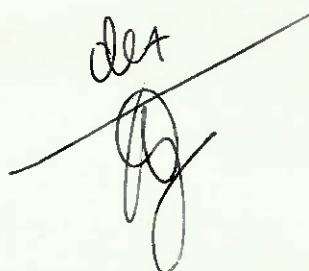


ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

PROJETO MECÂNICO

SISTEMA DE DESSALINIZAÇÃO PARA EMBARCAÇÕES DE
PEQUENO PORTE

det


Autor: João Carlos Batista Antiqueira
Orientador : Prof. Dario Gramorelli

1988

new 161

Biblioteca de Engenharia Mecânica
Serviço de Biblioteca

Serviço de Bibliotecas
Biblioteca de Engenharia Mecânica

AGRADECIMENTOS
=====

O trabalho que ora apresentamos é fruto do esforço combinado de algumas pessoas que, direta ou indiretamente, nos auxiliaram em sua elaboração, razão pela qual, neste momento, não poderia deixar de agradecê-las: aos meus pais e minha irmã, pelo apoio constante nos momentos mais difíceis e pelo ambiente favorável à assimilação de meus estudos; ao amigo Dario Gramorelli, pela orientação segura nos caminhos percorridos.

Agradeço a Deus que, acima de tudo, permitiu-me chegar até aqui.

João Carlos Batista Antiqueira

Dedicado à memória de meu amigo
Maurélio Rezende Cruz.

SUMÁRIO

=====

A viabilização de um sistema de dessalinização para embarcações de pequeno porte visou atingir a dois objetivos distintos: contando com a orientação do Prof. Dario Gramorelli, procuramos, em primeiro lugar, desenvolver um trabalho que satisfizesse às exigências das disciplinas PMC-580 (Projeto Mecânico I) e PMC-581 (Projeto Mecânico II), respectivamente oferecidas no nono e décimo semestres do curso de graduação em Engenharia Mecânica da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo; em segundo lugar estivemos interessados em viabilizar um sistema que não apenas funcionasse mas que pudesse ser construído a baixo custo, operasse com um mínimo de energia disponível e fosse leve o suficiente para poder ser utilizado em embarcações como veleiros, lanchas, lates, etc.

O trabalho dividiu-se em duas partes distintas:

PRIMEIRA PARTE - Estudo de Viabilidade

Analisamos aqui a necessidade real de um equipamento deste tipo, as características que deveria possuir, o meio em que trabalharia e possíveis soluções para sua construção.

SEGUNDA PARTE - Projeto Básico

Nesta etapa, procuramos selecionar entre as possíveis soluções a melhor, modelamo-la matematicamente, analisamo-la e chegamos ao "lay-out" de uma possível instalação funcional.

Os desenhos, gráficos e tabelas aos quais o texto se refira encontrar-se-ão em anexos que acompanham este trabalho.

ÍNDICE
=====

Prólogo

Agradecimentos	II
Dedicatória	III
Sumário	IV
Índice	V

Estudo de Viabilidade

Cap.I ...: Caracterização do problema	2
Cap.II ...: Estabelecimento da necessidade ..	4
Cap.III ...: Análise prévia do mercado	5
Cap.IV ...: Composição das águas salgadas ...	6
Cap.V ...: Salinidade admissível na água para consumo humano	8
Cap.VI ...: Incrustações e formação de depósitos insolúveis de sais nos equipamentos mecânicos	9
Cap.VII ...: Formulação preliminar do projeto.	12
Cap.VIII ...: Processos de dessalinização	14
Cap.IX ...: Energia mínima requerida para a dessalinização	21

Projeto Básico

Cap.X ...: Síntese de possíveis soluções Escolha da melhor solução	25
Cap.XI ...: Dimensionamento do sistema de des- salinização por compressão do vapor	
XI.1 - Geral	26
XI.2 - Cálculo do compressor	27
XI.3 - Cálculo do evaporador	29
XI.4 - Determinação da vazão de água do mar	31
XI.5 - Dimensionamento do trocador de calor inicial	32
XI.6 - Pré-aquecedor elétrico ...	35
Cap.XII ...: Comentários finais	36
Bibliografia	37

ANEXO "A"

- Tabela No. 01: Distribuição do suprimento mundial de água
- Tabela No. 02: Principais constituintes da água do mar
- Tabela No. 03: Características do escoamento para tubos de cobre comerciais
- Tabela No. 04: Características do escoamento para tubos de cobre comerciais

ANEXO "B"

- Gráfico No. 01: Clorossidade X Densidade da água do mar
- Gráfico No. 02: Viscosidade X Temperatura da água do mar
- Gráfico No. 03: Aumento do ponto de ebulição da água do mar X Clorossidade
- Gráfico No. 04: Solubilidade do $MgCl_2$ e do $NaCl$ X Temperatura da água
- Gráfico No. 05: Solubilidade do $CaSO_4$ X Temperatura da água
- Gráfico No. 06: Temperatura X Quantidade de Calor em sistemas por compressão do vapor

ANEXO "C"

- Fig. No. 01: Destilação simples em um único estágio
- Fig. No. 02: Sistema de destilação com gás de flash
- Fig. No. 03: Sistema básico de destilação com compressão do vapor
- Fig. No. 04: Sistema básico de geração de água potável por osmose reversa
- Fig. No. 05: Representação esquemática do compressor
- Fig. No. 06: Temperaturas e pressões no evaporador
- Fig. No. 07: Lay-out e dimensões básicas do evaporador
- Fig. No. 08: Trocador de calor inicial segundo [5]
- Fig. No. 09: Trocadores de calor iniciais
Tubo e carcaça
- Fig. No. 10: Lay-out do sistema proposto.

PRIMEIRA PARTE

O ESTUDO DE VIABILIDADE
=====

- CARACTERIZAÇÃO DO PROBLEMA
LEVANTAMENTO HISTÓRICO
POR QUE A DESSALINIZAÇÃO É NECESSÁRIA ?
COMO DESSALINIZAR ?

O interesse do homem em dessalinizar a água dos mares remonta à antiguidade. Já no século IV A.C., Aristóteles descreveu um método de evaporação da água do mar visando torná-la boa para consumo; isto beneficiou sensivelmente os marinheiros gregos de sua época que contavam então com água doce a bordo de suas embarcações a qualquer momento.

Havia diversos métodos de dessalinização conhecidos dos antigos, incluindo o uso de sifões torcidos nos quais, ao passar-se a água salgada, retinha-se os sais. No século I da nossa era, os romanos realizaram experiências com a filtração de água do mar através de solo argiloso. Por volta do século IV, a destilação começou a tornar-se comum como meio de dessalinização. St. Basil, líder religioso grego, escreveu: "Alguns marinheiros evaporam a água do mar, coletando seu vapor em esponjas que saciarão sua sede nos momentos de imperiosa necessidade" [9].

O primeiro tratado sobre destilação foi escrito por um químico árabe do século VIII. Aproximadamente em 1500, um escritor ofereceu quatro métodos de conversão da água dos mares: "... por filtração através de areia; por linhas de água salobra passando sobre um evaporador e espremendo-se a mistura na saída, como nas esponjas; por destilação; por intermédio de tigelas feitas de cera branca virgem que diz-se livra a água de sua salinidade e de parte de seu sabor nauseante" [9].

Com o advento dos barcos a vapor, criou-se a necessidade de instalar-se evaporadores a bordo para promover o suprimento de água não corrosiva para as caldeiras; neste instante, enfatizou-se a dessalinização em termos de quantidade.

A primeira patente conhecida de um processo de dessalinização é inglesa de 1869, e o primeiro processo de destilação usado em instalações terrestres foi construído em Aden pelo governo inglês no mesmo ano, com o objetivo de suprir água doce às embarcações britânicas que paravam naquele porto.

Na América, Thomas Jefferson apresentou um método para ser colocado em navios (baseado também em destilação), sendo a primeira instalação terrestre de porte construída em Aruba, nas Antilhas, pela empresa americana Griscom-Russell, produzindo então 2400 m³ de água doce por dia.

A tecnologia empregada nos processos de dessalinização foi utilizada por muitos anos apenas com água dos mares. Muito de seu desenvolvimento deve-se às necessidades de homens e embarcações em alto mar mas, dos primeiros romanos aos moradores das Antilhas, tem-se configurado uma nova

necessidade da humanidade: conversão da água salobra para utilização em terra firme.

Um dos grandes paradoxos do problema da água no mundo é que a maior parte desta encontra-se nos oceanos. A tabela No. 01 mostra como o suprimento mundial de água é distribuído. Os oceanos, que cobrem 70% da superfície terrestre e contém cerca de 97,2% de sua água disponível, contém também uma alta concentração de sódio e magnésio, o que torna a água deste imenso reservatório imprópria para o consumo.

O consumo da água do mar agrava a sede e provoca convulsões, delírios e eventualmente disfunções dos rins e até morte. A água dos mares é também insatisfatória para diversos processos industriais e pode ser utilizada na agricultura somente sob condições limitadas.

Não existem estimativas que mostrem quanto dos 2.8% da água mundial fora dos oceanos está poluída, é salobra ou está alojada no interior de estruturas minerais, impossíveis portanto de serem trazidas à superfície. Águas subterrâneas localizadas e bombeadas recentemente de mais de 350 m de profundidade nos desertos da Arábia Saudita mostraram-se altamente salinas para serem utilizadas sem tratamento [6].

A crescente crise de fornecimento de água doce é composta não somente pela maciça demanda exigida mas também pelo crescimento da poluição e mineralização dos rios, lagos e recursos subterrâneos.

Desta forma, as águas salobras em geral representam uma boa alternativa para a minimização dos problemas decorrentes do aumento da população mundial, das atividades industriais, etc, uma vez que, com a aplicação da atual tecnologia de dessalinização consegue-se, a relativo baixo custo, produzir-se grandes quantidades de água utilizável.

Com as considerações efetuadas até aqui, pretendemos dar ao leitor uma visão geral do universo onde o problema da dessalinização atua; passaremos a seguir a estudar os problemas, necessidades e vantagens da dessalinização aplicada a um ramo específico da atividade humana, qual seja, a eterna aventura de desafiar o mar em uma embarcação de pequeno porte.

I - A DESSALINIZAÇÃO EM PEQUENAS EMBARCAÇÕES
O ESTABELECIMENTO DA NECESSIDADE

Para aqueles que se aventuram ao mar, a quantidade de água potável a bordo é sempre um ponto muito importante a ser considerado. Em passeios curtos ou grandes cruzeiros, o gasto de água deve ser sempre bem planejado; do contrário, consequências desagradáveis ou até desastrosas poderão acontecer.

