vez expandida no dispositivo de expansão, entra no absorvedor para repetir o ciclo. Da sua parte, o vapor (7) entra no retificador onde é aumentada sua concentração pela condensação da água que até então continha. O resultado deste processo é o refluxo (8), que retorna ao gerador, e o vapor de amônia (9), que entra no condensador.

Em um terceiro momento foram inseridas trocas de calor intermediárias no ciclo, ou seja, o calor rejeitado em uma parte do ciclo é aproveitado em outra. Além destas otimizações o ciclo agora passou também a ter um estágio de pressão

intermediário, entre o baixo e o alto. Este novo ciclo com tais modificações pode ser visualizado na Figura 3.3 (Peres Ortigosa, A. S., 2007).

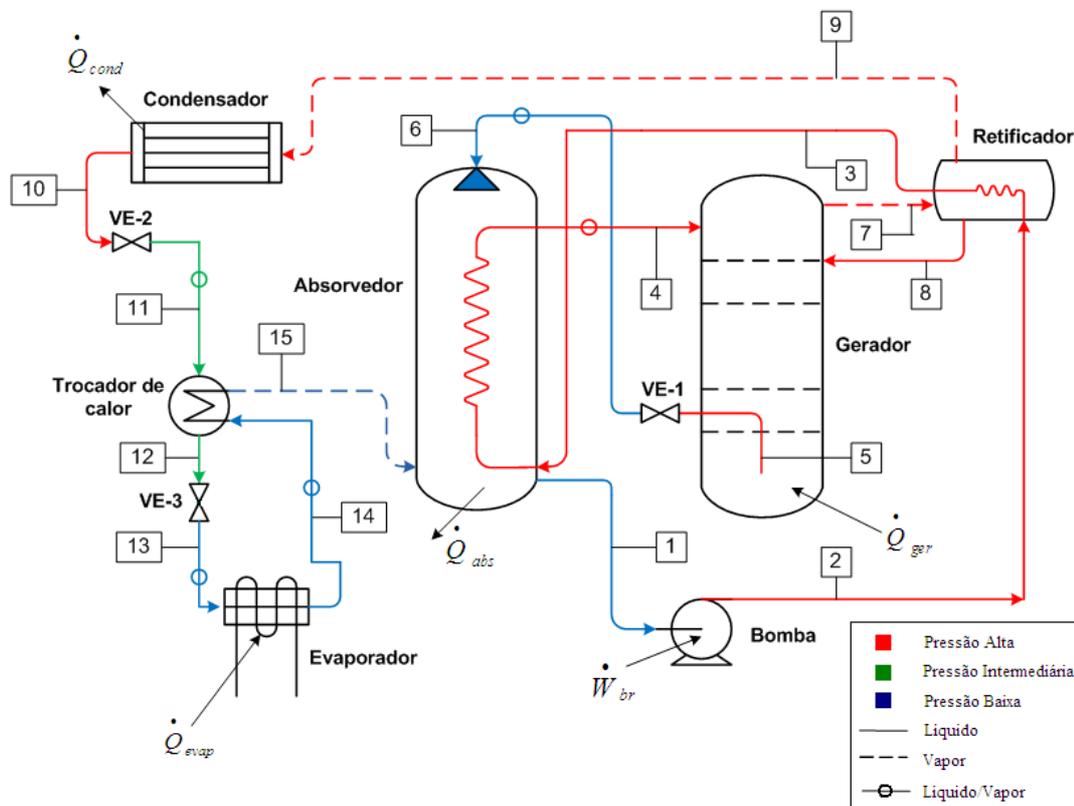


Figure 3-3 Ciclo após trocas de calor intermediárias com estágio intermediário de pressão

Uma nova remarcação dos pontos foi feita, os dados de entrada foram novamente determinados e com o auxílio do EES os balanços de massa e energia foram refeitos. Recalculamos o COP e refizemos as análises gráficas com base nos novos valores determinados.

Com estas alterações o funcionamento do ciclo ficou um pouco diferente. Do evaporador tem-se o vapor de amônia (14), que passa por um trocador de calor contra corrente que trabalha a uma pressão intermediária, e troca calor com o ramo (11)-(12). O vapor de amônia (15) entra no pré-absorvedor e se mistura com a solução fraca (6), que é resultado do processo de desabsorção no gerador. A mistura resultante é a solução forte (1) terminando o processo de absorção. Depois, a solução é bombeada, consumindo uma potência  $\dot{W}_{br}$ , até a pressão do gerador (2), circula pelo retificador e absorve o calor  $\dot{Q}_{ret}$ , resultando no estado 3. A seguir, produz-se uma recirculação da solução forte no absorvedor, onde esta é aquecida ainda mais,

$Q_{abs}$ , até o estado 4, que é o ponto de alimentação do gerador. No gerador, com o fornecimento de calor através da queima do combustível,  $Q_{ger}$ , ocorre o processo de desabsorção, onde o vapor de amônia (7) é separado da solução forte a qual se empobrece, resultando na solução fraca (5) que, uma vez expandida no dispositivo de expansão, entra no absorvedor para repetir o ciclo. Da sua parte, o vapor, no estado 7, entra no retificador onde é aumentada sua concentração pela condensação da água que até então continha. O resultado deste processo é o refluxo (8), que retorna ao gerador, e o vapor de amônia (9), que entra no condensador. No condensador o calor  $Q_{cond}$  é perdido para o ambiente, resultando no estado 10. Em seguida o vapor de amônia passa por uma válvula de expansão que expande até uma pressão intermediária, resultando no estado 11. Este agora realiza uma troca de calor em contra corrente com o ramo (14)-(15) resultando no estado 12. Este agora passa por uma nova válvula de expansão que reduz sua pressão até a pressão baixa do sistema, resultando no estado 13. Agora este passa pelo evaporador onde recebe calor  $Q_{evap}$  do ambiente, resultando no estado 14, completando o ciclo.

Em um último momento foi inserido um pré-absorvedor no ciclo resultando no ciclo. A Figura 3.4 (SISEA, 2009) mostra como ficou esta nova configuração do ciclo com a inserção do pré-absorvedor.

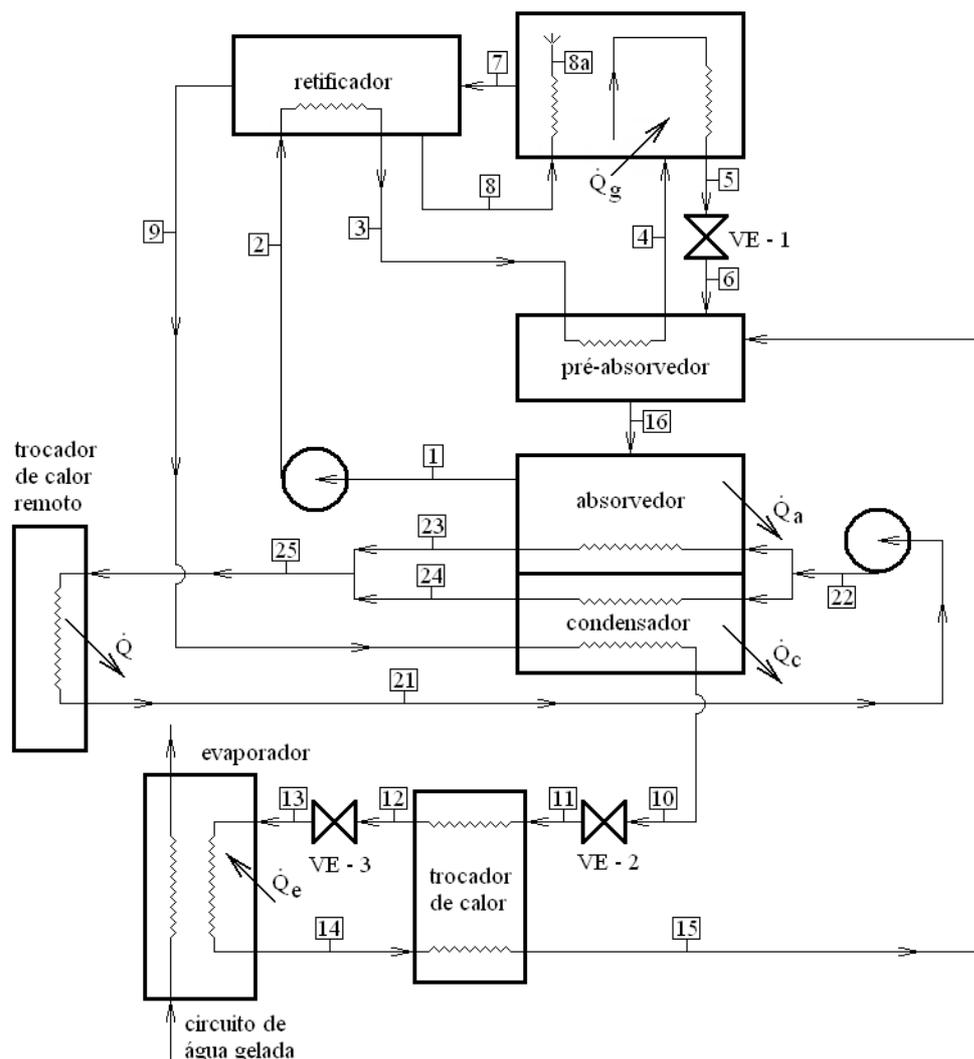


Figure 3-4 Protótipo

Uma nova remarcação dos pontos foi feita, os dados de entrada foram novamente determinados e com o auxílio do EES os balanços de massa e energia foram refeitos. Recalculamos o COP e refizemos as análises gráficas com base nos novos valores determinados.

