

### 3 Metodologia

#### 3.1. Visão Geral

Este capítulo tem como objetivo descrever e delimitar o escopo do estudo, as formulações utilizadas e os resultados esperados. Serão apresentadas as formulações referentes ao dimensionamento do dessalinizador, através dos balanços termodinâmicos obtidos a partir de Hatzikioseyan (2003). Por fim, são apresentadas as formulações para cálculo da viabilidade econômica. A metodologia desenvolvida neste capítulo será “transformada” em um programa computacional que permitirá o dimensionamento básico de um sistema de dessalinização térmica, determinando a quantidade de energia necessária para produção de um volume de água previamente determinado. Este dimensionamento será realizado com base nos resultados de Hatzikioseyan (2003) e nas formulações de Wylen (2009).

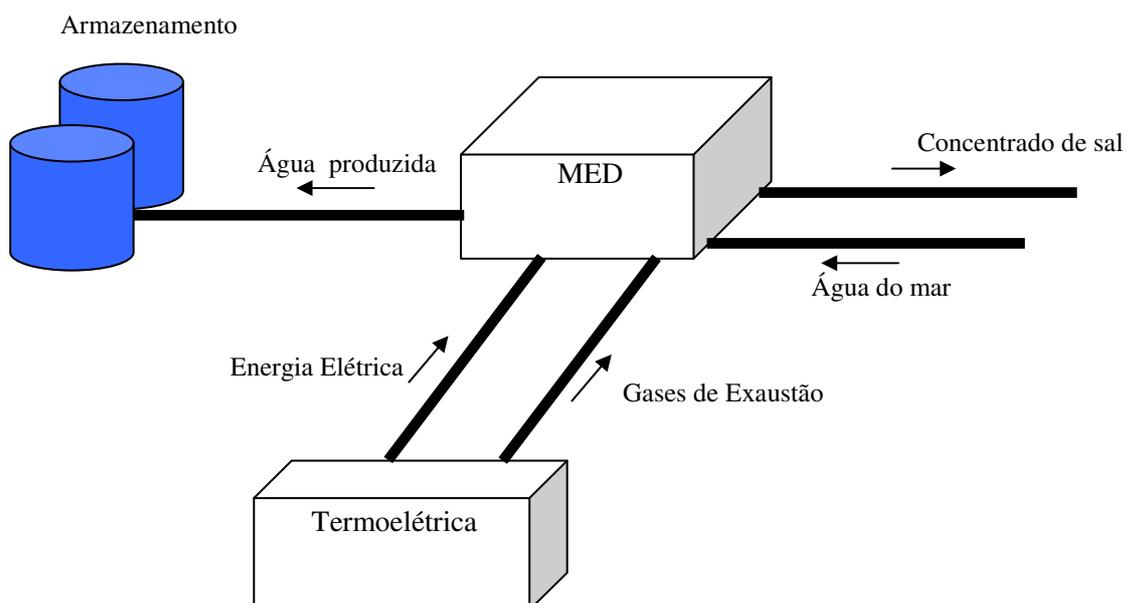


Figura 7 – Arranjo do sistema.

O sistema estudado é subdividido em duas partes: planta de dessalinização térmica; sistema de transporte, composto pelos dutos de admissão e rejeitos e pelo duto de transporte até a cidade beneficiada. O diagrama representativo do sistema pode ser encontrado na Figura 7.

### **3.2. Sistema de Dessalinização Térmica**

No Capítulo 2, que tratou dos sistemas de dessalinização de forma genérica, foram abordadas as características mais gerais, destacando as diferenças entre os sistemas de osmose reversa e de evaporação, observando inclusive a estrutura de custos dos mesmos. Neste capítulo vamos descrever de forma mais detalhada o balanço termodinâmico do sistema de dessalinização térmica.

Conforme mencionado anteriormente, existem dois tipos de sistema de dessalinização térmica: vertical e horizontal. Os dessalinizadores horizontais são amplamente utilizados, tendo uma configuração conforme mostrado na Figura 5. Neste trabalho será utilizada a configuração vertical, seguindo as premissas adotadas por Hatzikioseyan (2003).

O sistema é dividido em câmaras, ou células, que no caso em estudo estarão dispostas verticalmente. Em todas as células do sistema a água do mar passa por um pré-aquecimento, conforme ilustrado pela linha azul da Figura 11.

A evaporação da água do mar resulta em vapor e concentrado de água e sal. O concentrado produzido após a evaporação será transferido para a célula seguinte, onde passará por uma nova evaporação, sendo utilizado o calor oriundo do vapor produzido também na célula anterior. Parte do vapor produzido é direcionado para o pré-aquecedor. Neste ponto do processo ocorre a produção da água destilada através da condensação do vapor resfriado pela água do mar, que se encontra a uma temperatura mais baixa. Na Figura 11 a quantidade de células é indicada pela variável  $n$ , podendo ser modificada conforme a necessidade de se obter níveis mais elevados de pureza da água.

Ainda tratando das premissas do estudo, alguns parâmetros fundamentais que caracterizam o sistema de dessalinização real não estavam disponíveis nas

referências. Dentre essas informações está a capacidade de transferência de energia dos trocadores de calor que compõem o sistema de dessalinização. Este é um fator impeditivo para comparação com plantas existentes. Conforme será visto adiante, ao passar a água do mar pelos trocadores de calor tem-se como resultado uma parcela de vapor e outra parcela líquida. As quantidades relativas de líquido e vapor são definidas de acordo com o projeto dos trocadores de calor e suas respectivas condições de operação. Desta forma, assumindo que o sistema de dessalinização seria um projeto novo para determinado cenário, o porte e as características operacionais do trocador de calor deverão ser redefinidos para cada caso pelo usuário da ferramenta computacional.



Figura 8 – Foto de uma planta de dessalinização chinesa. (Fonte: Waterworld , 2011)

Os elementos que compõem o sistema de dessalinização térmica são: câmara de dispersão (*flash chamber*); evaporador; filtro; pré-aquecedor; misturador de vapor; misturador de condensado. Além disso, na última célula, encontra-se também o condensador de vapor. Esses elementos serão explicados individualmente adiante, de forma que se tenha maior conhecimento sobre suas funções.

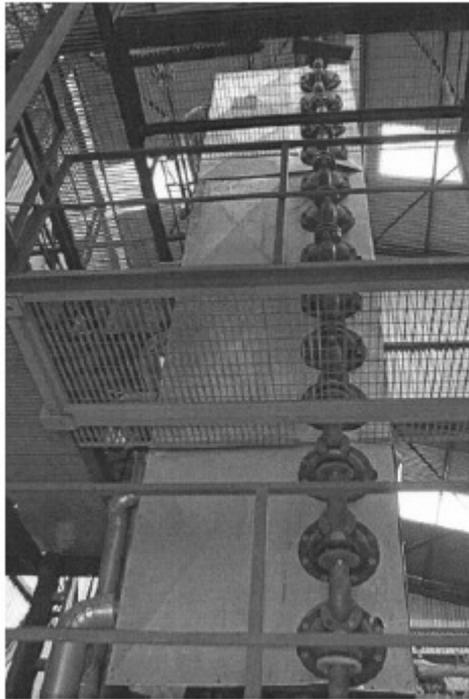


Figura 9 – Foto de uma planta de dessalinização vertical. (Fonte: Hatzikyozeian, 2003)

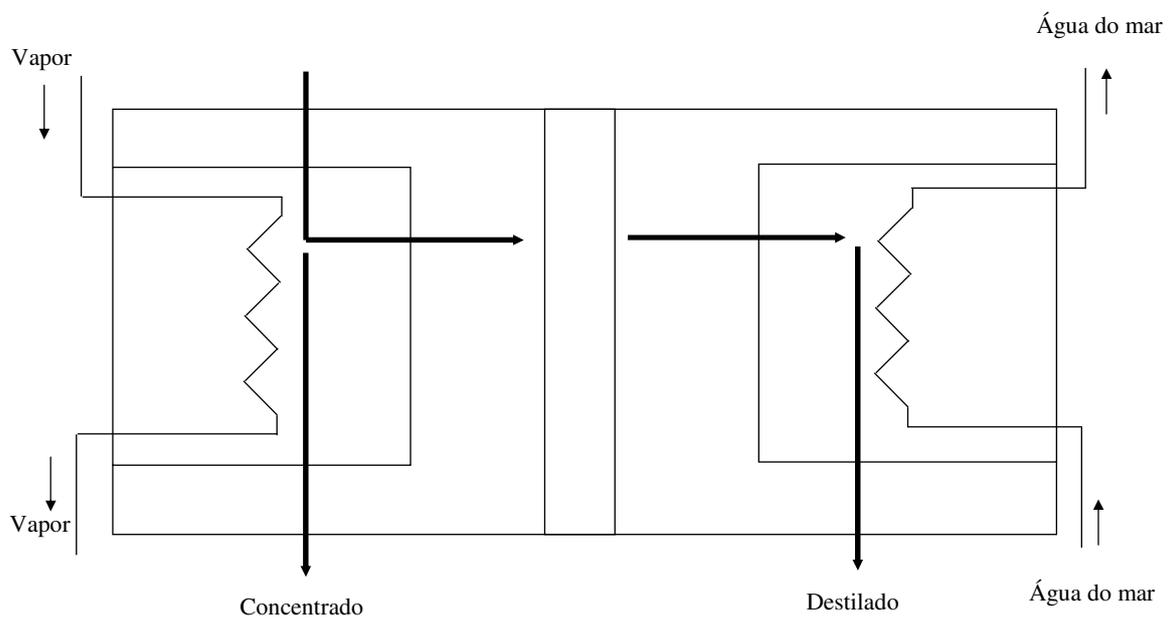


Figura 10 – Representação do fluxo de água e vapor dentro de uma célula.