De fato, embarcações como veleiros, lanchas, lates e outras, têm sua permanência no mar limitada basicamente por dois fatores: a quantidade de combustível disponível para o(s) motor(es) e a quantidade de água potável para os tripulantes e passageiros.

Apenas como ilustração, tomemos uma lancha estilo "offshore" de 39 pés de um fabricante nacional. Em sua ficha técnica, encontramos:

- comprimento	11.84 [m]
- boca	3.60 [m]
- pontal	1.82 [m]
- calado	0.58 [m]
- contorno	5.60 [m]
- peso total	6.800 [kg]
- acomodação	6 pessoas
- capacidade de óleo diesel	1.200 [l]
- capacidade de água doce	600 [l]

Podemos observar claramente que o volume de água potável ocupado nesta lancha representa metade do volume ocupado por óleo combustível.

A questão que colocamos então é a seguinte: será que não há uma maneira de não levar tanta água armazenada, substituindo-a por óleo que aumentará sua autonomia, sem no entanto alterar o conforto dos passageiros e o desempenho da embarcação?

O que pretendemos mostrar com este trabalho é que não somente há uma alternativa para este estado de coisas como também é econômica, exequível e sobretudo confiável.

Existe um outro aspecto que devemos ressaltar neste ponto. A existência de uma unidade compacta de dessalinização que opere com baixo consumo de energia e produza uma boa qualidade de água em quantidade compatível com a demanda pode não se restringir a trabalhos a bordo mas, eventualmente, pode ser utilizada em acampamentos, canteiros de obra em regiões desprovidas de abastecimento, incursões por ilhas, etc.

Desta forma, estamos convencidos que tal sistema de geração de água potável será um acessório realmente eficaz no aumento do conforto, liberdade e segurança, tanto a bordo quanto em terra firme, em regiões onde apenas água salobra é disponível.

II - ANÁLISE PRÉVIA DO MERCADO

O mercado náutico mundial apresenta características próprias que o diferenciam de qualquer outro: sobressai-se o requinte, o luxo de seus produtos, a qualidade dos materiais empregados na construção destes; os consumidores, evidentemente têm meios para pagar tais privilégios.

Configura-se então um público consumidor Classe A e um mercado altamente estável, pouco susceptível a eventuais crises econômicas.

No Brasil, o panorama é o mesmo; o consumidor de produtos náuticos representa uma elite que, uma vez satisfeita com o produto, assegurará sua produção.

Em particular, os sistemas portáteis de dessalinização para embarcações de pequeno porte comercializados hoje no Brasil são importados. Isto nos dá uma motivação a mais; entraremos num mercado estável, sem competidores nacionais.

Evidentemente, deveremos garantir qualidade igual ou superior aos importados, de preferência, a um preço menor. Uma análise do valor do nosso equipamento deverá então ser realizada, aqui ou numa etapa posterior a este trabalho, para assegurar a sua competitividade com os equivalentes importados.

V - A COMPOSIÇÃO DAS ÁGUAS SALGADAS

Antes de tratarmos da remoção dos sais presentes nas águas salobras, faz-se necessário conhecer exatamente sua natureza e concentração. A água do mar contém praticamente todos os elementos conhecidos, mas a maior parte apresenta-se em pequenas concentrações. Os valores exatos de suas concentrações não foram ainda estabelecidos. Tais valores (p. ex., concentração de fosfatos e nitratos) são frequentemente muito importantes para a fauna e a flora dos oceanos. Para o nosso propósito, vale focalizar o problema apenas sobre os constituintes que aparecem em maiores concentrações, listados na Tabela No. 02.

Na Tabela No. 02 a concentração dos íons foi fornecida ao invés da concentração dos sais, uma vez que os sais encontram-se quase que completamente dissociados na água do mar. Podemos ver claramente que o sódio e o cloro apresentam-se nas maiores concentrações, embora a água do mar não seja exatamente uma solução de puro cloreto de sódio (popular "sal"). De fato, o cálcio, o magnésio, bicarbonatos e sulfatos representam problemas na maioria dos processos de dessalinização. Estes constituintes formam vários depósitos insolúveis, por exemplo, carbonato de cálcio, óxido de magnésio e sulfato de cálcio que, em instalações onde não se executam inspeções frequentemente, impossibilitam sua operação adequada.

A concentração total de sal na água do mar é expressa em termos de SALINIDADE, que é aproximadamente igual à quantidade total de sólidos secos (em gramas) por quilograma (Kg) de água do mar, em partes por mil, quando todo o carbonato tenha sido convertido em óxidos, os bromatos e iodetos tenham sido substituídos por cloretos e todos os resíduos orgânicos tenham sido completamente oxidados. Esta concentração também pode ser expressa em termos de CLORINIDADE, que é a quantidade total de íons cloro (em gramas) contida em um quilograma (Kg) de água do mar, depois que todos os bromatos e iodetos tenham sido substituídos por cloretos e também é expressa em partes por mil. A salinidade e a clorinidade estão relacionadas pela seguinte expressão empírica:

$$\text{SALINIDADE} = 0.03 + 1.805 * \text{CLORINIDADE}$$

Ambos os indicadores da concentração total de sal na água do mar variam sensivelmente com a profundidade e a posição geográfica. Em mar aberto, a salinidade permanece entre 33.6 e 36.8 por cento, mas em baías isoladas podem ocorrer variações extremas. É o que acontece por exemplo no Mar Báltico, onde as precipitações e a fatura de água doce que chega pelos rios provocam uma salinidade na superfície que por vezes cai abaixo de 3 partes por mil. Por outro lado, no Mar Vermelho, salinidades superiores a 41 partes por mil têm sido medidas.

Observe-se que as maiores concentrações de sal foram encontradas justamente onde a necessidade de dessalinização é maior !

Apesar das diferenças consideráveis de salinidade, a relativa abundância dos principais constituintes da água do mar é praticamente a mesma em todos os lugares.

Existe ainda um outro meio de expressar-se a concentração total de sal presente na água do mar que é a CLOROSIDADE; sua definição é praticamente a mesma de clorinidade porém, considera-se aqui o volume de 1 litro de água do mar, ao invés de 1 quilograma desta, à temperatura de 20 graus Celsius. Este indicador é particularmente importante quando se consideram gráficos como os de No. 01, 02 e 03 presentes no anexo "B".

- A SALINIDADE ADEQUADA NA ÁGUA PARA CONSUMO HUMANO

A água do mar não pode simplesmente substituir a água doce na dieta humana, pelos fatores aqui já mencionados. O máximo admissível de concentração de sais em "águas de beber" depende do tipo do sal, do consumo diário de água e de fatores individuais.

O Serviço de Saúde Pública dos Estados Unidos da América recomenda que a salinidade da água para consumo humano seja inferior a 500 partes por milhão (ppm) e coloca o valor de 1000 ppm como o limite superior admissível (ou salinidade = 1 g de sal / kg de água). Trata-se evidentemente de "mera" recomendação. Beber alguns poucos litros de água subterrânea salobra contendo altas concentrações de sulfato de sódio e/ou magnésio frequentemente causa diarreia. Por outro lado, certas tribos Norte Africanas bebem água contendo mais de 2500 ppm de sais dissolvidos sem efeitos nocivos aparentes. De fato, se o clima é quente e o sal contido na água é basicamente o cloreto de sódio, esta salinidade chega inclusive a ser benéfica, ajudando a prevenir a desidratação; observe-se no entanto que este valor representa cerca de 1/14 (um-quatorze avos) da salinidade média da água dos mares !

Desde que a quantidade de água para beber necessária ao ser humano é relativamente pequena, variando entre 2 (dois) a 8 (oito) litros por pessoa por dia, dependendo do clima e da ocupação, a conversão de água salgada em água utilizável não representa um sério problema econômico.

Como ilustração, tomemos o equipamento utilizado pela marinha Norte-americana durante a Segunda Guerra Mundial; este equipamento, instalado a bordo de "Destroyers", Porta-aviões e demais vasos de guerra que serviram no Pacífico, proporcionava cerca de 7000 litros de água destilada da água do mar por dia, usando cerca de 40 litros de gasolina. A unidade com seus acessórios ocupava menos volume que a quantidade de água produzida por ela em um dia. Na ocasião, o preço desta unidade era comparável ao preço de um motor de automóvel médio [5].

Evidentemente, este nosso trabalho é dirigido a um consumidor que habitualmente não consome água com salinidade superior a 500 ppm e será dentro deste limite que conduziremos o projeto, procurando atingi-lo da maneira mais econômica e exequível ao nosso alcance.

I - O PROBLEMA DAS INCRUSTAÇÕES E DA FORMAÇÃO DE DEPÓSITOS INSOLÚVEIS DE SAIS NOS EQUIPAMENTOS MECÂNICOS

VI.1 - GERAL

Os depósitos de minerais nas superfícies dos equipamentos de dessalinização apresentam particular importância nos processos de purificação de água salgada, uma vez que aparecem em quase todos os métodos conhecidos de conversão. Em processos de destilação, estes depósitos podem formar-se nas superfícies dos tubos do evaporador e em processos de eletrólise, por exemplo, podem formar-se nas membranas que agem como filtros iônicos.

A presença de depósitos conduz invariavelmente a dificuldades operacionais e/ou perda de eficiência, exceto quando a espessura da camada depositada é extremamente pequena. Em destilação, isto reduz a taxa de transferência de calor através das superfícies afetadas. Na eletrólise, bloqueia a membrana e as passagens de fluido, incrementando a resistência elétrica e o consumo de energia. Desta forma, a prevenção destes depósitos é parte integrante do projeto, operação e custo dos processos de dessalinização. Os componentes destes depósitos minerais derivam diretamente da água bruta, exceto quando há corrosão simultânea à deposição; neste caso, os produtos da corrosão, como óxidos de ferro, podem também tomar parte na composição dos depósitos.

Basicamente, a composição das incrustações e depósitos depende da composição da água bruta e das condições operacionais. Análises químicas e mineralógicas destas formações em evaporadores e sistemas de tratamento revelaram um número considerável de diferentes componentes.