Para os próximos trabalhos serão apresentados as análises gráficas feitas para cada um dos ciclos. Também, conforme o cronograma, será feito um estudo do gerador a vapor, analisando as possíveis alternativas de acionamento do mesmo, dentre elas vapor de água, óleo quente, produtos de combustão e queima direta.

## 4. RESULTADOS

### 4.1 Modelagem do Ciclo Simples

Para a modelagem do ciclo simples mostrado na Figura 3.1, os dados de entrada assumidos de acordo com a literatura foram os seguintes:

- Temperatura na saída do absorvedor:  $T_1 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$
- Temperatura de condensação:  $T_6 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$
- Temperatura de evaporação:  $T_8 = -10 \text{ }^\circ\text{C}$
- Carga térmica:  $Q_{\text{evap}} = 5 \text{ TR}$
- Eficiência da bomba:  $h_b = 0,85$
- $P_1 = P_4 = P_7 = P_8 =$  Pressão baixa do ciclo
- $P_2 = P_3 = P_5 = P_6 =$  Pressão alta do ciclo

#### Condições Operacionais:

- Título na saída do absorvedor:  $q_1 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída de solução do gerador:  $q_3 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do gerador:  $q_5 = 1$  (vapor saturado)
- Título na saída do condensador:  $q_6 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do evaporador:  $q_8 = 0,985$
- Fração mássica na saída do gerador:  $x_5 = 0,994$
- Diferença de composição na recirculação do absorvedor:  $x_1 - x_3 = 0,1$

#### 4.1.1 Balanço no Absorvedor

Para o absorvedor mostrado na Figura 4.1, onde ocorre a absorção do vapor de amônia proveniente do ponto 8 pela solução fraca advinda do ponto 4, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

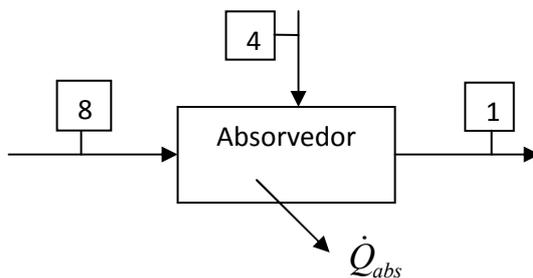


Figure 4-1 Absorvedor

$$\dot{m}_8 + \dot{m}_4 = \dot{m}_1 \quad (4.1)$$

$$x_8 \dot{m}_8 + x_4 \dot{m}_4 = x_1 \dot{m}_1 \quad (4.2)$$

$$h_8 \dot{m}_8 + h_4 \dot{m}_4 = \dot{Q}_{abs} + h_1 \dot{m}_1 \quad (4.3)$$

#### 4.1.2 Balanço na Bomba

Para a bomba mostrada na Figura 4.2, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

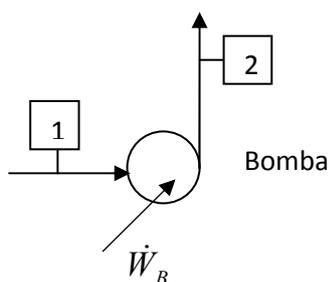


Figure 4-2 Bomba

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 \quad (4.4)$$

$$x_1 = x_2 \quad (4.5)$$

Admitindo que a bomba seja isentrópica, a entalpia no ponto 2 será dada pela equação 4.6.

$$h_{2s} = h_1 + v_1 \cdot (P_2 - P_1) \quad (4.6)$$

O trabalho da bomba para o processo isentrópico é obtido a partir da equação 4.7.

$$\dot{W}_{bs} = \dot{m}_l \cdot (h_{2s} - h_1) \quad (4.7)$$

O trabalho da bomba real deve considerar a eficiência da bomba:

$$\dot{W}_{br} = \frac{\dot{W}_{bs}}{\eta_b} \quad (4.8)$$

#### 4.1.3 Balanço nas Válvulas de Expansão

Para as válvulas de expansão mostradas na Figura 4.3, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

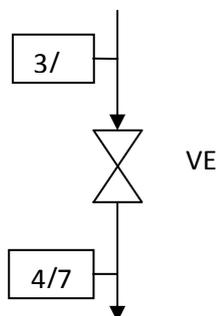


Figure 4-3 Esquema das válvulas de expansão

#### Válvula de Expansão 1 (VE-1):

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 \quad (4.9)$$

$$x_3 = x_4 \quad (4.10)$$

$$h_3 = h_4 \quad (4.11)$$

#### Válvula de Expansão 2 (VE-2):

$$\dot{m}_6 = \dot{m}_7 \quad (4.12)$$

$$x_6 = x_7 \quad (4.13)$$

$$h_6 = h_7 \quad (4.14)$$

#### 4.1.4 Balanço no Gerador

Para o gerador mostrado na Figura 4.4, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

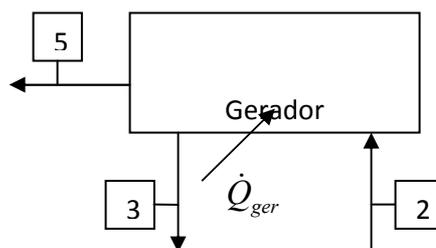


Figure 4-4 Gerador

$$\dot{m}_2 = \dot{m}_3 + \dot{m}_5 \quad (4.15)$$

$$x_2 \dot{m}_2 = x_3 \dot{m}_3 + x_5 \dot{m}_5 \quad (4.16)$$

$$h_5 \dot{m}_5 + h_3 \dot{m}_3 = \dot{Q}_{ger} + h_2 \dot{m}_2 \quad (4.17)$$

#### 4.1.5 Balanço no Condensador

Para o condensador mostrado na Figura 4.5, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

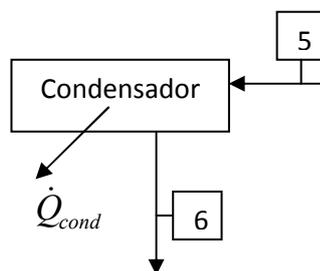


Figure 4-5 Condensador

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_6 \quad (4.18)$$

$$x_5 = x_6 \quad (4.19)$$

$$h_5 \dot{m}_5 = \dot{Q}_{cond} + h_6 \dot{m}_6 \quad (4.20)$$

#### 4.1.6 Balanço no Evaporador

Para o evaporador mostrado na Figura 4.6, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

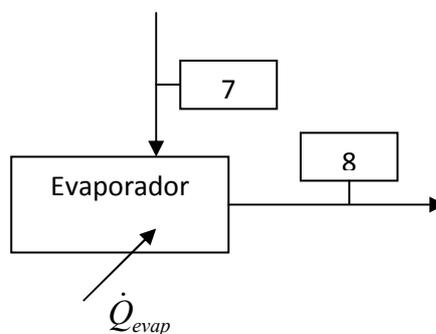


Figure 4-6 Evaporador

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_8 \quad (4.21)$$

$$x_7 = x_8 \quad (4.22)$$

$$h_8 \dot{m}_8 = \dot{Q}_{evap} + h_7 \dot{m}_7 \quad (4.23)$$

#### 4.1.7 Resultados Obtidos com a Simulação

Com o equacionamento acima implementado no EES, os resultados obtidos estão mostrados nas tabelas 4.1 e 4.2.

**Table4-1 Estados termodinâmicos e vazões para o ciclo simples**

Ponto	t[k]	h [kJ/kg]	m [kg/s]	p [bar]	q	s [kJ/kgk]	u [kJ/kg]	v [m <sup>3</sup> /kg]	x
1	313,2	-9,636	0,1341	1,346	0	0,5186	-9,787	0,001123	0,2829
2	313,3	-7,771	0,1341	15,46	-0,001	0,5194	-9,506	0,001122	0,2829
3	425,3	536,1	0,1176	15,46	0	1,908	534,2	0,001234	0,1829
4	354,5	536,1	0,1176	1,346	0,1612	2,013	509	0,2013	0,1829
5	342,7	1385	0,01654	15,46	1	4,45	1236	0,09616	0,994
6	313,2	186,6	0,01654	15,46	0	0,6628	183,9	0,001724	0,994
7	245,8	186,6	0,01654	1,346	0,2321	0,8163	159,5	0,2012	0,994
8	263,2	1250	0,01654	1,346	0,985	5,112	1126	0,9251	0,994

**Table 4-2 Resultados da simulação do ciclo simples**

COP	$\dot{Q}_{abs}$ [kW]	$\dot{Q}_{ger}$ [kW]	$\dot{Q}_{cond}$ [kW]	$\dot{Q}_{evap}$ [kW]	$\dot{W}_{br}$ [kW]
0,2021	85,00	86,98	19,81	17,58	0,2501

## 4.2 Modelagem do Ciclo após a inserção do Retificador

Para a modelagem do ciclo mostrado na Figura 3.2, os dados de entrada assumidos de acordo com a literatura foram os seguintes:

- Temperatura na saída do absorvedor:  $T_1 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$
- Temperatura de condensação:  $T_8 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$
- Temperatura de evaporação:  $T_{10} = -10 \text{ }^\circ\text{C}$
- Temperatura na saída do gerador:  $T_5 = 108 \text{ }^\circ\text{C}$
- Carga térmica:  $Q_{evap} = 5\text{TR}$
- Eficiência da bomba:  $h_b = 0,85$

- $P_1 = P_4 = P_9 = P_{10} =$  Pressão baixa
- $P_2 = P_3 = P_5 = P_6 = P_7 = P_8 =$  Pressão Alta

### Condições Operacionais:

- Título na saída do absorvedor:  $q_1 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída de solução do gerador:  $q_3 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do gerador:  $q_5 = 1$  (vapor saturado)
- Título no retorno para o gerador:  $q_6 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do retificador:  $q_7 = 1$  (vapor saturado)
- Título na saída do condensador:  $q_8 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do evaporador:  $q_{10} = 0,998$
- Fração mássica na saída do retificador:  $x_7 = 0,999634$
- Diferença de composição na recirculação do absorvedor:  $x_1 - x_3 = 0,1$

A temperatura do ponto 5 foi definida com base no estudo da bibliografia estudada e a temperatura do ponto 6 foi escrita como uma combinação linear da temperatura no ponto 5 (saída do gerador) e a temperatura no ponto 7 (saída do retificador).

$$T_6 = \alpha \cdot T_5 + (1 - \alpha) \cdot T_7 \quad (4.24)$$

Através da análise dos exemplos apresentados na literatura, o programa implementado utilizou  $\alpha = 0,5$

Os balanços de massa e energia do ciclo são iguais aos apresentados na seção 5.1, exceto para o gerador, que precisaram ser reescritas, uma vez que neste modelo é considerado o retorno da solução fraca do retificador para o absorvedor. Além deste será apresentada também a equação do balanço de energia para o retificador.