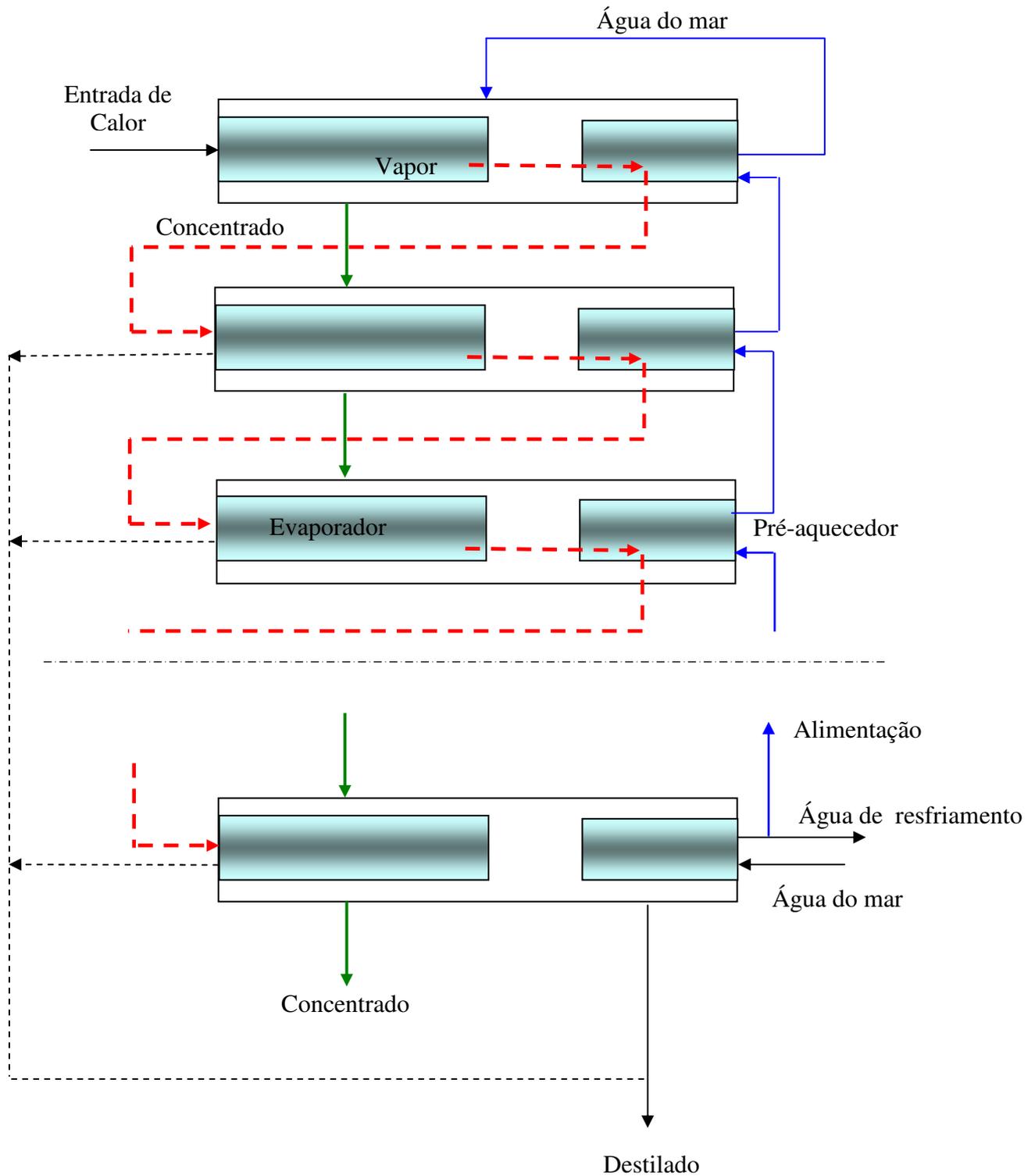


Figura 11 – Diagrama esquemático do sistema de dessalinização térmica baseado em Hatzikioseyan (2003). Linha vermelha pontilhada representa o vapor e linha azul representa a água do mar.

### 3.2.1. Câmara de Dispersão

Este componente é encontrado em todas as câmaras do sistema, funcionando com base na brusca redução da pressão sobre o fluido.

Como resultado dessa variação de pressão resultam dois produtos: vapor, que é direcionado para o filtro e líquido concentrado, que é direcionado para o evaporador. Define-se como líquido concentrado a mistura de água e sal resultante da vaporização, equivalente ao termo *brine* em inglês. Uma representação esquemática da câmara de dispersão pode ser encontrada na Figura 12. Neste esquema estão mostradas a entrada e a saída da câmara, bem como a destinação das saídas.

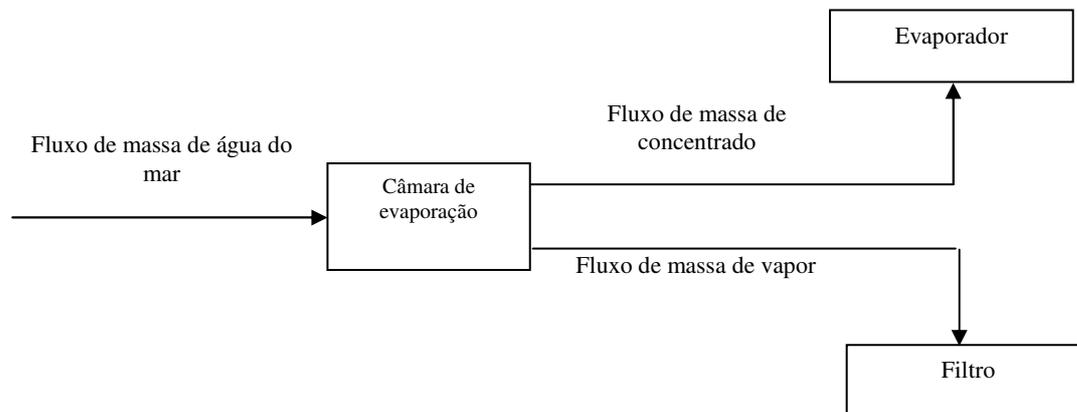


Figura 12 – Representação esquemática da câmara de evaporação (*flash chamber*).

A câmara de evaporação, ou *flash chamber*, é o primeiro componente de todas as células do sistema. Na primeira célula o fluxo que entra na câmara é composto por água do mar, que já passou por um processo de pré-aquecimento através das outras células. Nas células seguintes a câmara de evaporação recebe como entrada o fluxo de líquido concentrado com sal, proveniente do evaporador da célula anterior.

### 3.2.2. Evaporador

O evaporador é um item central para o funcionamento do dessalinizador. Este item recebe o concentrado da câmara de evaporação (Figura 12) e gera uma quantidade adicional de vapor e de concentrado. Sabe-se que o evaporador é um trocador de calor, que por sua natureza depende de dois fluidos para que aconteça a troca térmica.

O primeiro fluido, que vai compor a parte externa do trocador de calor, é o concentrado. O segundo fluido, que deverá preencher os tubos do evaporador, é constituído pelo vapor oriundo da célula anterior. Portanto, o sistema reutiliza a energia térmica produzida para gerar mais vapor na célula seguinte.

No caso da primeira célula a energia térmica provém dos gases de exaustão (motor da termoelétrica), que preenchem os tubos do evaporador, ou de outro fluido qualquer que tenha passado por processo de aquecimento utilizando a energia proveniente dos gases de exaustão. Na primeira célula ocorre a entrada de energia térmica que será utilizada ao longo de todo o dessalinizador. O evaporador é representado esquematicamente na Figura 13.

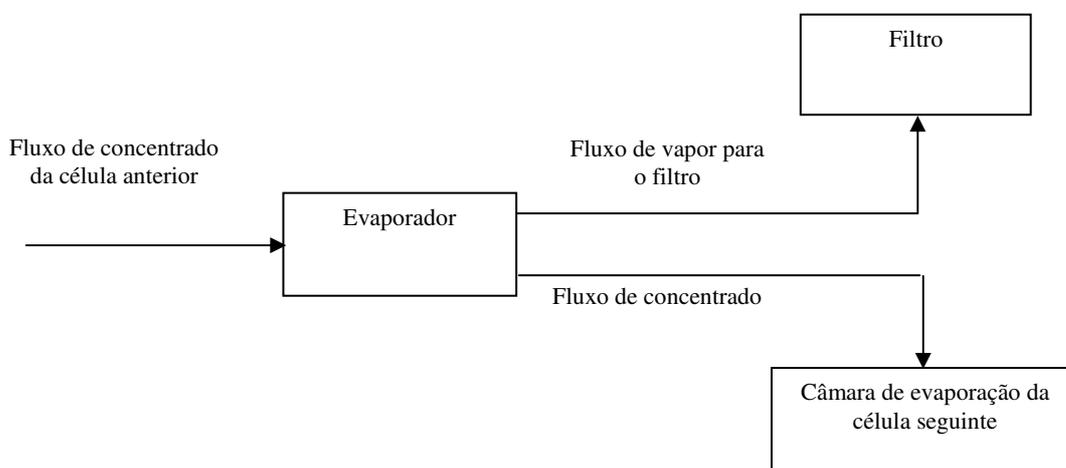


Figura 13 – Representação esquemática do evaporador.