Em instalações de purificação de água salgada, os depósitos usualmente contêm os seguintes componentes químicos: óxido de magnésio (MgO), carbonato de cálcio ($CaCO_3$) e sulfato de cálcio ($CaSO_4$). Estes componentes são encontrados em diferentes formas, tanto puros quanto em misturas. A formação dos depósitos poderá ocorrer sempre que o limite de solubilidade destes componentes seja excedido [1].

VI.2 - LIMITES DE SOLUBILIDADE

A solubilidade dos sais na água do mar e em águas salobras em geral varia entre largos limites. Os gráficos nos. 04 e 05 apresentam a solubilidade dos 03 (três) sais comumente encontrados nestas águas como função da temperatura. Estes dados foram obtidos pela agitação de 1 Kg de água pura com grande excesso destes respectivos sais, sendo então determinadas as máximas quantidades de sais que podem ser dissolvidas em temperaturas pré-definidas.

10

Destes gráficos, é fácil ver que o cloreto de magnésio ($MgCl_2$) e o cloreto de sódio ($NaCl$) são altamente solúveis. A água do mar usual pode estar concentrada até cerca de um décimo do seu volume sem que a concentração do cloreto de sódio atinja a saturação.

A menos que a recuperação do sal ($NaCl$) ou do cloreto de magnésio sejam especificamente desejadas, a água bruta nunca é levada até a concentração que provoca a saturação destes sais. Desta forma, os sais altamente solúveis como estes geralmente não fazem parte dos depósitos de sais presentes nos equipamentos de purificação.

As solubilidades tanto do $MgCl_2$ quanto do $NaCl$ aumentam com o aumento da temperatura. Tal comportamento é chamado "normal" sendo, entretanto, comum o comportamento oposto. No gráfico no. 05, a solubilidade do $CaSO_4$ decresce com o aumento da temperatura acima de $38^\circ C$ (há uma inversão do comportamento da curva neste ponto). Constatamos também que a solubilidade do $NaCl$ aumenta muito pouco com o aumento da temperatura.

Cada uma das curvas mostradas nos gráficos nos. 04 e 05 referem-se a soluções de um único sal em água, mas a maioria das águas salgadas contém grande variedade de sais. A presença de outros sais frequentemente exerce uma forte influência na solubilidade. Assim, por exemplo, sulfato de cálcio ($CaSO_4$) e carbonato de cálcio ($CaCO_3$) são mais solúveis, mas cloreto de magnésio ($MgCl_2$) é menos, em soluções concentradas de cloreto de sódio ($NaCl$) do que em água pura. Quando determinamos os limites de solubilidade de uma determinada solução, torna-se necessário reconhecer a presença de todos os sais nela dissolvidos. Quando a água pura é separada da água salgada, a concentração dos sais nesta última aumenta, eventualmente atingindo a saturação com respeito a um ou mais sais. Além disso, quando água bruta saturada com um sal com curva de solubilidade invertida, por exemplo, o $CaSO_4$, é aquecida, a solubilidade limite é eventualmente excedida, mesmo sem evaporação de água. Em ambos os casos, soluções supersaturadas são obtidas, isto é, soluções contendo mais sal que o seu limite de solubilidade. É importante ressaltar que, embora as soluções supersaturadas sejam instáveis, isto não quer dizer que haja uma imediata formação de depósitos no equipamento onde se desenvolve o processo. Tão logo estas soluções sejam colocadas em contato com um cristal do respectivo sal no estado sólido, todos os sólidos dissolvidos existentes acima do ponto de saturação precipitam-se.

Sabe-se atualmente que não apenas os cristais dos sais presentes nas soluções supersaturadas podem agir como centros de cristalização, mas também qualquer outro sólido presente nestas soluções.

VI.3 - PREVENÇÃO

Para combater o problema da formação de depósitos numa dada água bruta é pertinente conhecermos inicialmente sob quais condições de temperatura e concentração esta água tornar-se-á instável, isto é, com grande possibilidade de formação de depósitos.

Frequentemente é possível combater este problema da seguinte maneira:

- a) projetando-se o processo de dessalinização de tal forma que as condições adversas de temperatura e concentração nunca sejam atingidas ou permaneçam por pouco tempo em qualquer região da unidade de purificação;
- b) controlando-se o grau de supersaturação de tal modo que os depósitos de sólidos ocorram somente depois que a água residual tenha deixado a unidade;
- c) utilizando-se superfícies com fino acabamento onde houver contato com a água salobra, evitando-se então a existência de possíveis núcleos de cristalização;
- d) projetando-se o tempo de retenção da água bruta no interior da unidade para um mínimo necessário;
- e) evitando-se pontos de estagnação no escoamento da água salgada, e
- f) preferencialmente utilizando-se altas velocidades na circulação da água salobra.

II - FORMULAÇÃO PRELIMINAR DO PROJETO
Especificações Técnicas Iniciais

Para atender às necessidades consideradas até aqui, o sistema de dessalinização deverá contar com uma série de características próprias que desde já estão bem definidas, quais sejam:

a)COMPACIDADE: o equipamento todo deve ser compacto o bastante para não criar problemas de instalação nas embarcações para as quais o planejamos: o interior destes barcos normalmente tem o espaço altamente racionalizado, sem espaços ociosos. Sendo assim, um sistema pequeno, digamos, do tamanho de uma "pequena geladeira de isopor" seria o ideal (aproximadamente 25x50x40 [cm3]).

b)LEVEZA: a unidade não pode, evidentemente, trazer prejuízo ao desempenho da embarcação em função de seu peso. Além disso, deve ser mais leve que a quantidade de água doce que a embarcação levaria se não a tivesse instalado. Um veleiro de 31 pés, para 6 (seis) pessoas leva 100 litros de água doce (que achamos ser pouco, insuficiente até; adotamos portanto esta como condição limite) ou aproximadamente 100 Kg. Um valor de peso considerado adequado seria cerca de 60 Kg.

c)PORTABILIDADE: garantindo-se a compactidade e a leveza sugeridas nos itens anteriores, para assegurarmos a portabilidade do equipamento resta-nos ainda estabelecer os critérios para sua instalação. O ideal seria que a unidade fosse fixada à embarcação de forma simples, talvez por intermédio de parafusos do tipo borboleta, que dispensam a utilização de ferramentas; a tomada de energia seria feita como em eletrodomésticos convencionais, na forma de "plug". A água do mar seria trazida por uma mangueira e/ou por furo e ralo existente no casco mas que possibilite o engate rápido da unidade com as tubulações de entrada e saída de água. Isto garantido, teremos um sistema altamente portátil, podendo ser usado, por exemplo, nas incursões por ilhas, como dissemos.

d)UTILIZAÇÃO RACIONAL DA ENERGIA DISPONÍVEL NO BARCO: em barcos de pequeno porte, a energia normalmente está disponível na forma de energia elétrica, fornecida por alternador(es) ligado(s) ao(s) motor(es) e/ou por células solares, sendo então armazenada em baterias. Dispomos então de energia elétrica na forma de corrente contínua (DC) com 12 V de tensão, podendo também existir conversores para corrente alternada (AC) com 110/220 V de tensão. A unidade por nós imaginada deve utilizar convenientemente esta energia, não podendo, por exemplo, esgotar as baterias em algumas poucas horas de funcionamento.

13

e) PRODUÇÃO DE ÁGUA DOCE EM QUANTIDADE E QUALIDADE DESEJÁVEIS: neste ponto precisamos definir exatamente a quantidade de água doce que a unidade deverá fornecer. Admitindo-se que 8 (oito) litros/pessoa sejam utilizados apenas pra beber, para uma tripulação e passageiros num total de 6 (seis) pessoas, teremos 48 litros/dia, sendo este o limite mínimo de produção do dessalinizador; adicionando-se a este valor a água para banho destas pessoas, água para cozinhar e lavar pratos e mais a água para serviços gerais, poderíamos fixar inicialmente o máximo de produção da unidade em 500 litros/dia, ou ainda, aproximadamente, 20 litros/hora. Tal quantidade deverá satisfazer a limitação de 500 ppm de sal e deverá estar completamente livre de impurezas de qualquer ordem.

f) FABRICAÇÃO EM MATERIAIS RESISTENTES À CORROSÃO : devido às características corrosivas do meio onde o equipamento trabalhará (atmosfera marinha) e do contato com a água do mar, devemos prever a fabricação da unidade em materiais resistentes à corrosão, como alumínio, cobre, plásticos, etc.

g) SIMPLIFICAÇÃO DE FABRICAÇÃO, MONTAGEM E MANUTENÇÃO: Devemos ter sempre em mente que a unidade deverá ser fabricada com os dispositivos e técnicas existentes e viáveis e também deverá ser simples o suficiente para que qualquer pessoa (sendo ou não "marinheiro", mecânico ou técnico) possa entender seu funcionamento e eventualmente repará-la em alto mar, evitando situações desagradáveis que decorreriam de um mau funcionamento do sistema.

Desta forma, podemos resumir as especificações técnicas prévias de nosso dessalinizador nos seguintes itens que nos esforçaremos para atingir:

- tamanho: 25 x 50 x 40 (cm³);
- peso máximo: 60 Kg;
- fixação por parafusos tipo borboleta;
- tomada de energia elétrica na forma de "plug";
- engate rápido da unidade com as tubulações de entrada de água bruta, de saída de salmoura e de saída de água doce;
- alimentação: 12 V (DC) ou 110/220 V (AC);
- produção: 2 a 20 litros/hora de água a 500 ppm máxima;
- materiais resistentes à corrosão e
- simplicidade para fabricação, montagem e manutenção.

III - OS PROCESSOS DE DESSALINIZAÇÃO

Atualmente existem catorze processos de dessalinização conhecidos, em uso ou em desenvolvimento. Os principais processos de conversão da água do mar podem ser divididos em cinco classificações básicas, quais sejam:

- a) destilação;
- b) membrana;
- c) umidificação;
- d) congelamento e
- e) químico.

VIII.1 - Processos por destilação

Os processos mais utilizados em unidades terrestres são aqueles baseados na destilação que, como já vimos, é um método que remonta à Antiguidade. Quando a água do mar ferve, os sais permanecem na solução enquanto a água doce evapora e deixa a solução na forma de vapor. Em processos de conversão da água salgada, o vapor é resfriado para condensar-se. Isto significa que cada um dos processos apresentados a seguir envolvem primeiramente o aquecimento da água do mar até uma temperatura maior que o seu ponto de ebulição, seguida da evaporação do vapor de água doce e da consecutiva condensação deste através de um resfriamento.