#### 4.2.1 Balanço no retificador

Para o retificador mostrado na Figura 4.7, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

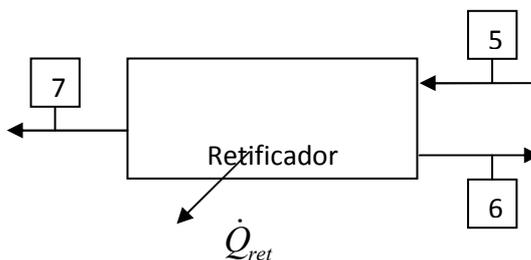


Figure 4-7 Retificador

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_7 + \dot{m}_6 \quad (4.25)$$

$$x_5 \dot{m}_5 = x_7 \dot{m}_7 + x_6 \dot{m}_6 \quad (4.26)$$

$$h_5 \dot{m}_5 = \dot{Q}_{ret} + h_7 \dot{m}_7 + h_6 \dot{m}_6 \quad (4.27)$$

#### 4.2.2 Balanço no Gerador

Para o gerador mostrado na Figura 4.8, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

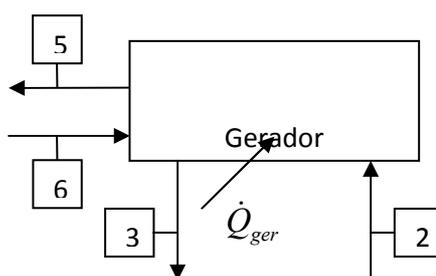


Figure 4-8 Gerador para o caso com absorvedor

$$\dot{m}_2 + \dot{m}_6 = \dot{m}_3 + \dot{m}_5 \quad (4.28)$$

$$x_2 \dot{m}_2 + x_6 \dot{m}_6 = x_3 \dot{m}_3 + x_5 \dot{m}_5 \quad (4.29)$$

$$h_5 \dot{m}_5 + h_3 \dot{m}_3 = \dot{Q}_{ger} + h_2 \dot{m}_2 + h_6 \dot{m}_6 \quad (4.30)$$

### 4.2.3 Resultados Obtidos com a Simulação

Com o equacionamento acima implementado no EES, os resultados obtidos estão mostrados nas tabelas 4.3 e 4.4.

Table 4-3 Estados termodinâmicos e vazões para o ciclo com o retificador

Ponto	t[k]	h [kJ/kg]	m [kg/s]	p [bar]	q	s [kJ/kgk]	u [kJ/kg]	v [m <sup>3</sup> /kg]	x
1	313,2	0	0,3988	-50,37	2,909	0,4609	-50,71	0,001173	0,1159
2	313,3	-0,001	0,3988	-48,62	15,56	0,4617	-50,45	0,001173	0,1159
3	396,8	0	0,2988	355,8	15,56	1,557	353,8	0,001253	0,0993
4	396,8	0,00025	0,2988	355,8	2,909	1,558	353,8	0,001281	0,0993
5	381,2	1	0,9443	1548	15,56	4,891	1376	0,1102	0,0189
6	347,2	0	0,5487	101	15,56	0,912	98,99	0,001323	0,0023
7	317,2	1	0,9996	1297	15,56	4,182	1167	0,08377	0,0165
8	313,2	0	0,9996	190,8	15,56	0,6578	188,1	0,001733	0,0165
9	263,2	0,1817	0,9996	190,8	2,909	0,7378	168,3	0,07718	0,0165
10	263,2	0,998	0,9996	1254	2,909	4,758	1133	0,417	0,0165

Table 4-4 Resultados da Simulação do ciclo com o retificador

COP	$\dot{Q}_{abs}$ [kW]	$\dot{Q}_{ger}$ [kW]	$\dot{Q}_{cond}$ [kW]	$\dot{Q}_{ret}$ [kW]	$\dot{W}_{br}$ [kW]
0,2515	61,91	69,91	18,29	7,486	0,2023

### 4.3 Modelagem do Ciclo Otimizado

Neste ciclo algumas otimizações foram inseridas com a finalidade de aumentar o COP. Para a modelagem do ciclo mostrado na Figura 3.3, os dados de entrada assumidos de acordo com a literatura foram os seguintes:

- Temperatura na saída do absorvedor:  $T_1 = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de condensação:  $T_{10} = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura na saída do absorvedor:  $T_1 = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de condensação:  $T_{10} = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de evaporação:  $T_{14} = -10^\circ\text{C}$
- Temperatura na saída do gerador:  $T_7 = 87^\circ\text{C}$
- Carga térmica:  $Q_{\text{evap}} = 5\text{TR}$
- Eficiência da bomba:  $h_b = 0,85$
- Efetividade do trocador de calor:  $\varepsilon_{\text{TC}} = 0,95$
- Efetividade do retificador:  $\varepsilon_{\text{ret}} = 0,95$
- Efetividade do trocador do absorvedor:  $\varepsilon_{\text{abs}} = 0,95$
- Efetividade do gerador:  $\varepsilon_{\text{abs}} = 0,98$
- $P_1 = P_6 = P_{13} = P_{14} = P_{15} = P_b$  (Pressão baixa)
- $P_2 = P_3 = P_4 = P_5 = P_7 = P_8 = P_9 = P_{10} = P_a$  (Pressão alta)
- $P_{11} = P_{12} = P_m$  (Pressão intermediária)

### Condições Operacionais:

- Título na saída do absorvedor:  $q_1 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída de solução do gerador:  $q_5 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do gerador:  $q_7 = 1$  (vapor saturado)
- Título no retorno para o gerador:  $q_8 = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do retificador:  $q_9 = 1$  (vapor saturado)
- Título na saída do condensador:  $q_{10} = 0$  (líquido saturado)
- Título na saída do evaporador:  $q_{14} = 0,915$
- Fração mássica na saída do retificador:  $x_9 = 0,999634$
- Diferença de composição na recirculação do absorvedor:  $x_1 - x_5 = 0,3$

O equacionamento do gerador, bomba, válvulas de expansão, evaporador e condensador são análogas aos apresentados na seção anterior. Para retificador e

absorvedor um novo equacionamento deverá ser feito, além de termos que equacionar o trocador de calor que foi inserido neste novo ciclo.

Este ciclo considera o pré-aquecimento da solução forte no retificador e no absorvedor antes de ingressar no gerador. No absorvedor considera-se que a troca de calor se dá entre a solução fraca que ingressa pelo “chuveiro” a alta temperatura e a solução forte que é bombeada ao gerador. Também foi considerada a presença de um trocador de calor contra-corrente onde a solução proveniente do condensador passa pela válvula de expansão 2, que abaixa a sua pressão até a pressão intermediária, é resfriada pela solução que deixa o evaporador, representando o trocador de calor tubo-em-tubo, e sofre um novo rebaixamento de pressão na válvula de expansão 3, baixando sua pressão até a pressão baixa do ciclo.