O evaporador das demais células recebe o vapor da célula anterior, proveniente do misturador de vapor, um recurso de modelação utilizado por Hatzikioseyan (2003) que não foi adotado neste trabalho, como será visto adiante. O vapor será utilizado para evaporação do concentrado proveniente da câmara de

evaporação. Após a vaporização do concentrado parte do vapor utilizado para aquecer o sistema se transforma em condensado, enquanto a parcela restante continua na fase de vapor.

Por outro lado, o concentrado proveniente da câmara de evaporação, após passar pelo processo de evaporação, produz um concentrado que será direcionado para célula seguinte e mais vapor, direcionado para o filtro e posteriormente ao pré-aquecedor.

### 3.2.3. Filtro

Este componente atua como um purificador do vapor produzido pela câmara de evaporação e pelo evaporador. O vapor produzido contém partículas de sal que podem contaminar o produto. Na primeira célula do sistema somente o vapor oriundo do evaporador entrará no filtro, uma vez que, de acordo com o modelo apresentado em Hatzikioseyan (2003), na primeira célula não ocorre evaporação na câmara de evaporação.

A Figura 14 ilustra o funcionamento do filtro. Nas demais células o filtro recebe como entrada o vapor oriundo da câmara de evaporação e do evaporador, levando para o pré-aquecedor o vapor filtrado de forma que seja transformado em água destilada através do resfriamento com a água do mar.

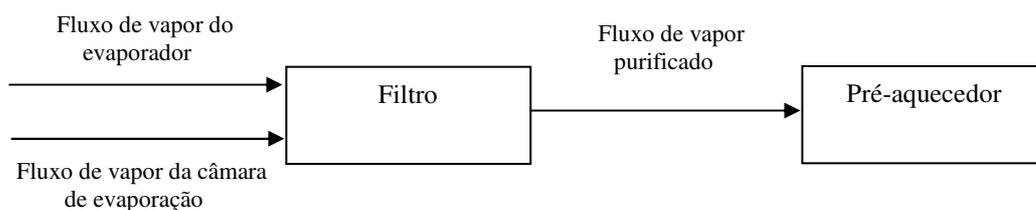


Figura 14 – Representação esquemática do filtro.

O fluxo de massa através do filtro é ilustrado na Figura 14, servindo como referência para os balanços de massa e energia que serão analisados adiante. No primeiro caso, referente à célula 1, o vapor oriundo do evaporador após purificação será enviado para o pré-aquecedor. No caso da célula 2, a massa de vapor que sai do filtro é composta pelo vapor proveniente do evaporador e da câmara de evaporação.

### 3.2.4. Pré-Aquecedor

Este componente executa duas funções no sistema dessalinizador. A primeira função consiste em pré-aquecer a água do mar que sobe até a primeira célula para iniciar o processo de dessalinização. A segunda função é condensar o vapor que sai do filtro, usando a baixa temperatura da água do mar.

O pré-aquecimento da água é uma forma de aumentar a eficiência do sistema. O vapor é, por sua vez, resfriado pela água do mar, elevando a temperatura da mesma. A condensação do vapor oriundo do filtro comporá o produto do sistema (água destilada), que será adicionado ao condensado produzido no evaporador. Deve-se ressaltar que a condensação ocorrida no pré-aquecedor não é completa, produzindo também vapor, cuja energia interna será utilizada no evaporador da célula seguinte. A Figura 15 mostra um diagrama esquemático do pré-aquecedor.

Na última célula do sistema, localizada na base do dessalinizador vertical, o pré-aquecedor é substituído por um condensador de vapor, que possui a função exclusiva de condensar todo o vapor produzido ao longo das células anteriores.

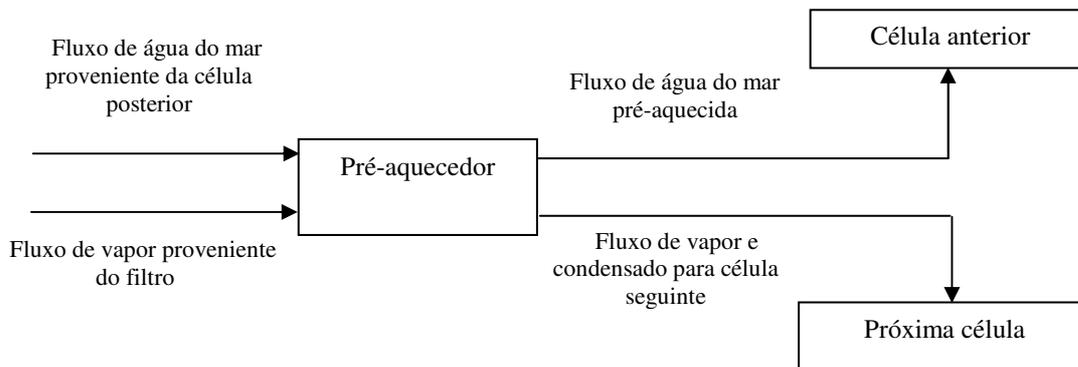


Figura 15 – Representação esquemática do pré-aquecedor.

### 3.2.5. Misturador de Vapor

É um componente “criado” para facilitar a modelagem do sistema. Sua função é coletar o vapor da parte interna do evaporador, do misturador de condensado e o vapor oriundo do pré-aquecedor. O vapor coletado de todos os

componentes é utilizado para aquecimento do concentrado no evaporador da célula seguinte. Um diagrama esquemático do misturador de vapor pode ser encontrado na Figura 16.

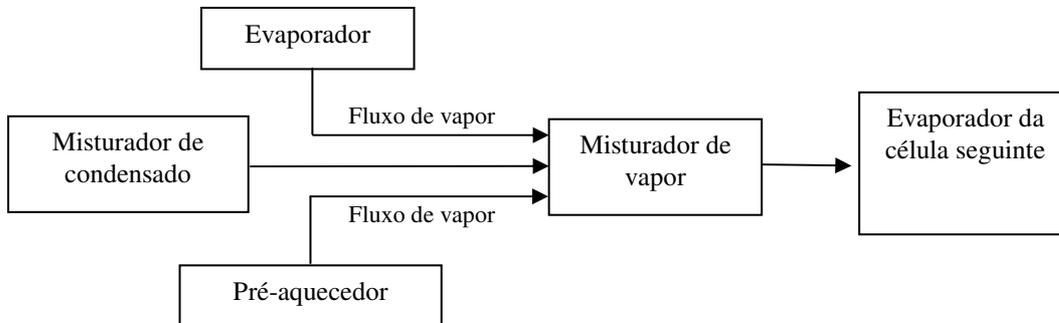


Figura 16 – Representação esquemática do misturador de vapor.

### 3.2.6. Misturador de Condensado

Este componente, assim como o misturador de vapor, é também virtual, sendo utilizado para coletar o condensado produzido da parte interna do evaporador, o produto do misturador de condensado da célula anterior e o condensado do pré-aquecedor. Um diagrama esquemático do misturador de vapor pode ser encontrada na Figura 17.

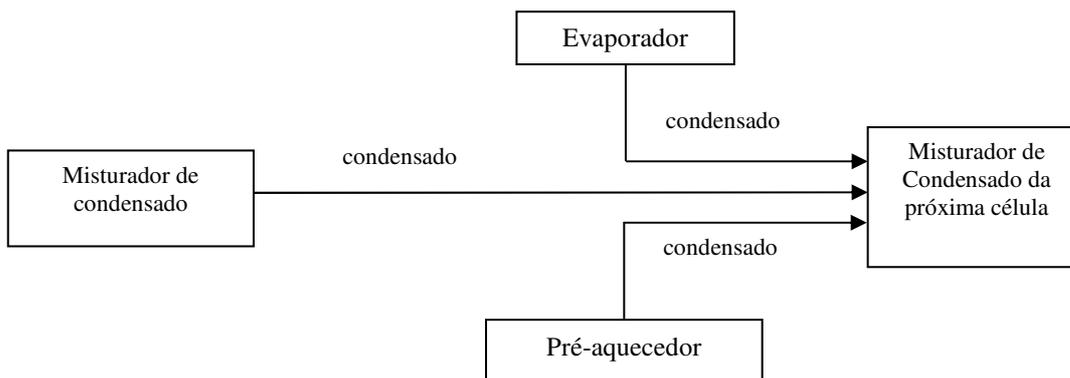


Figura 17 – Representação esquemática do misturador de condensado.

As equações de balanço de massa e balanço energético que serviram de base para este trabalho podem ser encontradas em Hatzikioseyan (2003). No próximo item são apresentadas as premissas e a formulação do modelo simplificado utilizado neste trabalho.

### **3.3. Modelo Simplificado**

Apesar da grande quantidade de componentes necessários no dessalinizador térmico, os principais componentes do sistema são o evaporador e o pré-aquecedor, sendo esses elementos os responsáveis pela produção de todo o concentrado, vapor e líquido do sistema.

O modelo simplificado do dessalinizador difere do apresentado por Hatzikioseyan (2003) por suprimir alguns componentes. A simplificação pode ser visualizada ao comparar a configuração da Figura 11, baseada no modelo original, com a Figura 18. Outra simplificação importante é a redução do número de células, já que no modelo original poderia se assumir quantas células fossem necessárias e este modelo simplificado terá uma quantidade constante, com apenas três células.