VIII.1.1 - Destilação em um único estágio

Este método é ilustrado na figura No. 01. A água do mar é fervida no evaporador onde existe uma serpentina por onde passa vapor superaquecido, que se condensa ao trocar calor com a solução salgada e retorna para o seu aquecedor. O vapor que se eleva da solução salgada é resfriado em um condensador e então é convertido em água líquida pura, que é armazenada. O sistema é ventilado através de uma bomba ou ejetor e desta forma a quantidade e a pressão do ar no sistema pode ser controlada. A salmoura pode ser retirada continuamente ou de forma intermitente, como desejarmos.

VIII.1.2 - Destilação simples em múltiplos estágios

Em destiladores de múltiplos estágios, os vapores provenientes do primeiro estágio condensar-se-ão no segundo, e o calor de sua condensação servirá para evaporar a água do mar neste último estágio e assim sucessivamente. Obviamente, as temperaturas e pressões de evaporação nos diferentes estágios não serão as mesmas.

VIII.1.3 - Destilação em longos tubos verticais

A água do mar cai através de longos tubos metálicos que estão no interior de uma larga câmara que está preenchida com vapor superaquecido. A troca de calor entre o vapor da câmara e a água fria dos tubos faz com que parte desta água fria converta-se em vapor ao mesmo tempo que parte do vapor da câmara se condense. Para o uso eficiente da energia convertida em calor, o processo é repetido em uma série de câmaras, com o vapor obtido em uma câmara aquecendo e gerando vapor a partir da água do mar na segunda câmara e assim sucessivamente. A porção de água salgada já aquecida que não evaporou na primeira câmara (primeiro estágio), flui para o estágio seguinte onde é novamente aquecida a progressivas baixas pressões, o que permite que a água aquecida vaporize a temperaturas cada vez mais baixas. As câmaras são também denominadas estágios e o processo é frequentemente chamado de destilação em longos tubos verticais de múltiplos estágios.

VIII.1.4 - Destilação com gás de flash

Nos processos discutidos anteriormente, o aquecimento e a evaporação da água do mar davam-se no mesmo recipiente. Alguns precipitados poderiam formar-se quando havia aquecimento sem apreciável evaporação mas, a maior parte dos precipitados e incrustações formam-se durante a evaporação propriamente dita. No processo de evaporação com gás de flash, a água é primeiramente aquecida em tubos e então é dirigida à uma câmara na qual prevalece uma pressão mais baixa que nos tubos. Ao adentrar a câmara, o vapor instantaneamente desprende-se do líquido aquecido, caracterizando o fenômeno que nomeia o processo: "flash". Os precipitados que porventura tenham se formado permanecem no líquido ao invés de em qualquer superfície de troca de calor.

À primeira vista, o processo com gás de flash parece mais ineficiente em função do resfriamento considerável que a água remanescente sofre quando uma pequena fração evapora. De fato, a evaporação de apenas 7.1% de uma dada quantidade de água salgada inicialmente a 100 °C causa um resfriamento até 60 °C. Por outro lado, a vantagem de minimizar-se o problema das incrustações e a simplicidade do projeto dos evaporadores com gás de flash têm feito este método destacar-se como um dos mais utilizados em diferentes aplicações.

O princípio deste método é mostrado na figura No. 02, que também ilustra a vantagem de utilizar-se operação com gás de flash em diversos estágios. A água salgada entra em um feixe de tubos localizados no espaço do vapor da câmara de "flash", onde é pré-aquecida. Passa então em um aquecedor constituído de um feixe de tubos

aquecidos externamente por vapor, onde a temperatura da água salgada é elevada a 100 °C mas, como a pressão é mantida acima de 1 atm, não há evaporação. A água do mar aquecida entra na câmara de "flash" que está mantida sob pressão reduzida. Parte da água evapora e o vapor condensa nos tubos do pré-aquecedor. A água doce assim formada e a salmoura são trazidas à pressão atmosférica pelo intermédio de bombas.

Observa-se que a energia requerida num sistema por gás de flash de um único estágio é aproximadamente igual aquela requerida num sistema de destilação de um único estágio com a mesma taxa de produção. É possível, no entanto, produzir-se mais água doce por unidade de energia fornecida se o vapor de "flash" for conduzido em mais de um estágio. Na figura No. 02, uma unidade de flash com dois estágios produzindo a mesma quantidade de água doce que no caso anterior é esquematicamente mostrada. A temperatura da água salgada que evaporará nas duas câmaras é de 60 °C e de 40 °C, respectivamente, e a água na entrada será aquecida de 20 °C em cada unidade. A quantidade de água produzida em cada estágio será a metade daquela produzida no evaporador de um único estágio. A salmoura é descarregada a 40 °C ao invés de 60 °C como antes. Isto representa menor perda de calor com a descarga. Consequentemente, menos calor é introduzido pelo aquecedor.

Finalmente, num sistema de quatro estágios, há redução da temperatura de evaporação da água salgada e um aumento da temperatura da água que entra no sistema de apenas 10 °C em cada estágio. A salmoura é descarregada a 30 °C e, da mesma forma que anteriormente, menos calor é introduzido pelo aquecedor.

VIII.1.5 - Destilação com compressão do vapor

Enquanto os processos de destilação de múltiplos estágios e de gás de flash utilizam um fornecedor externo de vapor superaquecido como fonte primária de calor, a destilação com compressão do vapor utiliza literalmente seu próprio vapor, depois de haver sido comprimido, como fonte de calor. Neste método, é possível obter a mesma economia de energia que aquela alcançada quando substituímos a destilação em um único estágio por destilação em 15 a 20 estágios, mas é necessário utilizar-se um compressor.

Como podemos observar esquematicamente na figura No. 03, a água do mar, pré-aquecida em um trocador de calor tubular pelo vapor, salmoura e pela água doce que deixam a unidade, evapora-se nos tubos do destilador. Os vapores são então comprimidos e retornam ao destilador para condensarem-se no lado externo dos tubos, promovendo o calor necessário à evaporação no interior dos mesmos. Os vapores que não se condensam são retirados do espaço destinado à condensação do vapor por

intermédio de uma bomba de vácuo apropriada ou de um ejator.

O coração da instalação é o compressor. Se os vapores não fossem comprimidos, eles não poderiam condensar-se no exterior dos tubos que carregam a água do mar no evaporador porque a temperatura de condensação do vapor de água pura a uma dada pressão é menor que a temperatura de ebulição da água do mar a esta pressão. Desta forma, se a pressão do vapor é 1 atm, o vapor de água condensa a 100 °C, mas a solução concentrada de água do mar evapora a cerca de 101 °C. Para fazer os vapores condensarem-se em 101 °C, é necessário comprimí-los até 1.03 atm, no mínimo (idealmente).

VIII.2 - Processos com membrana

Os processos com a utilização de membranas são geralmente usados em instalações onde as concentrações de sais minerais são consideravelmente próximas ou menores daquelas da água do mar. Existem grandes diferenças entre os três processos com membrana que apresentaremos a seguir, embora todos usem uma fina folha que funciona como filtro, permitindo que a água doce escoe através de si, retendo seus sais.

VIII.2.1 - Eletrólise

A eletrólise é um dos mais desenvolvidos processos de dessalinização tendo, porém, um fator que a compromete seriamente: é cara. Utiliza-se do fato de que o sal é composto de sódio e cloro que separam-se nas soluções em íons positivos e negativos que então são forçados a mover-se através de filtros de separação (membranas), por intermédio de uma corrente elétrica. Um dos filtros permite apenas que o íon positivo passe (sódio) e o outro, apenas o íon negativo (cloro). Purificada, a água que permanece entre os dois filtros é bombeada para fora. Quanto maior a quantidade de sal, maior a eletricidade requerida, limitando, portanto, as aplicações deste sistema, em função da fonte disponível de energia elétrica.

VIII.2.2 - Separação por transporte

É um tipo de eletrólise que utiliza membranas não seletivas para reter os íons positivos e uma membrana seletiva para os íons negativos. A eliminação da membrana seletiva para os íons positivos, que deteriora-se rapidamente, representa uma economia nos gastos. Este processo é baseado na diferença de velocidade dos íons que movem-se na solução quando comparadas ao movimento destes íons nas membranas. Os

íons negativos (cátions) movem-se através da membrana mais rapidamente do que quando estão difusos na solução, resultando na formação de áreas na célula eletrolítica onde há poucos, ou nenhum, íon de sódio ou cloro. Destas áreas, retira-se a água purificada. Este método está sujeito às mesmas vantagens e limitações gerais do processo de eletrólise.

VIII.2.3 - Osmose reversa

No sistema de osmose reversa, como o próprio nome indica, existe a reversão do processo natural denominado osmose. Neste processo, quando duas soluções de concentrações diferentes estão separadas por uma membrana semipermeável, o solvente da solução de menor concentração irá fluir através da membrana em direção à solução mais concentrada.

Este processo ocorre como resultado da tendência termodinâmica de equilibrar as concentrações em ambos os lados da membrana, que é dita semipermeável porque somente as moléculas do solvente (água) podem transpô-la, restando os sais como uma barreira. No processo de osmose natural, o fluxo de líquido através da barreira pode ser retido mediante a aplicação de uma pressão no lado da solução de maior concentração. Esta pressão, que denomina-se pressão osmótica, é uma característica da solução.

Pressurizando-se o lado da água salgada com uma pressão que exceda a pressão osmótica, teremos água pura fluindo através da membrana. Somente em meados dos anos 70 uma membrana, de nylon modificado foi produzida podendo suportar até 1000 PSI, viabilizando o processo.

Um sistema básico de osmose reversa está esquematizado na figura No. 04. A água do mar ou salobra é bombeada por uma bomba de baixa pressão através de uma rede de pré-filtragem para que sedimentos finos e sólidos em suspensão sejam removidos. A água é então pressurizada entre 800 e 1000 PSI (a pressão osmótica natural é de cerca de 400 PSI) por uma bomba de alta pressão e forçada através de uma membrana de polyester amida, torcida em espiral, que resiste a bactérias e é autolimpante. Aproximadamente 10% a 15% da água salobra passa realmente através da membrana como água doce, com quase todos os sais indesejáveis removidos. A água dessalinizada passa por um filtro de carvão ativado e um esterilizador ultravioleta para uma remoção final de bactérias.