#### 4.3.1 Balanço no Retificador

Para o retificador mostrado na Figura 4.9, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

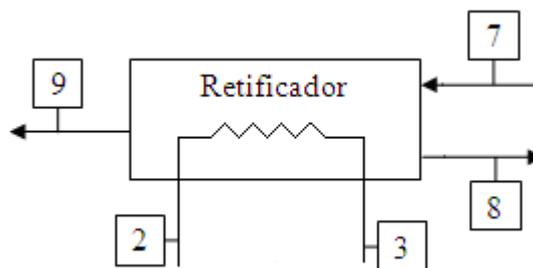


Figure 4-9 Retificador para o ciclo otimizado

$$\dot{m}_7 = \dot{m}_9 + \dot{m}_8 \quad (4.31)$$

$$x_7 \dot{m}_7 = x_9 \dot{m}_9 + x_8 \dot{m}_8 \quad (4.32)$$

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

$$x_2 = x_3 \quad (4.34)$$

$$h_7 \dot{m}_7 = \dot{Q}_{ret} + h_9 \dot{m}_9 + h_8 \dot{m}_8 \quad (4.35)$$

O balanço de energia no ramo que é pré-aquecido no retificador deve considerar a sua efetividade, ou seja:

$$\varepsilon_{ret} = \frac{\dot{Q}_{ret,real}}{\dot{Q}_{ret}} \quad (4.36)$$

$$\dot{Q}_{ret,real} = \varepsilon_{ret} \cdot \dot{Q}_{ret} = \dot{m}_3 \cdot (h_3 - h_2) \quad (4.37)$$

### 4.3.2 Balanço no Trocador de Calor

Para o trocador de calor mostrado na Figura 4.10, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

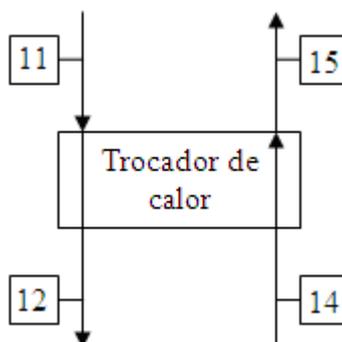


Figure 4-10 Trocador de calor para o ciclo otimizado

Para calcular as trocas de calor no trocador primeiramente usamos um método apresentado por Klein (1996) que consiste em determinar a mínima taxa de troca de calor entre os fluidos quente e frio.

$$\dot{q}_1 = \dot{m}_{11} (h_{11} - h_{12}^*) \quad (4.38)$$

$$\dot{q}_2 = \dot{m}_{14} \cdot (h_{15}^* - h_{14}) \quad (4.39)$$

Onde  $h_{12}^*$  e  $h_{15}^*$  são aproximações iniciais das entalpias dos pontos 12 e 15, uma vez que o estado destes pontos não está determinado. Em um primeiro momento, assume-se que as temperaturas dos pontos de uma mesma seção do trocador de calor são iguais, ou seja, a temperatura do ponto 12 é igual a do ponto 14, e a temperatura do ponto 15 é igual a do ponto 11, permitindo o cálculo inicial das entalpias e da mínima taxa de troca de calor:

$$\dot{q}_{min,TC} = MÍN(q_1; q_2) \quad (4.40)$$

Depois se utiliza o conceito de efetividade, que é a razão entre a taxa real de transferência de calor e a taxa máxima, isto é:

$$\varepsilon = \frac{q}{q_{máx}} \quad (4.41)$$

Por fim, determinam-se as entalpias dos pontos 12 e 15. Também são realizados os balanços de massa energia no trocador de calor.

$$h_{12} = h_{11} - \frac{\dot{q}_{real}}{\dot{m}_{11}} \quad (4.42)$$

$$h_{15} = h_{14} + \frac{\dot{q}_{real}}{\dot{m}_{14}} \quad (4.43)$$

$$\dot{m}_{11} = \dot{m}_{12} \quad (4.44)$$

$$x_{11} = x_{12} \quad (4.45)$$

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

$$x_{14} = x_{15} \quad (4.47)$$

$$h_{11}\dot{m}_{11} + h_{14}\dot{m}_{14} = h_{12}\dot{m}_{12} + h_{15}\dot{m}_{15} \quad (4.48)$$

### 4.3.3 Balanço no Absorvedor

Para o absorvedor mostrado na Figura 4.11, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

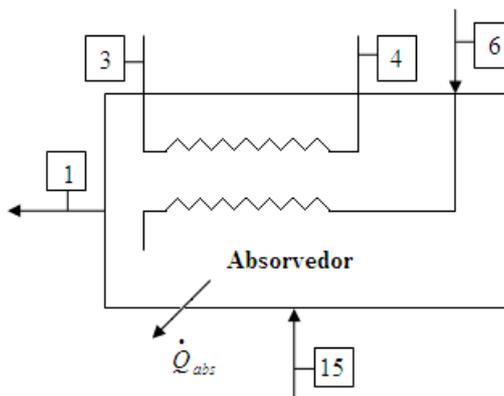


Figure 4-11 Trocador de calor para o ciclo otimizado

A troca de calor entre o ramo da solução forte (pontos 3 e 4) e o ramo da solução fraca que ingressa no absorvedor através do chuveiro (ponto 6) foi modelada considerando que estes ramos constituem um trocador de calor em contra-corrente, de modo que o método desenvolvido para o cálculo de trocadores de calor foi aplicado.

$$\dot{q}_1 = \dot{m}_6(h_6 - h_{6,saída}^*) \quad (4.49)$$

$$\dot{q}_2 = \dot{m}_3 \cdot (h_4^* - h_3) \quad (4.50)$$

$$\dot{q}_{min,abs} = MÍN(q_1; q_2) \quad (4.51)$$

A partir da efetividade do absorvedor, determina-se a entalpia do ponto 4.

$$\dot{q}_{real,abs} = \varepsilon_{abs} \cdot \dot{q}_{min,abs} \quad (4.52)$$

$$h_4 = h_3 + \frac{\dot{q}_{real}}{\dot{m}_3} \quad (4.53)$$

$$\dot{m}_6 + \dot{m}_{15} = \dot{m}_1 \quad (4.54)$$

$$x_6 \dot{m}_6 + x_{15} \dot{m}_{15} = x_1 \dot{m}_1 \quad (4.55)$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_4 \quad (4.56)$$

$$x_3 = x_4 \quad (4.57)$$

$$h_6 \dot{m}_6 + h_{15} \dot{m}_{15} + h_3 \dot{m}_3 = \dot{Q}_{abs} + h_1 \dot{m}_1 + h_4 \dot{m}_4 \quad (4.58)$$

#### 4.3.4 Balanço no Gerador

Para o gerador mostrado na Figura 4.12, os balanços de massa, para a mistura água e amônia e para a amônia isoladamente, e de energia são mostrados a seguir.

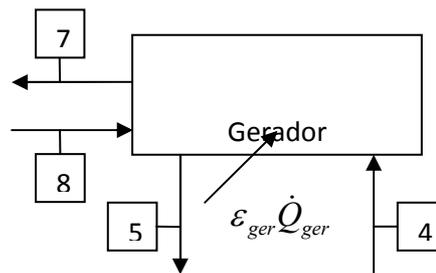


Figure 4-12 Gerador para o ciclo otimizado

$$\dot{Q}_{ger,real} = \varepsilon_{ger} \cdot \dot{Q}_{ger} \quad (4.59)$$

$$h_4 \dot{m}_4 + h_8 \dot{m}_8 + \varepsilon_{ger} \dot{Q}_{ger} = h_5 \dot{m}_5 + h_7 \dot{m}_7 \quad (4.60)$$

$$\dot{m}_4 + \dot{m}_8 = \dot{m}_5 + \dot{m}_7 \quad (4.61)$$

$$x_4 \dot{m}_4 + x_8 \dot{m}_8 = x_5 \dot{m}_5 + x_7 \dot{m}_7 \quad (4.62)$$

#### 4.3.5 Dados Obtidos com a Simulação

Com o equacionamento acima implementado no EES, os resultados obtidos estão mostrados nas tabelas 4.5 e 4.6.

Table 4-5 Estados termodinâmicos e vazões para o ciclo otimizado

Ponto	t[k]	h[kj/kg]	m [kg/s]	p [bar]	q	s [kj/kgk]	u [kj/kg]	v [m3/kg]	x
1	313,2	0	0,398	-50,19	2,895	0,4612	-50,53	0,001173	0,0458
2	313,3	-0,001	0,398	-48,45	15,56	0,462	-50,27	0,001172	0,0458
3	329,3	-0,001	0,398	22,23	15,56	0,682	20,37	0,001192	0,0458
4	382,2	0,06073	0,398	347,6	15,56	1,581	335,3	0,007903	0,0458
5	447,4	0	0,098	682,9	15,56	2,147	681	0,001211	0,0306
6	389,8	0,1285	0,098	682,9	2,895	2,203	659,6	0,08034	0,0306
7	360,2	1	0,9812	1453	15,56	4,642	1292	0,103	0,016
8	338,7	0	0,6084	75,68	15,56	0,8129	73,57	0,001353	0,0008
9	317,2	1	0,9996	1297	15,56	4,182	1167	0,08377	0,0153
10	313,2	0	0,9996	190,8	15,56	0,6578	188,1	0,001733	0,0153
11	304,1	0,039	0,9996	190,8	12	0,6616	183,8	0,005819	0,0153
12	271,6	-0,001	0,9996	-6,77	12	-0,01612	-8,634	0,001553	0,0153
13	263,1	0,03043	0,9996	-6,77	2,895	-0,00912	-10,9	0,01425	0,0153
14	263,2	0,915	0,9996	1146	2,895	4,352	1035	0,3845	0,0153
15	299,6	1,001	0,9996	1343	2,895	5,079	1202	0,4893	0,0153

Table 4-6 Resultados da simulação do ciclo otimizado

COP	$\dot{Q}_{abs}$ [kW]	$\dot{Q}_{ger}$ [kW]	$\dot{Q}_{ger,real}$ [kW]	$\dot{Q}_{cond}$ [kW]	$\dot{Q}_{ret}$ [kW]	$\dot{W}_{br}$ [kW]
0,612	28,76	28,73	28,15	16,88	3,41	0,08011

#### 4.4 Modelagem do Protótipo

Para a modelagem do protótipo, mostrado na Figura 3.4, a única diferença para o ciclo otimizado descrito na seção anterior é a modelagem do pré-absorvedor separadamente do absorvedor.

No protótipo o pré-absorvedor foi tratado como o absorvedor do ciclo otimizado descrito na seção anterior, ou seja, todas as trocas de calor e massa que ocorreram no absorvedor do ciclo anterior agora ocorrem no pré-absorvedor, além de todas as hipóteses feitas para o absorvedor do ciclo otimizado, agora valem para o pré-absorvedor. No entanto uma nova hipótese foi adotada para o absorvedor, de que a saída do absorvedor seja líquido saturado, devido a ser a entrada da bomba.