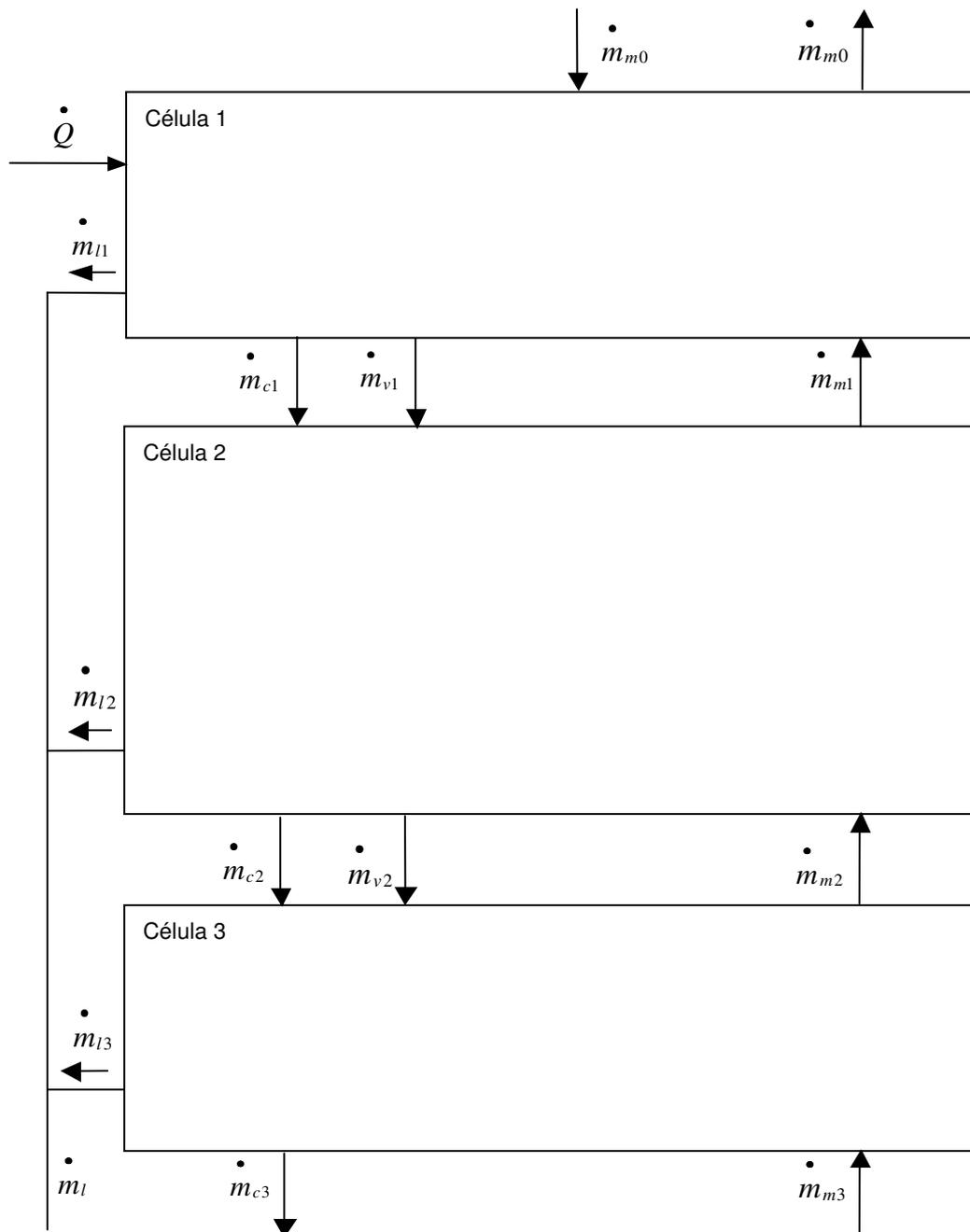


Figura 18 – Diagrama esquemático do sistema de dessalinização simplificado com apenas 3 células.

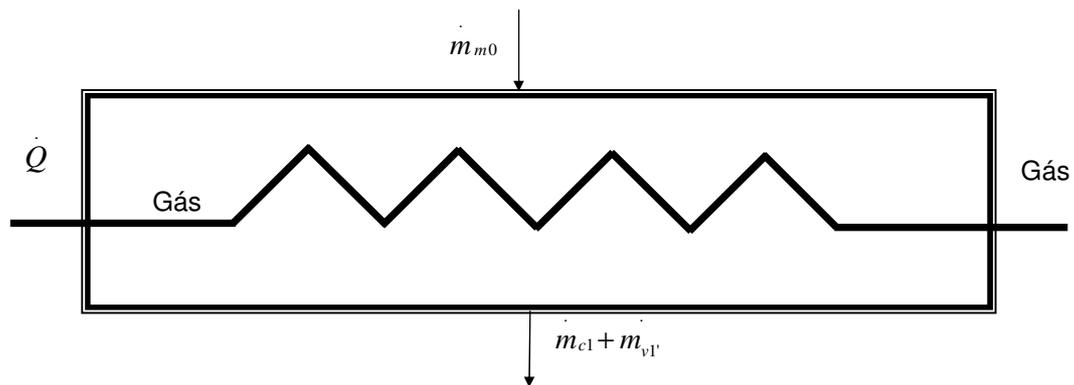


Figura 19 – Evaporador na célula 1.

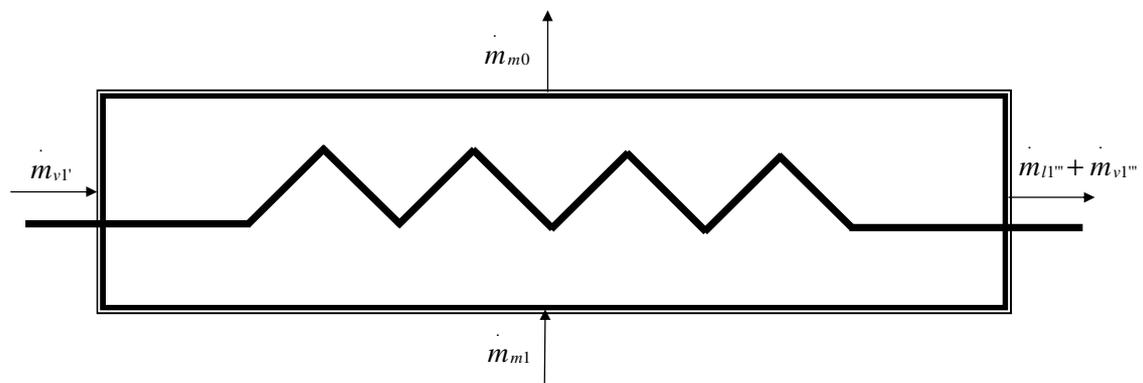


Figura 20 – Pré-aquecedor na célula 1.

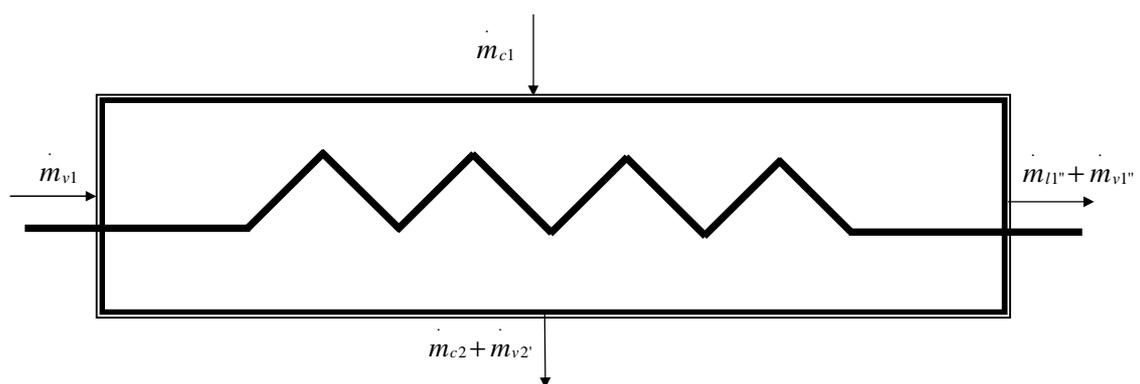


Figura 21 – Evaporador na célula 2.

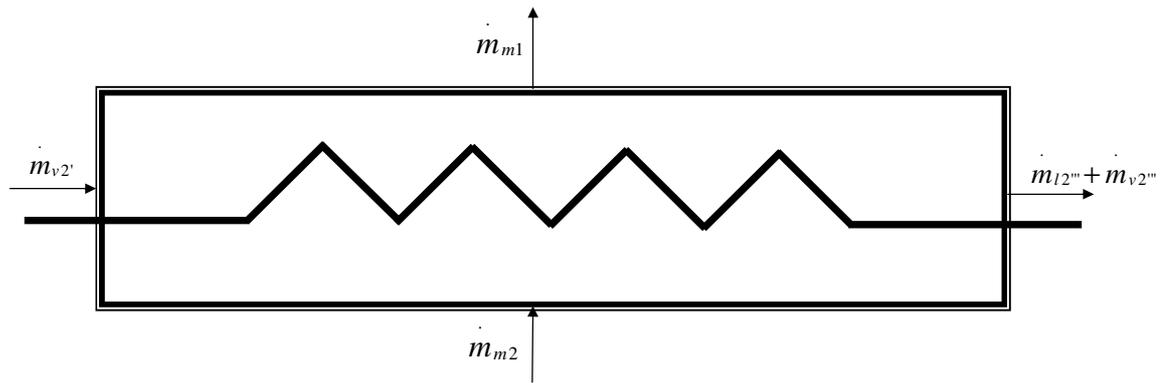


Figura 22 – Pré-aquecedor na célula 2.