VIII.3 - Processos por umidificação

Os dois processos por umidificação são sensivelmente diferentes entre si, sendo:

VIII.3.1 - Umidificação solar

Este processo deixa todo o trabalho para a natureza. Essencialmente, o calor do sol proporciona vapor a partir da superfície da água salgada. O vapor então condensa-se nos vidros ou coberturas plásticas das células solares e escoar até as câmaras de onde será bombeado como água doce. Os raios solares passam através do vidro ou plástico sem perder seu calor até que atinjam a superfície da água, onde o calor perdido aumenta a temperatura da mesma. Embora exista uma óbvia economia no uso da energia calorífica "gratuita", este processo requer dias ensolarados e uma ampla superfície de água para produzir uma quantidade apreciável de água pura.

VIII.3.2 - Umidificação difusa

Neste processo a água passa através de discos rotativos que estão parcialmente mergulhados na água salgada. Ao girar, parte da água adere a superfície do disco, de onde evapora-se. O vapor difunde-se entre os discos e placas estacionárias colocadas entre aqueles e resfria-se sobre estas, condensando-se e sendo recolhido em câmaras de água doce.

Embora este processo exija menos espaço que o processo anterior, exige energia para girar os discos e aquecer a água para aumentar a umidade relativa e a taxa de condensação. Este método tem grande aceitação para pequenos sistemas de purificação.

VIII.4 - Processos por congelamento

Existem dois processos de purificação de água salgada por congelamento relativamente bem desenvolvidos atualmente. Ambos utilizam-se do fato de que quando a água salgada é congelada, formam-se cristais de gelo de água pura, enquanto os sais permanecem na solução. Aqui, como nos processos por destilação, tanto resfriamento como aquecimento são necessários.

VIII.4.1 - Congelamento direto

Neste processo, a água salgada flui para uma câmara de vácuo, onde parte desta água vaporiza-se devido à baixa pressão e cerca de metade congela-se, formando cristais de gelo. A mistura de cristais de gelo e salmoura é bombeada para baixo de uma coluna de separação, onde os cristais flutuam sobre a solução salgada e são então separados desta. Em seguida, estes cristais são derretidos e transformam-se em água potável. Ao mesmo tempo, o vapor que havia se formado é condensado e torna-se parte do produto final desejado.

VIII.4.2 - Congelamento por refrigerante secundário

Este método baseia-se no uso de um refrigerante como o butano ao invés da câmara de vácuo do processo anterior. Sob compressão, o butano é também usado como parte do processo de derretimento do gelo para produzir água potável.

VIII.5 - Processos químicos

Finalizando esta visão geral sobre os processos de dessalinização, vejamos ainda dois outros métodos de purificação da água salgada:

VIII.5.1 - Método da troca de íons

Este método utiliza um leito de materiais porosos que podem trocar íons com aqueles existentes na solução que tocam o leito. Neste processo, dois leitos são utilizados para retirar os íons sódio e cloro da solução, tornando-a pura. Em função do custo da regeneração dos leitos resinosos, que enfraquecem-se progressivamente até perder sua capacidade de trocar íons, este processo acaba tendo apenas aplicações limitadas. Sabe-se que este processo tem um grande potencial na conversão de águas salobras com baixa concentração de sal, mas também tem sido utilizado com sucesso para pequenas quantidades de água do mar. Um uso prático deste processo seria em "kits" de sobrevivência no mar para navios e aviões em geral.

VIII.5.2 - Método da hidratação

O método da hidratação combina a água salgada com um agente hidratante como o propano ou o dióxido de carbono em um reator. No reator, sob condições adequadas de pressão e temperatura, cristais hidratados contendo apenas água pura são então formados. Estes são separados da salmoura, lavados e derretidos. A água pura e o agente hidratante tornam-se dois líquidos distintos que, como óleo e água, não se misturam, permitindo a separação completa da água pura produzida.

A energia requerida no processo é a "energia livre" que é convertida em calor como resultado do processo de dessalinização. Em alguns processos, não parece, a primeira vista, que ocorra uma perda de energia livre, como nos processos de destilação, que não requerem o uso de energia mecânica ou elétrica; nestes processos, apesar disto, calor é transferido da temperatura mais alta do evaporador para a temperatura mais baixa do condensador. Este fluxo de calor poderia ser usado (de forma perfeitamente concebível) para produzir energia mecânica ou elétrica e equivale a um consumo de energia livre.

Consideremos dois compartimentos contendo água salgada e água doce, respectivamente, separados por uma membrana permeável à água mas não permeável aos sais. A temperatura é mantida constante. Em equilíbrio, uma pressão deve ser exercida na solução salgada para evitar a difusão de água através da membrana para esta solução, resultando em diluição da mesma. Esta é a pressão osmótica e vale (P_{os}).

Seria útil expressarmos a pressão osmótica em termos da atividade da água na solução. O potencial químico (PQ) da água na solução é dado pela seguinte expressão geral:

$$PQ = PQ_0 + P \cdot v_m + R \cdot T \cdot \ln(a)$$

onde:

PQ_0 = potencial químico da água pura a 1.0 atm;

P = pressão relativa atuando na solução;

v_m = volume molar da água;

R = constante universal dos gases;

T = temperatura absoluta e

a = atividade da água, decrescente com o aumento da concentração dos sais.

Na interface da membrana, em ambos os lados, a água está em equilíbrio. Desta forma, o potencial químico da água nos dois lados da membrana é o mesmo, ficando:

$$PQ_0 + P_{os} \cdot v_m + R \cdot T \cdot \ln(a) = PQ_0$$

$$P_{os} = - R \cdot T \cdot \ln(a) / v_m$$

Para separar a água da solução salgada, a pressão neste lado da membrana é agora incrementada. Isto deve ser feito sob condições reversíveis. Suponhamos que esta pressão exceda a pressão osmótica de apenas um valor infinitesimal. O volume (dv) de água pura é então empurrado através da membrana, mas em função do acréscimo

da concentração e da pressão osmótica na solução, é então necessário incrementar a pressão aplicada novamente. Sendo assim, tanto a concentração da solução quanto a pressão aplicada crescem gradualmente até que a quantidade desejada de água tenha sido "filtrada".

Para cada passo de compressão infinitesimal, o trabalho (dw) vale:

$$dw = - P_{os}.dv$$

O sinal negativo é colocado porque o volume da solução salgada decresce enquanto trabalho é adicionado ao sistema. Se o volume inicial da solução é (V1) e o volume final é (V2) litros, o trabalho total (W) por litro de água pura produzida será:

$$W = - 1/(V1-V2) \cdot \int_{V1}^{V2} P_{os}.dv \Rightarrow$$

$$W = R.T/((V1-V2) \cdot v_m) \cdot \int_{V1}^{V2} \ln(a).dv$$

Para realizarmos esta integração, é necessário expressar-se (a) em termos de (v). A atividade é definida como:

$$a = p / p_o$$

onde (p_o) e (p) são as pressões de equilíbrio do vapor de água acima da água pura e acima da solução salgada, respectivamente. A pressão de vapor da água do mar decresce com o aumento da salinidade (S), valendo:

$$p = p_o.(1-0.000537.S)$$

Das equações fornecidas até aqui, temos:

$$W = R.T/(v_m.(V1-V2)) \cdot \int_{V1}^{V2} \ln(1-0.000537.S).dv, \text{ ou}$$

$$W = -0.000537.R.T/(v_m.(V1-V2)) \cdot \int_{V1}^{V2} S.dv,$$

uma vez que 0.000537.(S) é pequeno comparado a 1.

Desde que nenhum sal atravesse a membrana, a quantidade de sal (S.v) no compartimento de água salgada (contendo volume v de solução) permanece constante do início até o fim do processo de compressão. Esta quantidade de sal é igual à salinidade original (S1) vezes o volume original (V1):

$$S.v = S1.V1$$

Sendo assim,

$$W = 0.000537.R.T.S1.V1/(v_m.(V2-V1)) \cdot \int_{V1}^{V2} dv/v, \text{ ou ainda}$$

$$W = (0.000537.R.T.S1/v_m).(V1/(V2-V1)).\ln(V2/V1)$$

Se $V2$ é apenas ligeiramente menor que $V1$, o termo logarítmico da expressão acima pode ser convertido em:

$$\ln(V2/V1) = \ln(1-(V1-V2)/V1) = (V2-V1)/V1$$

Desta forma:

$$\lim_{V2 \rightarrow V1} W = 0.000537.R.T.S1 / v_m$$

Este é o trabalho consumido por litro de água pura produzida quando uma pequena fração de cada lote de água salgada é filtrada através de uma membrana. Representa o limite inferior da energia requerida para concretizar a conversão.

Sendo assim, para:

$$\begin{array}{ll} S = 34.3 \% & v_m = 0.018 \text{ l/mol} \\ T = 298 \text{ K (25 } ^\circ\text{C)} & R = 2.31 \times 10^{-6} \text{ Kwh/(} ^\circ\text{C.mol)} \end{array}$$

$$\text{vem: } \lim_{V2 \rightarrow V1} W = 7.0 \times 10^{-4} \text{ Kwh/l ou } 0.70 \text{ Kwh/m}^3$$

$$\text{ou } W = 0.9387 \text{ [HP.h/m}^3\text{]}$$

Portanto, para a capacidade desejada do nosso equipamento, teremos (para 20 l/h = 0.02 m³/h):

$$W = 0.0188 \text{ HP (mínimo, ideal)}$$

SEGUNDA PARTE

0 PROJETO BASICO
=====

- SÍNTESE DE POSSÍVEIS SOLUÇÕES
A escolha da melhor solução

No capítulo VIII, quando apresentamos os diversos processos de dessalinização utilizados hoje em dia referimo-nos, intrinsecamente, a diversas possíveis soluções que, de uma forma ou de outra, podem ser adaptadas para a utilização em embarcações de pequeno porte. No entanto, soluções por eletrólise descartaremos de antemão, pelo consumo exacerbado de energia elétrica, assim como soluções por destilação que utilizem somente esta fonte de energia.

O processo que numa primeira análise parece nos fornecer o equipamento mais simples e viável é aquele por osmose reversa que, aliás, é o método de purificação adotado pela totalidade dos equipamentos importados conhecidos por nós. Existem porém alguns detalhes que julgamos desabonar a utilização deste equipamento: o sistema depende fundamentalmente da membrana seletiva, que no Brasil, poderia ser fabricada apenas por duas empresas químicas multinacionais. Isto faz com que o equipamento tenha uma manutenção específica, que nos preocupamos em ter sempre a mão uma membrana reserva, o quê, além de trazer uma preocupação a mais para o responsável pela embarcação, implica num gasto extra para a aquisição deste componente reserva. Sendo assim, julgamos que um sistema convencional, onde todos os componentes sejam conhecidos de antemão pelos operadores (marinheiros, profissionais ou não) favorecerá qualquer manutenção corretiva, tornando-a simples e, definitivamente, coerente com a realidade brasileira em termos de peças de reposição.