Dessa forma a modelagem de todos os componentes é a mesma feita para o caso do ciclo otimizado, necessitando-se apenas a modelagem do novo absorvedor.

Assim sendo, para o protótipo os dados de entrada assumidos de acordo com a literatura foram os seguintes:

- Temperatura na saída do absorvedor:  $T_1 = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de condensação:  $T_{10} = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura na saída do absorvedor:  $T_1 = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de condensação:  $T_{10} = 40^\circ\text{C}$
- Temperatura de evaporação:  $T_{14} = -10^\circ\text{C}$
- Temperatura na saída do gerador:  $T_7 = 87^\circ\text{C}$
- Carga térmica:  $Q_{\text{evap}} = 5\text{TR}$
- Eficiência da bomba:  $h_b = 0,85$
- Efetividade do trocador de calor:  $\varepsilon_{\text{TC}} = 0,95$
- Efetividade do retificador:  $\varepsilon_{\text{ret}} = 0,95$
- Efetividade do trocador do absorvedor:  $\varepsilon_{\text{abs}} = 0,95$
- Efetividade do gerador:  $\varepsilon_{\text{abs}} = 0,98$
- $P_1 = P_6 = P_{13} = P_{14} = P_{15} = P_{16} = \text{Pressão baixa}$
- $P_2 = P_3 = P_4 = P_5 = P_7 = P_8 = P_9 = P_{10} = \text{Pressão alta}$

- $P_{11}=P_{12}$ =Pressão intermediária

### Condições Operacionais:

- Título na saída do absorvedor:  $q_1=0$  (líquido saturado)
- Título na saída do absorvedor:  $q_{16}=0$  (líquido saturado)
- Título na saída de solução do gerador:  $q_5=0$  (líquido saturado)
- Título na saída do gerador:  $q_7=1$  (vapor saturado)
- Título no retorno para o gerador:  $q_8=0$  (líquido saturado)
- Título na saída do retificador:  $q_9=1$  (vapor saturado)
- Título na saída do condensador:  $q_{10}=0$  (líquido saturado)
- Título na saída do evaporador:  $q_{14}=0,915$
- Fração mássica na saída do retificador:  $x_9=0,999634$
- Diferença de composição na recirculação do absorvedor:  $x_1-x_5=0,3$

#### 4.4.1 Modelagem do Absorvedor

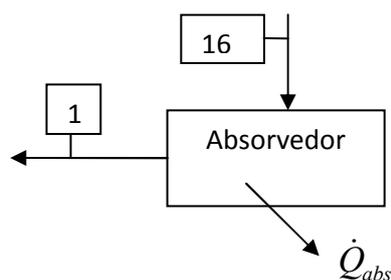


Figure 4-13 Absorvedor do protótipo

$$\dot{m}_{16} = \dot{m}_1 \quad (4.63)$$

$$x_{16} = x_1 \quad (4.64)$$

$$h_{16}\dot{m}_{16} = \dot{Q}_{abs} + h_1\dot{m}_1 \quad (4.65)$$

#### 4.4.2 Dados Obtidos com a Simulação

Com o equacionamento acima implementado no EES, os resultados obtidos estão mostrados nas tabelas 4.7 e 4.8.

Table 4-7 Estados termodinâmicos e vazões para o protótipo

Ponto	t[k]	h [kJ/kg]	m [kg/s]	p [bar]	q	s [kJ/kgk]	u [kJ/kg]	v [m <sup>3</sup> /kg]	x
1	313,2	0	0,398	- 49,87	2,895	0,4621	-50,21	0,001173	0,0458
2	313,4	-0,001	0,398	- 48,12	15,56	0,4631	-49,95	0,001173	0,0458
3	329,4	-0,001	0,398	22,55	15,56	0,683	20,7	0,001192	0,0458
4	382,2	0,06079	0,398	347,7	15,56	1,582	335,4	0,00791	0,0458
5	447,4	0	0,098	682,9	15,56	2,147	681	0,001211	0,0306
6	389,8	0,1285	0,098	682,9	2,895	2,203	659,6	0,08034	0,0306
7	360,2	1	0,9812	1453	15,56	4,642	1292	0,103	0,016
8	338,7	0	0,6084	75,68	15,56	0,8129	73,57	0,001353	0,0008
9	317,2	1	0,9996	1297	15,56	4,182	1167	0,08377	0,0153
10	313,2	0	0,9996	190,8	15,56	0,6578	188,1	0,001733	0,0153
11	304,1	0,039	0,9996	190,8	12	0,6616	183,8	0,005819	0,0153
12	271,6	-0,001	0,9996	-6,77	12	- 0,01612	-8,634	0,001553	0,0153
13	263,1	0,03043	0,9996	-6,77	2,895	- 0,00912	-10,9	0,01425	0,0153
14	263,2	0,915	0,9996	1146	2,895	4,352	1035	0,3845	0,0153
15	299,6	1,001	0,9996	1343	2,895	5,079	1202	0,4893	0,0153
16	313,2	0	0,398	- 50,19	2,895	0,4612	-50,53	0,001173	0,0458

Table 4-8 Resultados da simulação do protótipo

COP	$\dot{Q}_{abs}$ [kW]	$\dot{Q}_{ger}$ [kW]	$\dot{Q}_{ger,real}$ [kW]	$\dot{Q}_{cond}$ [kW]	$\dot{Q}_{ret}$ [kW]	$\dot{W}_{br}$ [kW]
0,6121	-0,0148	28,72	28,14	16,88	3,41	0,0801

## 5. ESTUDO DO GERADOR

Com o intuito de obter um melhor rendimento no acionamento do gerador será feito um estudo das possíveis alternativas, dentre elas:

- Vapor de água;
- Óleo quente;
- Produtos de combustão/ Queima direta;

Para o estudo do gerador consideramos em equilíbrio térmico, ou seja, desprezamos as variações de temperatura no seu interior.

Assim sendo, para este estudo o seguinte modelo foi adotado:

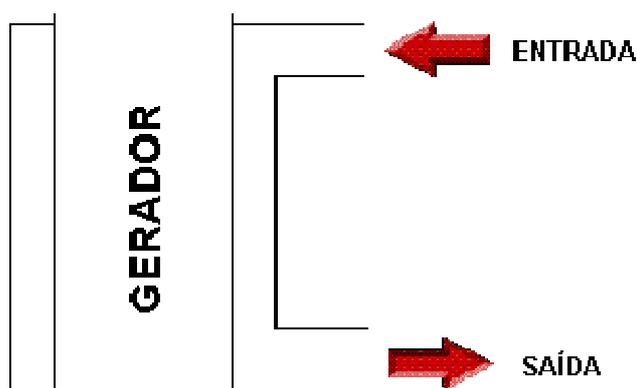


Figura 5-1 modelo do gerador

Para o cálculo das trocas de calor para a determinação da vazão mássica em cada caso algumas hipóteses foram adotadas.

Primeiramente, a temperatura de saída deverá ser ligeiramente superior à temperatura máxima do gerador, para garantir que o gerador receba calor. Conseqüentemente, a temperatura de entrada deverá ser maior que a temperatura de saída, porém esta deverá ser informada por quem for fazer a simulação, de acordo com a especificação e regulagem do queimador.

Para os cálculos utilizamos os resultados obtidos na simulação do protótipo. Dessa forma, já possuímos como dado de entrada o  $Q_{gerreal}$ , ou seja, a quantidade de calor necessária pelo Gerador.

### 5.1 Alternativas Óleo Quente, Produtos de Combustão ou Queima Direta

Assim sendo, para o cálculo para o caso das alternativas; Óleo Quente, Produtos de Combustão ou Queima direta, utilizamos a equação 5.1 para a determinação da vazão mássica em cada caso.

$$Q = \dot{m}_{cp} \Delta t \quad (5.1)$$

O  $C_p$  deverá ser informado por quem estiver fazendo a simulação de acordo com a alternativa adotada. No caso, por exemplo, considerando um produto de combustão ideal, o  $C_p$  seria determinado de acordo com a equação 5.2.

$$\overline{c_p} = X_{N_2} c_{p_{N_2}} + X_{CO_2} c_{p_{CO_2}} + X_{H_2O} c_{p_{H_2O}} \quad (5.2)$$

O  $C_p$  médio de cada componente deve ser determinado de acordo com as equações 5.3 e 5.4.

$$\overline{c_p} = \frac{1}{\Delta t} \int c_p dt \quad (5.3)$$

Dessa forma, utilizando o EES foi feita uma simulação para gases de combustão com as seguintes hipóteses adotadas:

- $T_{saida} = T_{gerador} + 20K$
- $T_{entrada} = T_{gerador} + 30K$
- $T_{gerador} = 447,4K$  (dado da simulação do protótipo)

Considerando que o ar possui cerca de 80% de nitrogênio, utilizamos o  $C_p$  do nitrogênio para facilitar os cálculos

Com tais hipóteses adotadas obtivemos uma vazão de aproximadamente 0,90kg/s.

## 5.2 Alternativa Vapor de Água

Neste caso, para o cálculo da vazão mássica utilizamos a equação 5.5.

$$Q = \dot{m}h_{lv} \quad (5.4)$$

Para o cálculo do  $h_{lv}$  utilizamos uma média entre as temperaturas de entrada e saída, considerando a pressão de saturação, calculamos o  $h_l$  e o  $h_v$ , e com estes determinamos o  $h_{lv}$ .

Assim sendo, para as mesmas temperaturas de entrada e saída do item 5.1, simulamos para esta nova alternativa e chegamos à vazão mássica de 0,015kg/s de vapor de água.