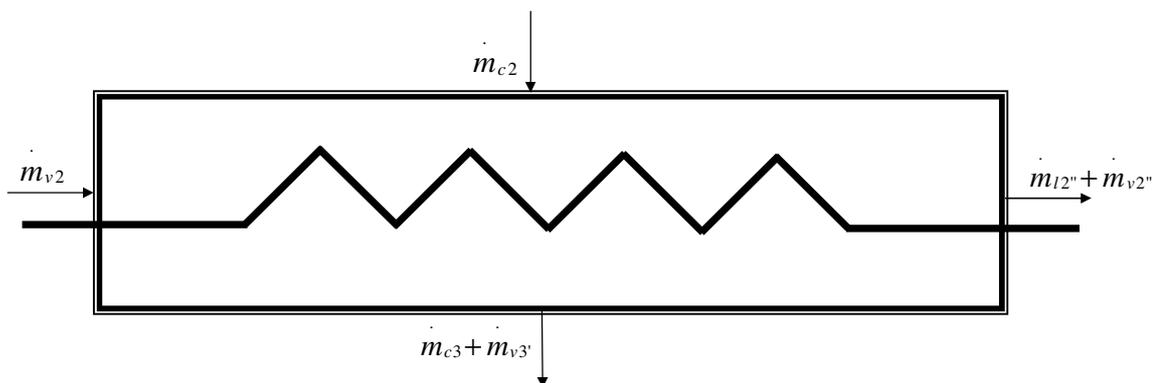


Figura 23 – Evaporador na célula 3.

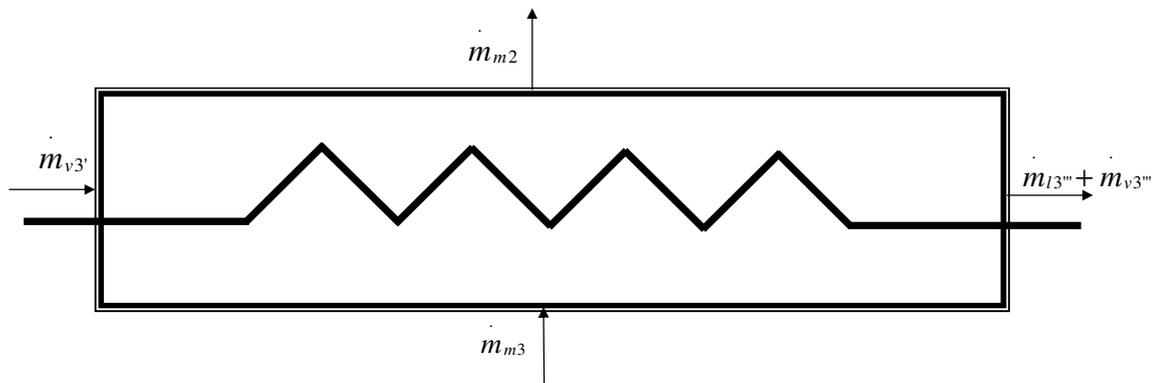


Figura 24 – Pré-aquecedor na célula 3.

O evaporador da célula 1 recebe a água do mar ( $m_{m0}$ ), pré-aquecida pelas células 2 e 3 (Figura 19), produzindo vapor que vai alimentar o pré-aquecedor da célula 1 ( $m_{v1'}$ ) e concentrado ( $m_{c1}$ ), que é transferido para o evaporador da célula 2. Na primeira célula do sistema, o calor utilizado é proveniente dos gases de

exaustão da termoelétrica. A energia concedida ao sistema ( $\dot{Q}$ ), na forma de taxa de calor, através dos gases de exaustão é a incógnita a ser determinada pelo modelo.

O pré-aquecedor da célula 1 recebe o vapor oriundo do evaporador (Figura 20), transformando a água em vapor e líquido, que comporá o produto do sistema, ou seja, a água destilada.

O processo continua na célula 2, que recebe o vapor oriundo do pré-aquecedor da célula 1 (combinação entre o vapor produzido no pré-aquecedor e no evaporador desta célula), transformando-o em vapor e líquido (Figura 21). Mais uma vez o pré-aquecedor recebe o vapor proveniente do evaporador, modificando a entalpia da água do mar que sobe em direção à célula 1.

Por fim, na célula 3, ocorre o processo final de vaporização, sendo que neste caso todo o vapor existente é condensado. Uma descrição mais detalhada da metodologia será apresentada adiante no item que apresenta os balanços de massa e energia.

Deve-se ressaltar que uma das principais premissas deste modelo é que a pressão é considerada constante em cada célula e a temperatura desta é estimada de acordo com as tabelas de água saturada encontradas em Wylen (2009).

### **3.4. Estimativa de Entalpia**

Antes de se apresentar a formulação completa de balanço de massa e energia do sistema é preciso introduzir os métodos de estimativa da entalpia utilizados neste trabalho, levando em consideração as condições peculiares pelas quais o fluido passa durante o processo de dessalinização.

Para cada tipo de fluido encontrado dentro do sistema foi utilizado um método diferente para determinação da entalpia. Para a água do mar e para os concentrados produzidos pela câmara de evaporação e pelo evaporador foi utilizada a formulação apresentada por Dittman (1977). Para o vapor produzido no evaporador e no pré-aquecedor foi utilizada a formulação apresentada pela IAPWS IF97 (1997). A mesma formulação é utilizada para o caso do condensado produzido pelo processo de evaporação. Nos itens abaixo as formulações para determinação da entalpia do fluido são descritos com maior precisão.

### 3.4.1. Formulação de Dittman para concentrados

A entalpia da água é uma propriedade termodinâmica tabelada nos livros de termodinâmica básica. No entanto, este tabelamento refere-se exclusivamente à substância pura. Quando a água é misturada com sais minerais, muitas vezes com altas concentrações, pode-se identificar uma mudança substancial nesta propriedade. Para definir a entalpia de concentrados torna-se necessário buscar uma fonte de referência com valores experimentais, que permitam a realização dos cálculos de balanço de energia de forma mais realista.

Em seu trabalho desenvolvido nos Laboratórios Lawrence Livermore, nos Estados Unidos, Dittman (1977) fez a medição da entalpia da solução de água e sal para diferentes temperaturas e concentrações. Com os resultados foi possível estabelecer uma equação para estimativa de diversas propriedades, entre elas a entalpia.

A solução apresentada por Dittman (1977) foi “transformada” em gráfico, podendo ser visualizada na Figura 25. Pode-se perceber pelo gráfico que a entalpia sofre um aumento, proporcional ao da temperatura do fluido. Além disso, pode-se perceber uma redução da entalpia como consequência ao aumento da concentração.

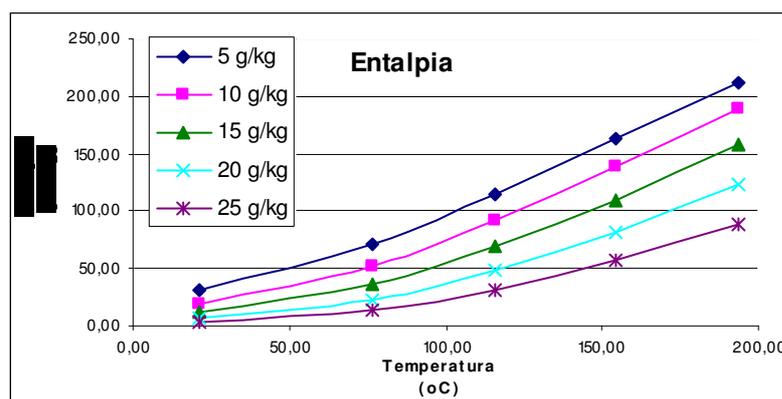


Figura 25 – Gráfico para estimativa da entalpia do concentrado de água e sal de acordo com Dittman (1977).

Os resultados de entalpia de concentrados encontrados por Dittman (1977) foram comparados com aqueles apresentados nas tabelas termodinâmicas de Wylen (2009). Na Figura 25, para uma temperatura de aproximadamente 50°C, e

uma concentração de 5g/kg tem-se uma entalpia de aproximadamente 50kJ/kg. O resultado encontrado para líquido saturado, na mesma temperatura usando tabelas termodinâmicas de Wylen(2009) corresponde a 209,31 kJ/kg. Assim, há uma sensível diferença entre os resultados quando se trata de uma solução ao invés de uma substância pura, fato que é explicado pela termoquímica. De acordo com a Nunes (2011), a variação de entalpia em um processo depende de vários fatores, entre os quais pode-se citar o estado de agregação dos componentes e a natureza da transformação. A mesma referência cita como exemplo a dissolução de HCl, inicialmente em estado gasoso, em água. Neste processo são liberados 75 kJ de energia quando 1 mole de HCl é dissolvido. O mesmo ocorre com o NaCl, onde a liberação de energia na fase de hidratação (introdução dos íons do sal na água) chega a 770 kJ. Este fato explica a redução da entalpia da solução em comparação com a substância pura.

Nos resultados apresentados na Figura 25 diferença se torna ainda maior com o aumento da concentração na água. Na temperatura de 50°C o fluido com uma concentração de 25 g/kg apresenta uma entalpia ainda menor, de aproximadamente 5 kJ/kg.