Em conformidade com o que expusemos até aqui, o sistema que parece mais adequado às especificações técnicas preliminares apresentadas no capítulo VII e que enquadra-se razoavelmente no contexto idealizado no parágrafo anterior é aquele mostrado na figura No. 03.

Nos capítulos posteriores procuraremos equacionar nosso sistema para que funcione de acordo com o processo de dessalinização por compressão do vapor, conforme o item VIII.1.5 nos apresentou.

XI.1 - GERAL

A fig. No. 03 é uma representação esquemática do processo de compressão do vapor aplicado à produção de água doce a partir da água do mar.

A operação normal deste sistema é precedida por um período de aquecimento para trazer todo o aparato e seu conteúdo à temperatura operacional. Assim que o evaporador tenha sido completado com vapor, o destilado pode ser convertido em fluxo para operação contínua.

A alimentação de água do mar entra por uma passagem tripla de líquido [5], que é um trocador de calor inicial que recupera o calor da água pura e da salmoura que deixam a unidade e transfere-o para a água salgada. A alimentação a cerca de 97.2 °C é então introduzida no evaporador onde se mistura com um relativo amplo volume de salmoura que circula através dos tubos verticais pelos mecanismos da circulação natural. O vapor, na pressão atmosférica ou um pouco acima deixa a câmara de evaporação, passa por um espaço de separação líquido-vapor e atinge o compressor, que eleva sua pressão até cerca de 1.7 atm, ou seja, elevando sua temperatura de saturação até cerca de 105.6 °C. Como a água salgada na câmara de evaporação ferve a cerca de 100.6 °C, existe um diferencial de temperatura de aproximadamente 5.0 °C entre o vapor comprimido e a água salgada fervente, o que permite uma transferência de calor latente do vapor daquele para esta. Substancialmente, todo o calor latente do vapor comprimido é utilizado para manter a evaporação na câmara; sendo assim, não se faz necessária a presença de uma câmara de condensação ou água de resfriamento para o vapor.

Com uma unidade de capacidade para 3700 litros por dia, a produção de 0.5 litro por hora de destilado necessitou cerca de 20 W de energia elétrica. Para produzir destilado na mesma taxa em um evaporador de um único estágio, seria necessário, aproximadamente, 300 W [5]. Concluímos daí que este processo aplicado à conversão da água do mar apresenta uma economia equivalente aquela conseguida em 15 ou mais estágios de destilação simples. Além disso, uma unidade de destilação com compressão do vapor é muito mais simples de ser operada que uma unidade de múltiplos estágios. As conexões, os aparatos de transferência de calor, e os controles são tão simples quanto os utilizados num evaporador de simples efeito. Ressalte-se também que o controle da operação é feito inteiramente através do ajuste da vazão de água salgada que entra na unidade.

Para um completo entendimento dos princípios básicos deste processo, reportêmo-nos ao gráfico No. 06 do anexo B que relaciona as quantidades de calor requeridas e as temperaturas ao longo do processo. A construção deste

gráfico está baseada nas considerações usuais de balanço de energia. A alimentação entrando a 15.5 °C é aquecida (linha inclinada com quadrados) até 97.2 °C pela troca de calor com a água pura e a salmoura que deixam a unidade (linha inclinada contínua). Em seguida existe um aquecimento no evaporador de 97.2 °C até 100.5 °C e a vaporização da alimentação (linha horizontal com quadrados) pela troca de calor com o vapor comprimido que se condensa (linha horizontal contínua). Está claro que em todos os pontos no processo existe uma adequada diferença de temperatura que permite a troca de calor do condensado e da salmoura para pré-aquecer a alimentação e do vapor comprimido que se condensa para evaporá-la. Os diferenciais de temperatura indicados são 5.56 °C no trocador de calor inicial e 5.0 °C no condensador-evaporador. O gráfico mostra um excesso de calor no lado de alta temperatura (lado direito, no fim da linha horizontal contínua) que supre as perdas de calor do processo para as vizinhanças da unidade através da isolamento e para assegurar a operacionalidade do processo.

A operação da unidade pode ser estabilizada fazendo-se com que parte do vapor aquecido saia do processo, pelo escapamento de uma pequena parte deste para a atmosfera. Com este propósito, a parte de baixa pressão da câmara de separação do vapor é frequentemente conectada à atmosfera através de um respiradouro apropriado. Como indicado pelo gráfico, que é baseado numa unidade com capacidade de 3700 litros por dia, o excesso de calor total que supre as perdas pela isolamento e as perdas para estabilização do sistema, pode ser da ordem de 30 Kcal por litro de água produzida. Também deve ser notado que, pela adição de 38 Kcal/l ao processo pelo compressor, não apenas este excesso é fornecido, mas também o diferencial de temperatura de 5.0 °C é criado para garantir a operação do condensador-evaporador. Desta forma, calor é recirculado até cerca de 530 Kcal/litro no condensador-evaporador e 106 Kcal/l no trocador de calor inicial. Assim, as 38 Kcal/l adicionadas pelo compressor servem para circular um total de 640 Kcal por litro de água pura, assim como suprir o calor cuja perda é inevitável [5].

XI.2 - CÁLCULO DO COMPRESSOR

Da referência [4], a energia mecânica requerida para operar o compressor é dada por:

$$\begin{aligned} W_s &= \Delta H_a \cdot M_d / \eta_m \\ \text{portanto, } P_w &= W_s / 860 \text{ [Kw]} \end{aligned}$$

onde:

$$\begin{aligned} \eta_m &= \text{eficiência mecânica do compressor} \\ M_d &= \text{vazão em massa de vapor [Kg/h]} \\ \Delta H_a &= \text{diferença de entalpia real [Kcal/Kg]} \\ &\quad (\text{sistema não ideal}), \text{ sendo:} \\ \Delta H_a &= \Delta H_{\text{teórico}} / \eta_{\text{isoentrópico}} \text{ [Kcal/Kg]} \end{aligned}$$

Para o vapor saturado a 1.0 atm, teremos (aspiração):

$$\begin{aligned} P_1 &= 1.0 \text{ atm} \quad \text{---->} \quad h_1 = 2676.1 \text{ KJ/Kg} = 639.59 \text{ Kcal/Kg} \\ T_1 &= 100.5 \text{ oC} \quad \quad \quad v_1 = 1.6729 \text{ m}^3/\text{Kg} \end{aligned}$$

Para o vapor superaquecido a 1.7 atm, teremos (descarga):

$$\begin{aligned} P_2 &= 1.7 \text{ atm} \quad \text{---->} \quad h_2 = 2699.0 \text{ KJ/Kg} = 645.10 \text{ Kcal/Kg} \\ T_2 &= 116.0 \text{ oC} \quad \quad \quad v_2 = 1.0366 \text{ m}^3/\text{Kg} \end{aligned}$$

Como desejamos a produção máxima de 20 litros de água pura por hora, vem:

$$m = 20 \text{ l/h} = 20.9 \text{ Kg/h} \quad \text{---->} \quad M_d = 20.9 \text{ [Kg vapor/h]}$$

$$\Delta H_{\text{teórico}} = (645.10 - 639.59) = 5.51 \text{ [Kcal/Kg]}$$

Para um η isentrópico de 70% [10], teremos:

$$\Delta H_a = \Delta H_{\text{teórico}} / 0.70 = 8.0 \text{ [Kcal/Kg]}$$

Assumindo um rendimento mecânico de 65% no compressor, teremos:

$$\begin{aligned} W_s &= \Delta H_a \cdot M_d / \eta_{\text{mecânico}} = 8.0 \times 20.9 / 0.65 \\ W_s &= 258.0 \text{ [Kcal/h]} \quad \text{ou} \quad P_w = 0.30 \text{ [Kwh]} \quad \text{ou} \end{aligned}$$

$$P_w = 0.4 \text{ [HP]}$$

$$\text{Na compressão: } P_1 \cdot V_1 / T_1 = P_2 \cdot V_2 / T_2 \quad \text{---->}$$

$$\text{---->} \quad V_1 / V_2 = P_2 \cdot T_1 / (P_1 \cdot T_2) = 1.7(100.5) / (1.0(116.0))$$

$$\text{Portanto, a taxa de compressão será: } V_1 / V_2 = 1.48$$

Assim, definimos a potência do compressor bem como sua taxa de compressão, restando porém definirmos qual o seu tipo (alternativo, palhetas, centrífugo) e o regime de trabalho (rotação).

A escolha do compressor não representa especificamente o escopo deste trabalho, que procura inicialmente viabilizar um processo de dessalinização; a título de ilustração, no entanto, admitamos que o compressor seja do tipo alternativo, o qual caracterizaremos a seguir.

O compressor deverá varrer $v_1 \cdot M_d = 1.6729(20.9) \text{ [m}^3/\text{h]}$, ou seja, o volume deslocado será $35.0 \text{ [m}^3/\text{h}] = 0.583 \text{ [m}^3/\text{min}]$.

Para uma rotação arbitrada $n = 1000 \text{ [rpm]}$, o volume varrido na compressão será: $V = 0.583(100)^3 / 1000 = 583 \text{ [cm}^3]$.

Assim, para um diâmetro interno $d = 12.0$ [cm], teremos:

$$V = 3.14(d^2)H/4 \rightarrow H = 4(583)/(3.14(12^2)) = 5.2 \text{ [cm]}$$

Mas $V1/V2 = 1.48$ e $V1 - V2 = 583$ logo: $V2 = 1215$ [cm³] e
 $V1 = 1799$ [cm³]

(Ver a fig. No. 05 para a representação esquemática deste compressor).