## 6. DISCUSSÃO

Foi feita a simulação de 4 ciclos de absorção, partindo-se de um ciclo simples até um ciclo mais complexo com trocas de calor contra corrente. Partindo-se de um ciclo simples foi se adicionando novos componentes e fazendo-se mudanças a fim de melhorar o COP do ciclo, e com esse processo pudemos ver como cada novo componente ou nova alteração influía no ciclo.

A primeira alteração feita foi a inserção do retificador. Antes de ele ser inserido o ciclo era composto apenas pelo condensador, evaporador, absorvedor, bomba, gerador e válvulas de expansão. Como o modelo simplificado não possuía este componente foi necessário considerar uma fração mássica relativamente elevada na saída do gerador para que a simulação feita no EES se apresentasse coerente com os resultados encontrados em literaturas e em ciclos em operação. Comparando-se a simulação realizada para o ciclo simples e para o ciclo com o retificador observa-se uma maior concentração de amônia na entrada do gerador após a inserção do retificador. Pode-se verificar também que na saída do gerador, no caso do ciclo sem retificador, ainda há certa quantidade de água, e que com a inserção do retificador, o vapor encontrado é praticamente composto de amônia. Assim sendo a importância do retificador para o ciclo pode ser constatada pela elevação do coeficiente de desempenho (COP) do ciclo após a inserção do retificador.

Dessa forma após essa primeira alteração feita no ciclo foi feita uma nova configuração do mesmo visando a melhora do seu rendimento. Assim sendo nesta terceira configuração do ciclo foi introduzido um trocador de calor a uma pressão intermediária do ciclo, devido à inserção de uma terceira válvula de expansão, entre os ramos 11 e 12 e os ramos 14 e 15. Além desta alteração o sistema foi otimizando utilizando-se o conceito GAX através da qual é promovida uma troca de calor entre o gerador e o absorvedor.

Verificando-se o COP deste novo ciclo otimizado fica claro a importância de tais alterações. O COP deste ciclo comparado com o do ciclo anterior é cerca de 140% maior. Verificando-se os dados obtidos em cada ponto observa-se a influência de tais alterações comparando-se este ciclo otimizado com o ciclo simples com

retificador. Verificando-se a temperatura do ramo de entrada no gerador para cada um dos casos podemos verificar que a temperatura deste é muito superior no ciclo otimizado, necessitando de menos energia a ser fornecida ao gerador para aquecer a mistura.

Posteriormente foi feita a divisão da modelagem do absorvedor em um pré-absorvedor e um absorvedor, ou seja, foi inserido um pré-absorvedor. No caso considerou-se que todas as hipóteses utilizadas para o ciclo otimizado no absorvedor se aplicaram ao pré-absorvedor. Assim sendo após a mistura passar pelo pré-absorvedor e realizar as trocas de calor, ela passa pelo absorvedor e em seguida vai para a bomba. Analisando-se os dados obtidos na simulação deste último ciclo, o protótipo, e comparando-se com o ciclo otimizado vimos que o COP não se altera e outros valores calculados permanecem praticamente os mesmos se comparados entre estes ciclos. Pode-se observar também que o calor trocado no absorvedor com o ambiente para o caso do protótipo é praticamente nulo.

Observa-se também que no protótipo o calor liberado pelo absorvedor e pelo condensador é aproveitado em um ciclo secundário. Este processo de coogeração permite a obtenção de água quente pelo ciclo secundário.

Em um último momento foi feito um estudo das possibilidades de acionamento do gerador, seja por Vapor de Água, por utilização de Óleo Quente, Queima Direta ou utilização dos Produtos de Combustão. Vimos que é possível avaliar qual se adequa melhor através do seu  $C_p$  e condições de entrada, ou seja, do queimador, possibilitando verificar a vazão em cada caso do combustível.

O estudo dos ciclos de refrigeração por absorção conduz à discussão das possibilidades de otimização. A elevação do coeficiente de desempenho de ciclos de absorção pode ser atingida através de ciclos de múltiplos efeitos. Também a utilização da tecnologia GAX consiste em uma interessante alternativa, simplificando os sistemas de dois estágios e duplo-efeito de forma a obter desempenhos consideravelmente elevados.

## 7. CONCLUSÃO

Foi feito o estudo de um ciclo de refrigeração por absorção água-amônia com uma configuração simples com capacidade de 5 TR. Desta partiu-se para melhoria deste ciclo a fim de se obter um melhor coeficiente de desempenho. Esta melhoria foi feita em 4 etapas, primeiramente inseriu-se um retificador, em um segundo momento foi feita a inserção de um trocador contra corrente a uma pressão intermediária do ciclo, além do uso do conceito GAX no absorvedor e gerador, onde o calor rejeitado em um é aproveitado no outro. Posteriormente foi inserido no ciclo um pré-absorvedor, porém observou-se que não houve melhorias no ciclo com esta alteração. Em um último momento foi feito o estudo das alternativas de acionamento do gerador, possibilitando avaliaras possíveis influências em cada escolha.

Com este estudo realizado em etapa foi possível verificar a influência de cada componente no ciclo, bem como ver como alterações nele pode alterar o seu rendimento. Verificou-se a importância do uso do retificador, dos trocadores de calor, bem como o conceito GAX foram importantes para que o coeficiente de desempenho fosse elevado em relação ao ciclo simples.

O uso do software EES também foi de grande importância ao passo que facilitou muito os cálculos e permitiu uma rápida modificação dos ciclos determinando os estados termodinâmicos de cada ponto, o COP de cada um bem como todas as trocas de calor. Com isso foi possível fazer muitas análises e comparações entre as diversas configurações dos ciclos.

## ANEXO A – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO CICLO SIMPLES

### "DADOS DE ENTRADA"

t[1]=313,15

t[6]=313,15

t[8]=263,15

Q\_TR=5

Qevap=Q\_TR\*3,516

eta\_b=0,85

q[1]=0

q[3]=0

q[5]=1

q[6]=0

q[8]=0,985

x[5]=0,994

x[1]-x[3]=0,1

### "LADO DA AMÔNIA"

#### "condensador"

m[5]=m[6]

x[5]=x[6]

p[5]=p[6]

CALL NH3H2O(238;p[5];x[5];q[5]:t[5];p5;x5;h[5];s[5];u[5];v[5];q5)

h[5]\*m[5]=Qcond+h[6]\*m[6]

#### "ve-2"

m[6]=m[7]

x[6]=x[7]

h[6]=h[7]

#### "evaporador"

m[7]=m[8]

p[7]=p[8]

x[7]=x[8]

h[8]\*m[8]=Qevap+h[7]\*m[7]

CALL NH3H2O(318;x[6];t[6];q[6]:t6;p[6];x6;h[6];s[6];u[6];v[6];q6)

CALL NH3H2O(234;p[7];x[7];h[7]:t[7];p7;x7;h7;s[7];u[7];v[7];q[7])

CALL NH3H2O(138;t[8];x[8];q[8]:t8;p[8];x8;h[8];s[8];u[8];v[8];q8)

### "LADO DA ÁGUA"

#### "Absorvedor"

p[1]=p[8]

CALL NH3H2O(128;t[1];p[1];q[1]:t1;p1;x[1];h[1];s[1];u[1];v[1];q1)

p[1]=p[4]

m[8]\*h[8]+m[4]\*h[4]=Qabs+m[1]\*h[1]

**"Bomba"**

$$m[1]=m[2]$$

$$x[1]=x[2]$$

$$p[2]=p[6]$$

$$h2s=h[1]+v[1]*100*(p[2]-p[1])$$

$$Wbs=m[1]*(h2s-h[1])$$

$$Wbr=Wbs/\eta_b$$

$$m[1]*h[1]+Wbr=m[2]*h[2]$$

$$\text{CALL NH3H2O}(234;p[2];x[2];h[2]:t[2];p2;x2;h2;s[2];u[2];v[2];q[2])$$

**"Gerador"**

$$m[2]=m[3]+m[5]$$

$$x[2]*m[2]=x[3]*m[3]+x[5]*m[5]$$

$$h[5]*m[5]+h[3]*m[3]=Q_{ger}+h[2]*m[2]$$

**"ve-1"**

$$m[3]=m[4]$$

$$x[3]=x[4]$$

$$p[3]=p[6]$$

$$\text{CALL NH3H2O}(238;p[3];x[3];q[3]:t[3];p3;x3;h[3];s[3];u[3];v[3];q3)$$

$$h[3]=h[4]$$

$$\text{CALL NH3H2O}(234;p[4];x[4];h[4]:t[4];p4;x4;h4;s[4];u[4];v[4];q[4])$$

$$\text{COP}=Q_{evap}/Q_{ger}$$

## ANEXO B – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO CICLO COM O RETIFICADOR

### "DADOS DE ENTRADA"

t[1]=313,15  
 t[8]=313,15  
 t[10]=263,15  
 t[5]=381,15

Q\_TR=5  
 Qevap=Q\_TR\*3,516

eta\_b=0,85

q[1]=0  
 q[3]=0  
 q[5]=1  
 q[6]=0  
 q[7]=1  
 q[8]=0  
 q[10]=0,998

x[7]=0,999634

x[1]-x[3]=0,1

alfa=0,5

t[6]=alfa\*t[5]+(1-alfa)\*t[1]

### "LADO DA MISTURA"

#### "absorvedor"

p[1]=p[10]  
 CALL NH3H2O(128;t[1];p[1];q[1]:t1;p1;x[1];h[1];s[1];u[1];v[1];q1)

m[10]+m[4]=m[1]  
 x[10]\*m[10]+x[4]\*m[4]=x[1]\*m[1]