### 3.4.2. Formulação da IAPWS IF97 para vapor e líquido

Um padrão para as propriedades termodinâmicas da água, para uma grande variedade de temperaturas e pressões, foi desenvolvido nos anos 1960, sendo denominado de IFC-67. Desde 1967 a IFC-67 tem sido utilizada em diversas aplicações da indústria.

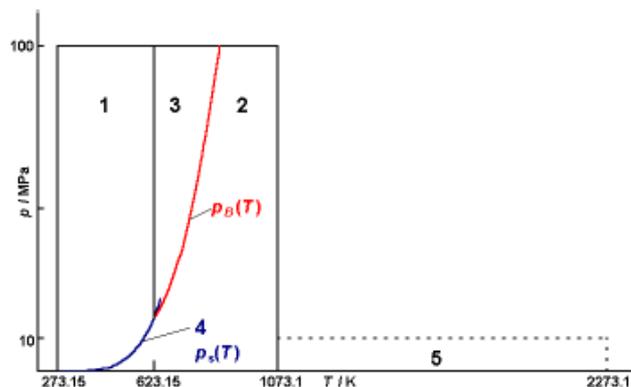


Figura 26 – Gráfico da IAPWS para diferentes estados.

Em 1997 a IFC-67 foi substituída por uma nova formulação, a IAPWS *Industrial Formulation for Thermodynamic Properties of Water and Steam* ou IAPWS-IF97 (1997).

O modelo é dividido em cinco regiões representadas em um gráfico que apresenta as faixas de aplicação para diferentes estados. Para as cinco regiões do gráfico os autores da IAPWS-IF97 (1997) desenvolveram equações fundamentais de alta precisão. Todas as propriedades termodinâmicas podem ser calculadas a partir dessas equações fundamentais utilizando as relações termodinâmicas apropriadas.

Para as regiões 1 e 2 da Figura 26, que são de interesse para este trabalho, as propriedades termodinâmicas são definidas com base na temperatura e pressão. Neste trabalho vamos utilizar a região 2 para descrever o estado termodinâmico do vapor que percorre o sistema de dessalinização, especialmente no evaporador e no pré-aquecedor. O mesmo será feito para o líquido produzido no evaporador e no pré-aquecedor, utilizando-se para isso a região 1 como referência.

### 3.4.3. Formulação para Região 1 – Líquido de Baixa e Alta Pressão

A expressão (1) representa a entalpia do líquido, sendo função da constante dos gases  $R$  (constante do vapor d'água, isto é, a constante universal dos gases dividida pela massa molecular da água), da temperatura  $T$  e dos demais parâmetros definidos empiricamente na equação (2). As equações (3) e (4) definem os coeficientes  $\tau$  e  $\pi$ , que são os adimensionais de temperatura e pressão, respectivamente.

Os coeficientes  $n$  e  $J$  foram obtidos diretamente da IAPWS IF97 (1997) para a região 1. Nota-se que para determinação da entalpia é fundamental o conhecimento da pressão e da temperatura dentro da célula onde se encontra o fluido.

$$\frac{h(T, p)}{RT} = \tau \gamma_\tau \quad (1)$$

$$\gamma_\tau = \sum_{i=1}^{34} n_i (7,1 - \pi)^{l_i} J_i (\tau - 1,222)^{(J_i - 1)} \quad (2)$$

$$\tau = \frac{1386K}{T} \quad (3)$$

$$\pi = \frac{p}{16,53MPa} \quad (4)$$

#### 3.4.4. Formulação para Região 2 – Vapor e Gás Ideal

A expressão (5) representa a entalpia do vapor, sendo função da constante dos gases R (definido no item 3.4.3), da temperatura T e dos demais parâmetros definidos empiricamente nas equações (6) e (7). As equações (8) e (9) apresentam os coeficientes  $\tau$  e  $\pi$ , que são os adimensionais de temperatura e pressão, respectivamente.

Os coeficientes n e J foram obtidos diretamente da IAPWS IF97 (1997) para a região 2. Nota-se que para determinação da entalpia é fundamental o conhecimento da pressão e da temperatura dentro da câmara onde se encontra o fluido.

$$\frac{h(T, p)}{RT} = \tau(\gamma_{\tau}^0 + \gamma_{\tau}^r) \quad (5)$$

$$\gamma_{\tau}^0 = \sum_{i=1}^9 n_i J_i^0 \tau^{(J_i^0-1)} \quad (6)$$

$$\gamma_{\tau}^r = \sum_{i=1}^{43} n_i \pi^{l_i} J_i (\tau - 0,5)^{J_i-1} \quad (7)$$

$$\tau = \frac{540K}{T} \quad (8)$$

$$\pi = \frac{p}{1MPa} \quad (9)$$

Aplicando os coeficientes e expoentes apresentados acima nas respectivas equações para região 1 e região 2 foram obtidos os resultados de entalpia adimensionalizada pelo termo RT, com T sendo a temperatura em Kelvin. De

acordo com IAPWS IF97 (1997) a constante  $R$  vale  $0,461526 \text{ kJ/kgK}$ . O valor encontrado para a entalpia adimensional deve ser multiplicado pela constante  $R$  e pela temperatura de forma que se tenha o resultado da entalpia final, em  $\text{kJ/kg}$ .

Com o objetivo de avaliar o resultado fornecido pela formulação IAPWS IF97 (1997) o resultado da entalpia de vapor foi comparado com a entalpia do vapor saturado obtido das tabelas termodinâmicas apresentadas em Wylen (2009). Assumindo uma temperatura de  $30^\circ\text{C}$ , usando a Tabela B1 de Wylen (2009), a entalpia encontrada para o vapor saturado será  $2556,2 \text{ kJ/kg}$ .

Aplicando a formulação IAPWS IF97 (1997) também para a temperatura de  $30^\circ\text{C}$  ( $303,15\text{K}$ ) foi obtida a entalpia adimensional de  $17,98$  (Tabela 1,  $p=26,5 \text{ kPa}$ ). Aplicando a constante  $R$  e a temperatura  $T$  encontramos  $2515,61 \text{ kJ/kg}$ .

Comparando os resultados de entalpia para os dois casos chegamos à conclusão que a IAPWS IF97 (1997) fornece resultados próximos dos encontrados nas tabelas termodinâmicas para água saturada, com a vantagem de que tais resultados podem ser obtidos por uma formulação direta.

Avaliando as formulações da IAPWS IF97 (1997) nota-se a presença de fatores adimensionais e empíricos que definem o comportamento das propriedades termodinâmicas em função de temperatura e pressão. Os valores adimensionais são definidos pelas equações para região 1 e para região 2. Pode-se perceber que os valores são definidos de forma inversa em relação à temperatura ( $T$ ) e pressão ( $p$ ) atuantes no sistema.

Tabela 1 – Resultado de entalpia adimensional para as regiões 1 e 2 definidas pelo modelo da IAPWS.

P(bar)	0,265	0,226	0,189	0,155	0,124
T(K)	<b>Entalpia de Gases - Região 2 IAPWS (Equação 5)</b>				
303,15	17,98	18,08	18,15	18,19	18,22
323,15	17,34	17,35	17,36	17,37	17,37
343,15	16,59	16,59	16,60	16,60	16,61
363,15	15,91	15,91	15,91	15,92	15,92
383,15	15,30	15,30	15,30	15,30	15,30
403,15	14,74	14,75	14,75	14,75	14,75
423,15	14,24	14,25	14,25	14,25	14,25
443,15	13,79	13,79	13,79	13,79	13,79
463,15	13,38	13,38	13,38	13,38	13,38
483,15	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00
T(K)	<b>Entalpia de Líquidos - Região 1 IAPWS (Equação 1)</b>				
303,15	0,90	0,90	0,90	0,90	0,90
323,15	1,40	1,40	1,40	1,40	1,40
343,15	1,85	1,85	1,85	1,85	1,85
363,15	2,25	2,25	2,25	2,25	2,25
383,15	2,61	2,61	2,61	2,61	2,61
403,15	2,94	2,94	2,94	2,94	2,94
423,15	3,24	3,24	3,24	3,24	3,24
443,15	3,51	3,51	3,51	3,51	3,51
463,15	3,78	3,78	3,78	3,78	3,78
483,15	4,02	4,02	4,02	4,02	4,02

### 3.5. Formulação para Balanço de Massa e Energia

Toda a metodologia se baseia na premissa de regime permanente. A pressão e a temperatura são consideradas constantes em cada célula, sendo dados de entrada para o programa computacional. Os resultados do programa serão obtidos com base nos balanços de massa e energia das células. Tendo em vista que a incógnita é a quantidade de calor requerida na primeira célula, o processo é

iniciando na ordem inversa, ou seja, pelo balanço de massa do evaporador da célula 3, com base na Figura 22 e Figura 23:

$$\dot{m}_{v2} + \dot{m}_{c2} = \dot{m}_{l2''} + \dot{m}_{v2''} + \dot{m}_{c3} + \dot{m}_{v3} \quad (10)$$

O balanço de energia do evaporador da célula 3 será definido de acordo com a equação (11):

$$\dot{m}_{v2} h_{v2} + \dot{m}_{c2} h_{c2} = \dot{m}_{l2''} h_{l2''} + \dot{m}_{v2''} h_{v2''} + \dot{m}_{c3} h_{c3} + \dot{m}_{v3} h_{v3} \quad (11)$$