Cálculo do rendimento volumétrico:

Pela figura No. 05, o volume de espaço nocivo será:

$$V_{en} = 3.14(d^2)(0.015)/4 = 0.0001274 \text{ [m}^3\text{]}$$

$$k = V_{en}(100)/(V1 - V_{en})$$

$$k = 0.0001274 \times 100 / (1799 \times (0.01)^3 - 0.0001274) = 7.62$$

$$\text{Daí: } \eta_v = 100 - 7.62 \times (v1/v2 - 1)$$

$$\eta_v = 100 - 7.62 \times (1.6729/1.0366 - 1) = 95.3\%$$

Cálculo do regime real do compressor:

$$\begin{array}{l} 1000 \text{ rpm} \rightarrow 0.953 \times M_d \\ X \text{ rpm} \rightarrow M_d \end{array}$$

portanto, $X = 1050$ rpm, para compensar as perdas do espaço nocivo e continuar fornecendo a mesma vazão em massa de vapor.

XI.3 - CÁLCULO DO EVAPORADOR

No evaporador temos escoamento na vertical de água do mar no interior dos tubos e escoamento cruzado no exterior dos tubos do vapor de água superaquecido que deixou o compressor, conforme a fig. No 06.

O calor total circulado pelo evaporador será devido a uma parcela sensível para aquecer a água salgada de 97.2 °C até 100.5 °C e a uma parcela latente suficiente para evaporar 20.9 Kg de água doce por hora.

$$Q = Q_s + Q_l$$

$$Q_l = m.(\Delta H) = m.(h_{\text{vapor}} - h_{\text{líquido}})$$

$$Q_l = 20.9 * (639 - 100) \rightarrow Q_l = 11265 \text{ [Kcal/h]}$$

$$Q_s = m.C_p.(\Delta T) = 20(1.006)(100.5 - 97.2) = 67.0 \text{ [Kcal/h]}$$

$$\text{Logo: } Q \rightarrow 12000 \text{ [Kcal/h]} \text{ ou } Q = 14.0 \text{ [Kwh]} \text{ (recirculado)}$$

Como podemos observar na figura No. 06, trata-se de um trocador de calor de escoamento cruzado, com o vapor superaquecido em escoamento "misturado" e a água do mar em escoamento "não-misturado".

Pelo método da efetividade [3], temos:

$$\epsilon = 1 - e^{(-NUT)}$$

onde:

$$\epsilon = \text{efetividade} = \frac{\text{troca de calor real}}{\text{máxima troca de calor possível}}$$

$$NUT = \text{Número de unidades de transferência} = U.A/C_{\min}$$

$$C_{\min} = m.C_p = \text{taxa de capacidade térmica para o fluido mínimo}$$

$$C = C_{\min}/C_{\max} \rightarrow 0$$

Inicialmente, a efetividade pode ser calculada como:

$$\epsilon = (T_2 - T_3)/(T_2 - T_0), \text{ assumindo } T_3 = 104 \text{ } ^\circ\text{C}, \text{ vem:}$$

$$\epsilon = (116 - 104)/(116 - 97.2) \rightarrow \epsilon = 64\%$$

Da referência [3], para $C \rightarrow 0$, $\epsilon = 64\%$, vem:

$$NUT_{\max} = 1.0, \text{ portanto } U.A / C_{\min} = 1.0$$

$$\text{como } C_{\min} = 20.9 * 0.445 * 4184.8 / 3600 = 10.82 \text{ [W/} ^\circ\text{C]},$$

$$\text{nosso evaporador deverá atender: } U * A = 10.82$$

Na referência [4] encontramos o valor de $30.0 \text{ [W/(m}^2\text{.} ^\circ\text{C)]}$ como razoável para o coeficiente global de troca de calor do trocador aqui estudado, então:

$$A_{\text{troca de calor}} = 10.82 / 30 = 0.4 \text{ [m}^2\text{]}$$

Adotando-se tubos de cobre com diâmetro interno = $1 \frac{3}{8}$ ", diâmetro externo = $1 \frac{7}{16}$ ", espessura = $1/32$ " e peso de 0.7963 kg/m , para um comprimento máximo dos tubos de 200 mm , teremos:

$$\text{Atroca de calor} = N \times 3.14 \times \text{dexterno} \times L$$

$$\text{Daí: } N = 0.4 / (3.14 \times 0.0365 \times 0.2) = 17.44 \text{ tubos}$$

Adotaremos 18 tubos dispostos em quicôncio, conforme esquematizamos na figura No. 07, onde mostramos também as principais dimensões do condensador-evaporador calculado.

A velocidade da água bruta em evaporação no interior de cada tubo será (para este cálculo utilizamos a vazão total de água do mar que entra na unidade, calculada em XI.4):

$$v_e = Q_t / A_p = (0.415 / (18 \times 3600)) / (3.14 \times 0.034925^2 / 4)$$

$$v_e = 0.0067 \text{ [m/s]}$$

Pelo fato desta velocidade ser extremamente baixa, certamente haverá problemas de incrustações no interior destes tubos; devemos então promover uma construção tal do evaporador que permita uma manutenção preventiva frequente e de fácil realização.

O peso aproximado do evaporador será de 6.3 [Kg], sem as conexões com a alimentação de água salgada e com o vapor.

XI.4 - DETERMINAÇÃO DA VAZÃO DE ÁGUA DO MAR (Na capacidade máxima de operação)

Fazendo-se um balanço de massa e energia no evaporador, para:

M1 = vazão de água do mar[Kg/h]
M2 = vazão de vapor[Kg/h]
M3 = vazão de salmoura[Kg/h]
h1 = entalpia da água do mar que entra[Kcal/Kg]
h21 = entalpia do vapor que entra[Kcal/Kg]
h22 = entalpia do vapor que sai[Kcal/Kg]
h3 = entalpia da salmoura que sai[Kcal/Kg]

teremos:

- 1) $M1 = M2 + M3$
- 2) $M1.h1 + M2.h21 = M2.h22 + M3.h3$

Da equação 2, vem:

$$(20.9 + M3)(95.12) + (20.9)(645.10) = (20.9)(641.43) + M3(100.15)$$

$$\text{Daí: } M3 = 410.5 \text{ [Kg/h]} \text{ ou } M3 = 395.0 \text{ [l de água salobra/h]}$$

Desta forma, pela equação 1, a vazão total de água do mar em plena capacidade será:

$$M1 = 432.0 \text{ [Kg/h]} \text{ ou } 415.0 \text{ [l/h]}$$

XI.5 - DIMENSIONAMENTO DO TROCADOR DE CALOR INICIAL

Segundo a literatura [5], o trocador de calor inicial seria construído conforme esquematizamos na figura No. 08; pelo tubo interno circularia a água doce que deixa a unidade; no tubo central teríamos a água do mar (alimentação) e pelo tubo externo passaria a salmoura que seria rejeitada; esta disposição física visa recuperar o calor dos líquidos que deixam o sistema, bem como pré-aquecer a água do mar até a temperatura de entrada no evaporador, que vale 97.2 °C. Assim, admitindo-se uma temperatura média de entrada da água do mar de 15.5 °C, teremos:

O calor recebido pela água do mar no pré-aquecedor será então:

$$Q_r = M_1 \times C_p \times (T_s - T_e) = 432 \times 0.965 \times (97.2 - 15.5)$$

$$Q_r = 34059.1 \text{ [Kcal/h]}$$

Assumiremos que 95% deste calor será concedido pela água salobra que deixa ao equipamento, logo:

$$Q_{rc} = 0.95 \times 34059.1 = 32356 \text{ [Kcal/h]}$$

Mas $Q_{rc} = DMLT / R_{tot}$, onde:

$$DMLT = (\Delta T_{entrada} - \Delta T_{saída}) / (\ln(\Delta T_{entrada} / \Delta T_{saída}))$$

$$DMLT = (19.5 - 2.8) / \ln(19.5 / 2.8) = 8.6 \text{ °C e}$$

$R_{tot} = R_1 + R_2 + R_3$, com

$$R_1 = 1 / (h_{as} \cdot A_{externa \text{ tubo médio}})$$

$$R_2 = \ln(r_e/r_i) \text{ tubo médio} / (2 \times 3.14 \times K \times L) \text{ e}$$

$$R_3 = 1 / (h_{am} \cdot A_{interna \text{ tubo médio}}), \text{ sendo}$$

(h_{as}) e (h_{am}) os coeficientes de troca de calor por convecção na salmoura e na água do mar respectivamente, (K) o coeficiente de troca de calor por condução no tubo e (L) o comprimento total do tubo.

Considerando tubos de cobre comerciais, construímos a tabela No. 03 do anexo A, da qual sacamos alguns dos valores utilizados abaixo.

Para $K = 386 \text{ [W/(m}^2\text{.°C)]}$, vem:

$$R_2 = \ln(22.23/20.64) / (2 \times 3.14 \times 386 \times L) = 3.06 \times 10^{-5} / L$$

$$A_{externa \text{ tubo médio}} = 3.14 \times 0.02223 \times L = 6.98 \times 10^{-2} \times L$$

$$A_{interna \text{ tubo médio}} = 3.14 \times 0.02064 \times L = 6.48 \times 10^{-2} \times L$$

No interior do tubo médio, para escoamento turbulento, vem:

$$NUd = 0.027 * Re^{0.8} * Pr^{(1/3)} * 1^{0.14} \text{ ou}$$

$$NUd = 0.027 * 9141^{0.8} * 3.2^{(1/3)} * 1^{0.14} \text{ daí,}$$

$$NUd = 58.69, \text{ logo } h_{am} = k_{am} * NUd / d_h$$

$$h_{am} = 0.654 * 58.69 / (9.53 * 10^{-3}) = 4027.62 \text{ [W/(m}^2\text{.oC)]}$$

No interior do tubo externo, vem:

$$NUd = 0.027 * 5560^{0.8} * 2.73^{(1/3)} * 1^{0.14} \text{ daí,}$$

$$NUd = 37.40, \text{ logo } h_{as} = k_{as} * NUd / d_h$$

$$h_{as} = 0.659 * 37.40 / (12.7 * 10^{-3}) = 1940.68 \text{ [W/(m}^2\text{.oC)]}$$

Assim,

$$R_1 = 0.00738 / L$$

$$R_2 = 0.0000306 / L \text{ e}$$

$$R_3 = 0.00383 / L, \text{ portanto}$$

$$R_{tot} = 0.01124 / L$$

$$\text{Desta forma, } Q_{rc} = 32356.0 \text{ [Kcal/h]} = 37600 \text{ [Wh]}$$

$$37600 = 8.6 * L / 0.01124 \text{ ----> } L = 49.0 \text{ m !!,}$$

devemos, portanto, aumentar o diâmetro dos tubos, não nos esquecendo que este aumento implica na diminuição da velocidade no interior dos tubos, prejudicando a troca de calor que representa nosso interesse maior.