#### "retificador"

p[6]=p[7]  
 CALL NH3H2O(128;t[6];p[6];q[6]:t6;p6;x[6];h[6];s[6];u[6];v[6];q6)

p[5]=p[6]  
 CALL NH3H2O(128;t[5];p[5];q[5]:t5;p5;x[5];h[5];s[5];u[5];v[5];q5)

m[5]=m[6]+m[7]  
 x[5]\*m[5]=x[6]\*m[6]+x[7]\*m[7]

h[5]\*m[5]=Qret+h[7]\*m[7]+m[6]\*h[6]

#### "ve-1"

x[3]=x[4]  
 p[4]=p[10]  
 h[3]=h[4]  
 CALL NH3H2O(234;p[8];x[4];h[4]:t[4];p4;x4;h4;s[4];u[4];v[4];q[4])

"gerador"

$$p[3]=p[6]$$

CALL NH3H2O(238;p[3];x[3];q[3]:t[3];p3;x3;h[3];s[3];u[3];v[3];q)

$$m[2]+m[6]=m[3]+m[5]$$

$$p[2]=p[3]$$

$$h[5]*m[5]+h[3]*m[3]=Q_{ger}+h[2]*m[2]+h[6]*m[6]$$

"bomba"

$$m[1]=m[2]$$

$$x[1]=x[2]$$

$$h2s=h[1]+v[1]*100*(p[2]-p[1])$$

$$Wbs=m[1]*(h2s-h[1])$$

$$Wbr=Wbs/\eta_b$$

$$m[1]*h[1]+Wbr=m[2]*h[2]$$

CALL NH3H2O(234;p[2];x[2];h[2]:t[2];p2;x2;h2;s[2];u[2];v[2];q[2])

"LADO DA AMÔNIA"

"condensador"

$$x[7]=x[8]$$

CALL NH3H2O(138;t[8];x[8];q[8]:t8;p[8];x8;h[8];s[8];u[8];v[8];q8)

$$p[7]=p[8]$$

CALL NH3H2O(238;p[7];x[7];q[7]:t[7];p7;x7;h[7];s[7];u[7];v[7];q7)

$$m[7]=m[8]$$

$$h[7]*m[7]=Q_{cond}+h[8]*m[8]$$

"ve-2"

$$x[8]=x[9]$$

$$h[8]=h[9]$$

$$m[8]=m[9]$$

"evaporador"

$$x[9]=x[10]$$

CALL NH3H2O(138;t[10];p[10];q[10]:t10;p[10];x10;h[10];s[10];u[10];v[10];q10)

$$m[9]=m[10]$$

$$h[10]*m[10]=Q_{evap}+h[9]*m[9]$$

$$p[9]=p[10]$$

CALL NH3H2O(234;p[9];x[9];h[9]:t[9];p9;x9;h9;s[9];u[9];v[9];q[9])

$$COP=Q_{evap}/Q_{ger}$$

## ANEXO C – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO CICLO OTIMIZADO

### "DADOS DE ENTRADA"

t[1]=313,15

t[10]=313,15

t[14]=263,15

t[7]=360,15

Q\_TR=5

Qevap=Q\_TR\*3,516

q[1]=0

q[5]=0

q[7]=1

q[8]=0

q[9]=1

q[10]=0

q[14]=0,915

x[9]=0,999634

x[1]-x[5]=0,3

alfa=0,5

t[8]=alfa\*t[7]+(1-alfa)\*t[9]

pm=12

eta\_ret=0,95 "retificador"

eta\_tc=0,95 "Trocador de calor"

eta\_absv=0,95 "Absorvedor"

eta\_ger=0,98 "Gerador"

eta\_b=0,85 "Bomba"

### "lado da Amônia"

#### "Condensador"

x[9]=x[10]

CALL NH3H2O(138;t[10];x[10];q[10]:t10;p[10];x10;h[10];s[10];u[10];v[10];q10)

p[10]=p[9]

CALL NH3H2O(238;p[9];x[9];q[9]:t[9];p9;x9;h[9];s[9];u[9];v[9];q9)

m[9]=m[10]

h[9]\*m[9]=Qcond+h[10]\*m[10]

#### "VE-2"

x[11]=x[10]

h[11]=h[10]

p[11]=pm

CALL NH3H2O(234;p[11];x[11];h[11]:t[11];p11;x11;h11;s[11];u[11];v[11];q[11])

m[10]=m[11]

#### "TC"

x[12]=x[11]  
p[12]=pm

x[14]=x[15]

CALL NH3H2O(123;t[14];p[12];x[12]:t14p;p12p;x12p;h12p;s12p;u12p;v12p;q12p)  
CALL NH3H2O(123;t[11];p[15];x[15]:t11p;p15p;x15p;h15p;s15p;u15p;v15p;q15p)

qtc1=h[11]-h12p  
qtc2=h15p-h[14]

qmax=MIN(qtc1;qtc2)  
qrealtc=eta\_tc\*qmax

h[12]=h[11]-qrealtc  
h[15]=h[14]+qrealtc

CALL NH3H2O(234;p[12];x[12];h[12]:t[12];p12;x12;h12;s[12];u[12];v[12];q[12])  
CALL NH3H2O(234;p[15];x[15];h[15]:t[15];p15;x15;h15;s[15];u[15];v[15];q[15])

m[11]=m[12]  
m[14]=m[15]

"VE-3"

x[12]=x[13]  
h[13]=h[12]

CALL NH3H2O(234;p[13];x[13];h[13]:t[13];p13;x13;h13;s[13];u[13];v[13];q[13])

m[12]=m[13]

"evaporador"

x[13]=x[14]  
CALL NH3H2O(138;t[14];x[14];q[14]:t14;p[14];x14;h[14];s[14];u[14];v[14];q14)

p[13]=p[14]

m[14]=m[13]

h[14]\*m[14]=Qevap+h[13]\*m[13]

"lado da mistura"

"retificador"

p[7]=p[9]  
CALL NH3H2O(128;t[7];p[7];q[7]:t7;p7;x[7];h[7];s[7];u[7];v[7];q7)

p[8]=p[7]  
CALL NH3H2O(128;t[8];p[8];q[8]:t8;p8;x[8];h[8];s[8];u[8];v[8];q8)

p[15]=p[14]

p[3]=p[7]

x[2]=x[3]

m[7]=m[8]+m[9]

$$x[7]*m[7]=x[8]*m[8]+x[9]*m[9]$$

$$h[7]*m[7]=Qret+h[9]*m[9]+h[8]*m[8]$$

$$Qretreal=eta\_ret*Qret$$

$$Qretreal=m[3]*(h[3]-h[2])$$

CALL NH3H2O(234;p[3];x[3];h[3]:t[3];p3;x3;h3;s[3];u[3];v[3];q[3])

$$m[2]=m[3]$$

"absorvedor"

$$p[1]=p[15]$$

CALL NH3H2O(128;t[1];p[1];q[1]:t1;p1;x[1];h[1];s[1];u[1];v[1];q1)

$$x[3]=x[4]$$

$$m[3]=m[4]$$

$$p[4]=p[7]$$

CALL NH3H2O(123;t[6];p[4];x[4]:t6p;p4p;x4p;h4p;s4p;u4p;v4p;q4p)

CALL NH3H2O(123;t[3];p[6];x[6]:t3p;p6p;x6p;h6p;s6p;u6p;v6p;q6p)

$$q1abs=m[6]*(h[6]-h6p)$$

$$q2abs=m[3]*(h4p-h[3])$$

$$qmaxabs=MIN(q1abs;q2abs)$$

$$qrealabs=eta\_absv*qmaxabs$$

$$h[4]=h[3]+qrealabs/m[3]$$

CALL NH3H2O(234;p[4];x[4];h[4]:t[4];p4;x4;h4;s[4];u[4];v[4];q[4])

$$h[6]*m[6]+h[15]*m[15]+h[3]*m[3]=Qabs+h[1]*m[1]+h[4]*m[4]$$

"gerador"

$$p[5]=p[7]$$

CALL NH3H2O(238;p[5];x[5];q[5]:t[5];p5;x5;h[5];s[5];u[5];v[5];q5)

$$m[8]+m[4]=m[7]+m[5]$$

$$x[8]*m[8]+x[4]*m[4]=x[7]*m[7]+x[5]*m[5]$$

$$Qgerreal=eta\_ger*Qger$$

$$h[4]*m[4]+h[8]*m[8]+Qgerreal=h[5]*m[5]+h[7]*m[7]$$

"VE-1"

$$x[5]=x[6]$$

$$h[5]=h[6]$$

$$p[6]=p[13]$$

$$m[5]=m[6]$$

CALL NH3H2O(234;p[6];x[6];h[6]:t[6];p6;x6;h6;s[6];u[6];v[6];q[6])

"bomba"

$x[1]=x[2]$

$p[2]=p[1]$

$m[1]=m[2]$

$h2s=h[1]+v[1]*100*(p[2]-p[1])$

$Wbs=m[1]*(h2s-h[1])$

$Wbr=Wbs/\eta_b$

$m[1]*h[1]+Wbr=m[2]*h[2]$

CALL NH3H2O(234;p[2];x[2];h[2]:t[2];p2;x2;h2;s[2];u[2];v[2];q[2])