Restando ainda a definição do balanço de sal, onde C é a concentração da solução, conforme equação (12)

$$\dot{m}_{c2} C_2 = \dot{m}_{c3} C_3 \quad (12)$$

A partir das equações tem-se o balanço do evaporador da célula 3. Alguns valores de vazão em massa devem ser arbitrados. Não foi escopo do presente trabalho analisar os processos de transferência de calor internos aos equipamentos, como evaporadores e pré-aquecedores. Assim, os fatores F encontrados nas equações a seguir são dependentes do projeto de tais equipamentos, sendo dados de entrada fornecidos pelo usuário do programa computacional. As entalpias do balanço de energia devem ser estimadas de acordo com os modelos de Dittman (1977) e da IAPWS IF97 (1997) com base nas temperaturas previstas para cada célula (ver item 3.4.7). Os valores de vazão em massa arbitrados são os seguintes:

$$\dot{m}_{l2''} = F_1 \dot{m}_{v2}, \text{ onde } \dot{m}_{v2} = \dot{m}_{v1''} + \dot{m}_{v2''} \quad (13)$$

$$\dot{m}_{v2''} = (1 - F_1) \dot{m}_{v2} \quad (14)$$

$$\dot{m}_{c3} = F_2 \dot{m}_{c2} \quad (15)$$

$$\dot{m}_{v3'} = (1 - F_2) \dot{m}_{c2} \quad (16)$$

O fator F1 determina a taxa de condensação do vapor no interior do evaporador, enquanto F2 determina a condensação do vapor no interior do pré-aquecedor. Ainda na célula 3, os balanços de massa e de energia do pré-aquecedor (Figura 24), fornecem:

$$\dot{m}_{m2} + \dot{m}_{l3'''} + \dot{m}_{v3'''} = \dot{m}_{v3'} + \dot{m}_{m3} \quad (17)$$

$$\dot{m}_{m2} h_{m2} + \dot{m}_{l3'''} h_{l3'''} + \dot{m}_{v3'''} h_{v3'''} = \dot{m}_{v3'} h_{v3'} + \dot{m}_{m3} h_{m3} \quad (18)$$

Da mesma forma que no balanço do evaporador, as entalpias devem ser definidas de acordo com as tabelas da IAPWS para determinada temperatura da célula 3. Voltando para a equação (11) e aplicando os valores de massa arbitrados:

$$\dot{m}_{v2} h_{v2} + \dot{m}_{c2} h_{c2} = F_1 \dot{m}_{v2} h_{l2}'' + (1 - F_1) \dot{m}_{v2} h_{v2}'' + F_2 \dot{m}_{c2} h_{c3} + (1 - F_2) \dot{m}_{c2} h_{v3}'$$

Isolando-se o termo  $\dot{m}_{v2}$ , que é a vazão de vapor proveniente da célula 2:

$$\dot{m}_{v2} = \frac{F_2 \dot{m}_{c2} h_{c3} + (1 - F_2) \dot{m}_{c2} h_{v3}' - \dot{m}_{c2} h_{c2}}{h_{v2} - F_1 h_{l2}'' - (1 - F_1) h_{v2}''} \quad (19)$$

Lembrando que  $\dot{m}_{v2}$  é a vazão de vapor que vem da célula 2. Voltando para o balanço de energia do pré-aquecedor, na equação (18), deve-se arbitrar o valor das vazões abaixo,

$$\dot{m}_{l3'''} = F_1 \dot{m}_{v3'} \quad (20)$$

$$\dot{m}_{v3'''} = (1 - F_1) \dot{m}_{v3'} \quad (21)$$

Substituindo na equação (18), tem-se:

$$\dot{m}_{m2} h_{m2} + F_1 \dot{m}_{v3'} h_{l3'''} + (1 - F_1) \dot{m}_{v3'} h_{v3'''} = \dot{m}_{v3'} h_{v3'} + \dot{m}_{m3} h_{m3} \quad (22)$$

As entalpias são conhecidas, de acordo com os modelos da IAPWS para líquido e vapor. Através da equação (23), descrita abaixo, é possível definir o valor da entalpia da água do mar após passar pela célula 3, em direção à célula 2.

$$h_{m2} = \frac{\left( \dot{m}_{v3'} h_{v3'} + \dot{m}_{m3} h_{m3} - F_1 \dot{m}_{v3'} h_{l3'''} - (1 - F_1) \dot{m}_{v3'} h_{v3'''} \right)}{\dot{m}_{m2}} \quad (23)$$

Com isso obtém-se a entalpia do fluido que entra na célula 2. Por fim, deve-se deduzir  $\dot{m}_{v3}$  e  $\dot{m}_{l3}$ :

$$\dot{m}_{v3} = \dot{m}_{v2''} + \dot{m}_{v3'''} \quad (24)$$

$$\dot{m}_{l3} = \dot{m}_{l2''} + \dot{m}_{l3'''} \quad (25)$$

Na equação (13) foram arbitrados os valores de massa de vapor e massa de líquido. Na célula 3, a última do sistema, não deve ser produzido vapor, sendo necessária apenas a produção de líquido resultante da condensação. Assim, reescrevendo a equação (13) tem-se:

$$\dot{m}_{m2} h_{m2} + F_1 \dot{m}_{v3'} h_{l3'''} + 0 = \dot{m}_{v3'} h_{v3'} + \dot{m}_{m3} h_{m3} \therefore$$

$$\dot{m}_{m2} h_{m2} + F_1 \dot{m}_{v3'} h_{l3'''} = \dot{m}_{v3'} h_{v3'} + \dot{m}_{m3} h_{m3} \quad (26)$$

Isolando novamente o termo  $h_{m2}$  tem-se,

$$h_{m2} = \frac{\left( \dot{m}_{v3'} h_{v3'} + \dot{m}_{m3} h_{m3} - \dot{m}_{v3''} h_{l3''} \right)}{\dot{m}_{m2}} \quad (27)$$

Conhecidos os resultados, pode-se passar à célula 2. Desta forma, resolvendo o balanço de massa do evaporador de tal célula, obtém-se

$$\dot{m}_{v1} + \dot{m}_{c1} = \dot{m}_{c2} + \dot{m}_{v2'} + \dot{m}_{l1''} + \dot{m}_{v1''} \quad (28)$$

$$\dot{m}_{v1} h_{v1} + \dot{m}_{c1} h_{c1} = \dot{m}_{c2} h_{c2} + \dot{m}_{v2'} h_{v2'} + \dot{m}_{l1''} h_{l1''} + \dot{m}_{v1''} h_{v1''} \quad (29)$$

A equação (29) representa o balanço de energia, onde as entalpias são determinadas de acordo com a IAPWS IF97 (1997) e a formulação de Dittman (1977). Define-se ainda a relação entre as quantidades de sal que entra e que sai da planta.

$$\dot{m}_{c1} C_1 = \dot{m}_{c2} C_2 \quad (30)$$

A formulação de balanço de energia e massa do pré-aquecedor segue o mesmo molde do balanço realizado no evaporador:

$$\dot{m}_{v2'} + \dot{m}_{m2} = \dot{m}_{m1} + \dot{m}_{l2''} + \dot{m}_{v2''} \quad (31)$$

$$\dot{m}_{v2'} h_{v2'} + \dot{m}_{m2} h_{m2} = \dot{m}_{m1} h_{m1} + \dot{m}_{l2''} h_{l2''} + \dot{m}_{v2''} h_{v2''} \quad (32)$$

Alguns valores de massa encontrados nas equações acima são arbitrados com a mesma proporção adotada na célula 3:

$$\dot{m}_{l1''} = F_1 \dot{m}_{v1} \quad (33)$$

$$\dot{m}_{v1''} = (1 - F_1) \dot{m}_{v1} \quad (34)$$

$$\dot{m}_{c2} = F_2 \dot{m}_{c1} \quad (35)$$

$$\dot{m}_{v2'} = (1 - F_2) \dot{m}_{c1} \quad (36)$$

Com os valores arbitrados acima e usando o balanço de energia do evaporador, tem-se:

$$\begin{aligned} \dot{m}_{v1} h_{v1} + \dot{m}_{c1} h_{c1} = \\ F_2 \dot{m}_{c1} h_{c2} + (1 - F_2) \dot{m}_{c1} h_{v2'} + F_1 \dot{m}_{v1'} h_{l1'} + (1 - F_1) \dot{m}_{v1''} h_{v1''} \end{aligned} \quad (37)$$

Isolando o valor de  $\dot{m}_{v1}$

$$\dot{m}_{v1} = \frac{\dot{m}_{c2} (F_2 h_{c2} + (1 - F_2) h_{v2'}) - h_{c1}}{h_{v1} - F_1 h_{l1''} - (1 - F_1) h_{v1''}} \quad (38)$$

Lembrando que  $\dot{m}_{v1}$  é a vazão de vapor que vem da célula 1. Voltando para o balanço do pré-aquecedor, deve-se arbitrar a proporção entre a massa de líquido e o vapor produzido.

$$\dot{m}_{l2''} = F_1 \dot{m}_{v1'} \quad (39)$$

$$\dot{m}_{v2''} = (1 - F_1) \dot{m}_{v1'} \quad (40)$$

Substituindo os valores arbitrados no balanço de energia da equação (32), fica-se com,

$$\dot{m}_{v2'} h_{v2'} + \dot{m}_{m2} h_{m2} = \dot{m}_{m1} h_{m1} + F_1 \dot{m}_{v2'} h_{l2''} + (1 - F_1) \dot{m}_{v2'} h_{v2''} \quad (41)$$