$COP=Q_{evap}/Q_{ger}$

## ANEXO D – PROGRAMA PARA A SIMULAÇÃO DO PROTÓTIPO

### "DADOS DE ENTRADA"

t[16]=313,15

t[10]=313,15

t[14]=263,15

t[7]=360,15

Q\_TR=5

Qevap=Q\_TR\*3,516

q[16]=0

q[5]=0

q[7]=1

q[8]=0

q[9]=1

q[10]=0

q[14]=0,915

q[1]=0

x[9]=0,999634

x[16]-x[5]=0,3

alfa=0,5

t[8]=alfa\*t[7]+(1-alfa)\*t[9]

pm=12

eta\_ret=0,95 "retificador"

eta\_tc=0,95 "Trocador de calor"

eta\_absv=0,95 "Absorvedor"

eta\_pabsv=0,95

eta\_ger=0,98 "Gerador"

eta\_b=0,85 "Bomba"

### "lado da Amônia"

#### "Condensador"

x[9]=x[10]

CALL NH3H2O(138;t[10];x[10];q[10]:t10;p[10];x10;h[10];s[10];u[10];v[10];q10)

p[10]=p[9]

CALL NH3H2O(238;p[9];x[9];q[9]:t[9];p9;x9;h[9];s[9];u[9];v[9];q9)

m[9]=m[10]

h[9]\*m[9]=Qcond+h[10]\*m[10]

#### "VE-2"

x[11]=x[10]

h[11]=h[10]

p[11]=pm

CALL NH3H2O(234;p[11];x[11];h[11]:t[11];p11;x11;h11;s[11];u[11];v[11];q[11])

m[10]=m[11]

"TC"

$x[12]=x[11]$

$p[12]=pm$

$x[14]=x[15]$

$p[15]=p[14]$

CALL NH3H2O(123;t[14];p[12];x[12]:t14p;p12p;x12p;h12p;s12p;u12p;v12p;q12p)

CALL NH3H2O(123;t[11];p[15];x[15]:t11p;p15p;x15p;h15p;s15p;u15p;v15p;q15p)

$qtc1=h[11]-h12p$

$qtc2=h15p-h[14]$

$qmax=MIN(qtc1;qtc2)$

$qrealtc=eta\_tc*qmax$

$h[12]=h[11]-qrealtc$

$h[15]=h[14]+qrealtc$

CALL NH3H2O(234;p[12];x[12];h[12]:t[12];p12;x12;h12;s[12];u[12];v[12];q[12])

CALL NH3H2O(234;p[15];x[15];h[15]:t[15];p15;x15;h15;s[15];u[15];v[15];q[15])

$m[11]=m[12]$

$m[14]=m[15]$

"VE-3"

$x[12]=x[13]$

$h[13]=h[12]$

CALL NH3H2O(234;p[13];x[13];h[13]:t[13];p13;x13;h13;s[13];u[13];v[13];q[13])

$m[12]=m[13]$

"evaporador"

$x[13]=x[14]$

CALL NH3H2O(138;t[14];x[14];q[14]:t14;p[14];x14;h[14];s[14];u[14];v[14];q14)

$p[13]=p[14]$

$m[14]=m[13]$

$h[14]*m[14]=Q_{evap}+h[13]*m[13]$

"Lado da mistura"

"retificador"

$p[7]=p[9]$

CALL NH3H2O(128;t[7];p[7];q[7]:t7;p7;x[7];h[7];s[7];u[7];v[7];q7)

$p[8]=p[7]$

CALL NH3H2O(128;t[8];p[8];q[8]:t8;p8;x[8];h[8];s[8];u[8];v[8];q8)

$p[3]=p[7]$

$$m[7]=m[8]+m[9]$$

$$x[7]*m[7]=x[8]*m[8]+x[9]*m[9]$$

$$m[2]=m[3]$$

$$x[2]=x[3]$$

$$h[7]*m[7]=Qret+h[9]*m[9]+h[8]*m[8]$$

$$Qretreal=eta\_ret*Qret$$

$$Qretreal=m[3]*(h[3]-h[2])$$

CALL NH3H2O(234;p[3];x[3];h[3]:t[3];p3;x3;h3;s[3];u[3];v[3];q[3])

"gerador"

$$p[5]=p[7]$$

CALL NH3H2O(238;p[5];x[5];q[5]:t[5];p5;x5;h[5];s[5];u[5];v[5];q5)

$$Qgerreal=eta\_ger*Qger$$

$$h[4]*m[4]+h[8]*m[8]+Qgerreal=h[5]*m[5]+h[7]*m[7]$$

"Pré Absorvedor"

$$p[16]=p[15]$$

CALL NH3H2O(128;t[16];p[16];q[16]:t16;p16;x[16];h[16];s[16];u[16];v[16];q16)

$$m[6]+m[15]=m[16]$$

$$x[6]*m[6]+x[15]*m[15]=m[16]*x[16]$$

$$p[4]=p[7]$$

$$m[3]=m[4]$$

$$x[3]=x[4]$$

CALL NH3H2O(123;t[6];p[4];x[4]:t6p;p4p;x4p;h4p;s4p;u4p;v4p;q4p)

CALL NH3H2O(123;t[3];p[6];x[6]:t3p;p6p;x6p;h6p;s6p;u6p;v6p;q6p)

$$q1pabs=m[6]*(h[6]-h6p)$$

$$q2pabs=m[3]*(h4p-h[3])$$

$$qmaxpabs=MIN(q1pabs;q2pabs)$$

$$qrealpabs=eta\_pabsv*qmaxpabs$$

$$h[4]=h[3]+qrealpabs/m[3]$$

CALL NH3H2O(234;p[4];x[4];h[4]:t[4];p4;x4;h4;s[4];u[4];v[4];q[4])

$$h[6]*m[6]+h[15]*m[15]+h[3]*m[3]=Qpabs+h[16]*m[16]+h[4]*m[4]$$

"Absorvedor"

$$x[1]=x[16]$$

$$p[1]=p[16]$$

$$m[16]=m[1]$$

$$m[16]*h[16]=Qabs+m[1]*h[1]$$

"bomba"

$x[1]=x[2]$

$p[2]=p[7]$

$m[2]=m[1]$

CALL NH3H2O(238;p[1];x[1];q[1]:t[1];p1;x1;h[1];s[1];u[1];v[1];q1)

$h2s=h[1]+v[1]*100*(p[2]-p[1])$

$Wbs=m[1]*(h2s-h[1])$

$Wbr=Wbs/\eta_b$

$m[1]*h[1]+Wbr=m[2]*h[2]$

CALL NH3H2O(234;p[2];x[2];h[2]:t[2];p2;x2;h2;s[2];u[2];v[2];q[2])

"VE-1"

$x[5]=x[6]$

$h[5]=h[6]$

$p[6]=p[15]$

CALL NH3H2O(234;p[6];x[6];h[6]:t[6];p6;x6;h6;s[6];u[6];v[6];q[6])

$m[5]=m[6]$

$COP=Q_{evap}/Q_{ger}$

## ANEXO E - ESTUDO DO GERADOR

"ESTUDO DO GERADOR"

$T_{saida} = t[5] + 20$  "limitação do sistema --> deve ser ligeiramente superior à temperatura máxima do gerador"

$T_{entrada} = T_{saida} + 30$  "dado de entrada"

$T_{medio} = (T_{entrada} + T_{saida}) / 2$

"Para o caso das alternativas Oleo Quente, Produtos de Combustão ou Queima direta"

$cp_{alt} = Cp(N_2; T = T_{medio})$  " o cp deve ser fornecido pois varia para cada alternativa --> no caso utilizamos o Cp do N2 como uma estimativa do Cp dos gases de combustão"

$Q_{gerreal} = m_{alt} * cp_{alt} * (T_{entrada} - T_{saida})$

"Para o caso da alternativa Vapor de Água"

$h_{va} = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_{medio}; x = 1)$

$h_{al} = \text{Enthalpy}(\text{Water}; T = T_{medio}; x = 0)$

$h_{lv} = h_{va} - h_{al}$

$Q_{gerreal} = m_{va} * h_{lv}$

## 8. BIBLIOGRAFIA

HEROLD, K.E.; RADERMACHER, R.; KLEIN, S.A. **Absorption Chillers and Heat Pumps**. New York: CRC Press, 1995. 329p.

KUEHN, T.H.; RAMSEY, J. W.; THRELKELD, J.L. **Thermal Environmental Engineering**. Upper Saddle River, EUA: 3ª ed. Prentice-Hall, 1998. 740p.

STOECKER, J. G.; JONES, J. W. **Refrigeração e Ar Condicionado**. São Paulo: McGraw-Hill do Brasil, 1985. 481p.

WYLEN, G.J.V; SONNTAG, R.E.; BORGNAKKE, C. **Fundamentos da Termodinâmica**. São Paulo: EDGARD BLUCHER LTDA, 2006. 577p.

SRIKHIRIN, Pongsid; APHORNRATANA, Satha; CHUNGPAIBULPATANA, Supachart. A review of absorption refrigeration technologies. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 2001. 30p.

RODRIGUES, S. A. de O. **Modelagem de um Ciclo de Refrigeração por Absorção de Amônia**. 2005. 46p. Trabalho de Formatura – Escola Politécnica, Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2005.

SISEA. **Laboratório de Sistemas Energéticos Alternativos**. São Paulo: EPUSP, Departamento de Engenharia Mecânica, 2007. Disponível em: <[www.pme.poli.usp.br/sisea](http://www.pme.poli.usp.br/sisea)>. Acesso em 12 nov. 2007.

Peres Ortigosa, A. S. **Modelagem, simulação e otimização de um ciclo comercial de produção de água gelada por absorção de amônia**. 2007. 66p. Trabalho de Formatura – Escola Politécnica, Departamento de Engenharia Mecânica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2007.