Deste modo, isolando  $h_{m1}$ ,

$$h_{m1} = \frac{\left( \dot{m}_{v2'} h_{v2'} + \dot{m}_{m2} h_{m2} - F_1 \dot{m}_{v2'} h_{l2''} - (1 - F_1) \dot{m}_{v2'} h_{v2''} \right)}{\dot{m}_{m1}} \quad (42)$$

Com isso, conclui-se também o balanço da célula 2, sendo possível passar à célula 1. A equação (43) representa o balanço de massa do evaporador da célula 1:

$$\dot{m}_{m0} = \dot{m}_{c1} + \dot{m}_{v1'} \quad (43)$$

E o balanço de energia é apresentado a seguir:

$$\dot{m}_{m0} h_{m0} + \dot{Q} = \dot{m}_{c1} h_{c1} + \dot{m}_{v1'} h_{v1'} \quad (44)$$

Já o balanço de sal é descrito pela equação (45) :

$$\dot{m}_{m0} C_0 = \dot{m}_{c1} C_1 \quad (45)$$

Mais uma vez torna-se necessário arbitrar os valores de massa, com base na equação (43),

$$\dot{m}_{c1} = F_2 \dot{m}_{m0} \quad (46)$$

$$\dot{m}_{v1'} = (1 - F_2) \dot{m}_{m0} \quad (47)$$

Desenvolve-se também a formulação de balanço do pré-aquecedor,

$$\dot{m}_{v1'} + \dot{m}_{m0} = \dot{m}_{m1} + \dot{m}_{l1''} + \dot{m}_{v1''} \quad (48)$$

O balanço de energia teremos,

$$\dot{m}_{v1'} h_{v1'} + \dot{m}_{m0} h_{m0} = \dot{m}_{m1} h_{m1} + \dot{m}_{l1''} h_{l1''} + \dot{m}_{v1''} h_{v1''} \quad (49)$$

Voltando ao balanço apresentado pela equação (44) , tem-se

$$\dot{Q} = \dot{m}_{c1} h_{c1} + 2\dot{m}_{v1'} h_{v1'} - \dot{m}_{m1} h_{m1} - \dot{m}_{l1''} h_{l1''} - \dot{m}_{v1''} h_{v1''} \quad (50)$$

As entalpias da equação (42) podem ser encontradas através das tabelas de Dittman (1977) ou IAPWS IF97 (1977). Do balanço de energia do pré-aquecedor, obtém-se

$$h_{m0} = \frac{\left( \dot{m}_{v1'} h_{v1'} + \dot{m}_{m1} h_{m1} - F_1 \dot{m}_{l1'} h_{l1''} - (1 - F_1) \dot{m}_{v1'} h_{l1''} \right)}{\dot{m}_{m0}} \quad (51)$$

Mais uma vez, arbitrando valores, tem-se:

$$\dot{m}_{l1''} = F_1 \dot{m}_{v1'} \quad (52)$$

$$\dot{m}_{v1''} = (1 - F_1) \dot{m}_{v1'} \quad (53)$$

O valor de  $h_{m0}$  será usado na equação (51) para determinar o valor de  $\dot{Q}$  necessário para a produção de água estipulada.

### **3.6. Viabilidade Econômica**

A análise de viabilidade econômica consiste em comparar o capital investido no projeto com o retorno financeiro proporcionado tomando como base o fluxo de caixa do projeto, construído com base em estimativas de custos e receitas durante a vida útil da planta de dessalinização.

Os custos do projeto serão estimados com base nas informações relatadas no Capítulo 2, onde são citadas diversas referências com informações relevantes e de grande credibilidade, fator que aumenta a confiabilidade dos cálculos de viabilidade realizados neste trabalho.

As receitas são baseadas exclusivamente na comercialização da água produzida, sendo função do volume produzido e do preço de venda, que dependerá de uma série de fatores que não serão abordados neste trabalho. No programa preparado para realização das análises, o preço de venda do produto é um dado de entrada a ser estimado pelo usuário.

#### **3.6.1. Sistema de Financiamento**

A planta de dessalinização e o sistema de transporte são itens que exigem um grande capital para sua construção e montagem. O custo inicial de compra dos equipamentos e construção é denominado CAPEX (*Capital Expenditure*). Supõe-se que o investimento inicial seja obtido através de terceiros mediante o pagamento parcelado, com juros, durante determinado prazo do projeto.

O sistema de financiamento SAC (Sistema de Amortização Constante) é o método utilizado para se determinar o valor das parcelas a serem quitadas de acordo com o valor inicial, o prazo de pagamento e a taxa de desconto aplicada. O sistema consiste na amortização do valor devido, seguindo a formulação apresentada na equação (54).

O saldo devedor (SD) antes do primeiro pagamento equivale ao valor do empréstimo. Nos períodos seguintes o saldo devedor é igual ao SD do período anterior subtraído da amortização. A amortização do financiamento é a subtração entre pagamento e os juros devidos. O juro é determinado pela multiplicação entre a taxa de desconto e o saldo devedor do período anterior. O pagamento, valor que será considerado no fluxo de caixa do projeto, é obtido pela equação abaixo, onde  $i$  é a taxa de desconto,  $VP$  é o valor total do empréstimo e  $n$  é o período de pagamento.

$$P = VP \left( \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right)^{-1} \quad (54)$$

A redução de  $n$  faz com que o valor de  $P$  seja maior, exigindo valores maiores de amortização. A redução de  $i$  provoca a redução de  $P$ . Sendo o objetivo deste trabalho apenas ilustrar as variáveis que compõem a análise de viabilidade econômica, não faz parte do escopo a busca de uma taxa de desconto ideal. O programa criado, conforme será visto no próximo capítulo, permite que sejam feitas quaisquer alterações nessas variáveis, de maneira que seja possível avaliar a situação do projeto.

### 3.6.2. Fluxo de Caixa

O fluxo de caixa consiste em comparar os valores de receita e custos ao longo da vida útil do projeto. Neste trabalho considera-se um período anual. Assim, ao final de cada ano, deve-se efetuar a subtração entre a receita e os custos, descontando a diferença à taxa de desconto escolhida. A soma de todos os valores descontados resultará no VPL, que será explicado adiante. Uma ilustração do fluxo de caixa pode ser encontrada na Figura 27 abaixo.

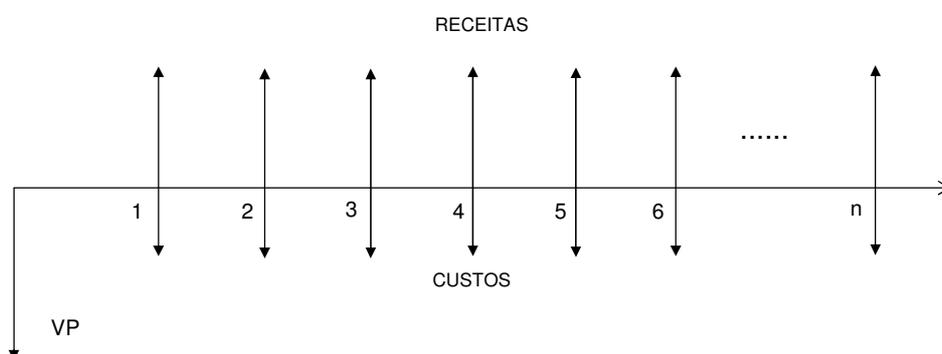


Figura 27- Exemplo de fluxo de caixa.

### 3.6.3. Valor Presente Líquido (VPL)

De acordo com Rêgo (2007), o valor de qualquer investimento é função de quatro variáveis: quanto foi investido; quanto ele gera de fluxo de caixa; quando o fluxo de caixa deve ocorrer; qual o risco associado a esse fluxo de caixa. Neste trabalho considera-se o fluxo de caixa constante, sem considerar os riscos que possam alterar os valores de receita e custos.

O método do valor presente líquido (VPL) também é denominado de método do fluxo de caixa descontado. Sua equação é dada pela expressão (55):

$$VPL = -I + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+i)^t} + \frac{VR}{(1+i)^n} \quad (55)$$

Na equação acima, I é o investimento inicial, FC<sub>t</sub> é o fluxo de caixa líquido na data t, i é o custo de capital definido para o projeto e VR é o valor residual do mesmo ao final do período de análise. Neste trabalho não será considerado valor residual, portanto assume-se VR=0.

A decisão do investimento com base no método do valor presente líquido é simples e pode ser resumida da seguinte forma: VPL>0, o projeto é aceito; VPL=0, é indiferente aceitar a execução do projeto; VPL<0, o projeto é recusado.

### 3.6.4. Índice de Lucratividade (IL)

O índice de lucratividade é uma medida relativa entre o valor presente dos fluxos de caixa recebidos e o investimento inicial. Assim, IL pode ser definido de acordo com a equação abaixo:

$$IL = \frac{VPL}{I} \quad (56)$$

De acordo com Rêgo (2007), quando  $IL > 1$ , para cada unidade de investimento, o valor presente dos futuros fluxos de caixa é maior do que 1, significando que o investimento será recuperado. Quando  $IL = 1$ , para cada unidade investida, o valor presente dos fluxos de caixa é igual a 1, sendo, portanto, indiferente. Quanto  $IL < 1$ , o valor presente dos fluxos de caixa é menor do que 1, significando que o investimento não será recuperado.

### **3.6.5. Payback**

O valor *payback* equivale ao tempo necessário para que o investimento seja recuperado, ou seja, em que ano o valor da soma dos fluxos de caixa líquidos será maior do que o valor do investimento inicial. Em resumo, pode-se dizer que o *payback* determina em que período o projeto começa a dar lucro.