Com os dados da tabela No. 04, repetimos o processo de cálculo efetuado anteriormente e encontramos $L' = 12.0 \text{ m}$, o que nos leva a concluir que o trocador de calor inicial assim equacionado torna-se de construção praticamente impossível, além de apresentar um peso líquido de cerca de 36.0 Kg e um volume necessário que inviabilizaria a sua utilização.

Observamos assim que, para as vazões desejadas (pequenas), a recomendação da literatura torna-se impraticável.

Podemos, entretanto, substituir o trocador esquematizado na figura No. 08 por dois trocadores de tubo e carcaça conforme mostramos na figura No. 09.

O primeiro trocador poderia, por exemplo, recuperar o calor da água doce que deixa a unidade enquanto o segundo recuperaria a energia da salmoura.

CÁLCULO DO PRIMEIRO TROCADOR DE TUBO E CARCAÇA

$Q_{\text{trocado}} = M_2 \times C_p \times (T_e - T_s) = 20.9 \times 1 \times (100 - 21)$
 $Q_{\text{trocado}} = 1651.1 \text{ [Kcal/h]}$, assim a temperatura da água do mar na saída deste trocador será:

$$T_s = (Q_{\text{trocado}} + M_1 \times C_p \times T_{e1}) / (M_1 \times C_p)$$

$$T_s = (1651.1 + 432 \times 1 \times 15.5) / (432 \times 1) = 19.3 \text{ [oC]}$$

Da referência [3], temos

$$NUT = -(1+C^2)^{-0.5} \times \ln \left(\frac{2/\epsilon - 1 - C - (1+C^2)^{0.5}}{2/\epsilon - 1 - C + (1+C^2)^{0.5}} \right)$$

onde $C = C_{\text{mín}}/C_{\text{máx}} = 20.9/432 = 0.0484$
 $NUT_{\text{máx}} = U.A/C_{\text{mín}}$

para $\epsilon = 60\%$ (arbitrada), vem: $N = NUT = 0.941$
 $C_{\text{mín}} = 20.9 \times 1.006 = 21.02 \text{ [Kcal/(h.oC)]}$ ou
 $C_{\text{mín}} = 24.441 \text{ [W/oC]}$
 $U = 1420 \text{ [W/(m2.oC)]}$, referência [4], vem:

$$\text{Area de troca} = A = 0.941 \times 24.441 / 1420.0 = 0.0162 \text{ [m2]}$$

Utilizando tubo de cobre com diâmetro externo = 1/2", vem:

$$A = L \times 3.14 \times D / 1000 \rightarrow L = 0.0162 \times 1000 / (3.14 \times 19.05)$$

$$L = 0.812 \text{ m}$$

Desta forma, podemos utilizar um tubo de cobre com diâmetro externo de 1/2", com dois passes nos tubos, sendo que cada passe terá aproximadamente 40 cm de comprimento (OK!). Nestas circunstâncias, o peso dos tubos será de 1.0 Kg.

CÁLCULO DO SEGUNDO TROCADOR DE TUBO E CARCAÇA

$$Q(\text{cedido salmoura}) = Q(\text{recebido água do mar})$$

$$M_3 \times C_p \times (T_e - T_s) = M_1 \times C_p \times (T_s - T_e)$$

$$410.5 \times 1 \times (100 - T_s) = 432 \times 1 \times 77.9$$

$$T_s = 18.02 \text{ oC (Que é menor que a temperatura de entrada da água do mar, logo } T_s = 20 \text{ oC)}$$

De forma análoga ao que fizemos anteriormente, para

$$C = 410.5 / 432 = 0.9502$$

$$\epsilon = 60\%$$

$$N = 4.74$$

$$U = 1420 \text{ [W/(m2.oC)]}$$
, vem: $A = 1.59 \text{ [m2]}$

Desta forma, podemos utilizar tubos de 1", que resultam num comprimento total dos tubos de 20.0 [m], que podem ser acomodados como mostramos na figura No. 09. O peso dos tubos será de aproximadamente 11.0 [Kg] (OK!).

XI.6 - CÁLCULO DO AQUECEDOR ELÉTRICO
Para "start-up" do sistema

Assumindo um aquecimento de todo o volume de água do mar a 15.5 oC que adentrará o evaporador, teremos:

$$Vol = 18 \times 0.2 \times 3.14 \times (0.034925)^2 / 4 = 0.00345 \text{ [m3]}$$

Adotaremos então um reservatório intermediário com um volume de 0.0035 [m3]. A massa de água a ser aquecida vale

$$M = 0.0035 \times 1045 = 3.66 \text{ [Kg]} \text{ de água do mar.}$$

Daí, potência elétrica = "potência" de aquecimento

$$Pe1 = 4.19 \times 3660 \times 1.006 \times (97.2 - 15.5) / t$$

$$Pe1 = 1260420 / \Delta t \text{ ou}$$

$$ddp^2 / R = 1260420 / \Delta t$$

Para uma ddp eficaz de 110 V, teremos:

$$\Delta t / R = 104.2$$

Se adotássemos uma resistência de 10 ohms, o tempo de aquecimento seria de aproximadamente 1042 s ou 18 minutos. Nestas circunstâncias, a corrente seria de 11 Amperes. Limitando o valor desta última em 3 Amperes, encontramos uma resistência de 35 ohms e um tempo de aquecimento de 61 minutos ou aproximadamente uma hora, que julgamos adequado. Observe-se que, se a corrente disponível for menor, podemos otimizar a resistência e o tempo de aquecimento para não haver esgotamento das baterias do barco.

Para o "start-up" do sistema, a resistência deverá ficar mais tempo ligada do que aquele estimado acima, sem haver fluxo de água do mar, para que comece a ocorrer a evaporação da água, o que possibilitará ligar o compressor, abrir gradativamente a entrada de água do mar e reduzir a corrente na resistência, até que o sistema fique auto-suficiente apenas com o compressor.

XII - COMENTÁRIOS FINAIS

A fig. No. 10 ilustra esquematicamente o equipamento de dessalinização por compressão do vapor imaginado por nós. Evidentemente, não queremos e nem temos a pretensão de esgotar o assunto com tal solução; pretendemos com este trabalho lançar as bases para a construção de um sistema eficaz que dê uma opção a mais para o consumidor de produtos náuticos.

Seria interessante, a partir dos valores aqui obtidos, construirmos um protótipo e testá-lo exhaustivamente, comprovando a teoria utilizada.

Uma observação ainda se faz necessária: para assegurarmos a potabilidade da água produzida em quaisquer circunstâncias, poderíamos colocar em série à nossa unidade um esterilizador ultra-violeta, como aquele apresentado na fig. No. 04.

BIBLIOGRAFIA

=====

- [1] AMERICAN CHEMICAL SOCIETY. Saline Water Conversion. Washington, 1960.
- [2] AZEVEDO NETTO, J. M. e ALVAREZ, G. A. Manual de Hidráulica. São Paulo: Edgard Blucher, 1973.
- [3] HOLMAN, J.P. Transferência de Calor. São Paulo: McGraw-Hill do Brasil, 1983.
- [4] KAKAÇ, S.; BERGLES, A. E. e MAYINGER, F. Heat Exchangers - Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design New York: McGraw-Hill, 1985.
- [5] LATHAM Jr., ALLEN. "Compression Distillation" in Mechanical Engeneering, No. 3, pág. 221, Março 1946.
- [6] POPKIN, ROY. Desalination - Water for the World's Future. New York: Frederick A. Praeger, 1968.
- [7] PROVENZA, F. Projetista de Máquinas. São Paulo: PRO-TEC, quinta edição, 1985.
- [8] ROSEMBERG, A. L. F. "Dessalinizadores: do mar, água potável" in Mar, Vela e Motor, No. 115, pág. 119, Dezembro 1986.
- [9] SPIEGLER, K. S. Salt-Water Purification. New York: John Wiley & Sons, 1962.
- [10] STOECKER, W. F. Refrigeração e Ar Condicionado. São Paulo: McGraw-Hill do Brasil, 1985.

ANEXO " A "

=====

T A B E L A No. 01 - Distribuicao do suprimento
 =====
 mundial de agua

LOCALIZACAO	VOLUME DE AGUA [x 10 ³ m3]	PARTICIPACAO [%]
- Lagos de agua doce	103000	0.0092
- Lagos salgados e mares internos	86000	0.0077
- Media dos rios e corredeiras	1030	0.0001
- Escoamento superficial e Lencois subterraneos	55000	0.0049
- Aguas subterraneas profundas	6872000	0.6129
- Icebergs e geleiras	24052000	2.1452
- Atmosfera	10500	0.0009
- Oceanos	10900000000	97.2190

T A B E L A No. 02 - Principais constituintes da
===== agua do mar

IONS	CONCENTRACAO [PPM]	PARTICIPACAO [%]
- Sodio (Na +)	10561	30.63
- Magnésio (Mg ++)	1272	3.69
- Cálcio (Ca ++)	400	1.16
- Potássio (K +)	380	1.10
- Cloro (Cl -)	18980	55.04
- Sulfato (SO4 --)	2649	7.68
- Bicarbonato (HCO3 -)	142	0.41
- Bromato (Br -)	65	0.19
- Outros sólidos	34	0.10
- Sólidos totais dissolvidos	34483	100.00
- Peso específico (20 °C)	1024.3	[Kg*/m3]

T A B E L A No. 03: Características do escoamento para tubos
 ===== de cobre comerciais

Característica	Tubo Interno	Tubo Medio	Tubo externo
d externo [mm]	11.110	22.230	36.510
d interno [mm]	9.530	20.640	34.930
espessura [mm]	0.790	0.790	0.790
peso [Kg/m]	0.230	0.480	0.800
A molhada [mm ²]	71.330	237.640	570.150
P molhado [mm]	29.940	99.750	179.570
Dh = 4.A/P [mm]	9.530	9.530	12.700
Te [°C]	100.000	15.500	100.000
Ts [°C]	20.000	97.200	35.000
Tmistura [°C]	60.000	56.400	67.500
ρ [Kg/m ³]	983.300	984.800	980.300
μ [Kg/(m.s)]	0.00047100	0.00049800	0.00043000
vazao [m ³ /s]	0.00000556	0.00011500	0.00011000
v [m/s]	0.780	0.485	0.192
Re	1552.000	9141.000	5560.000
Pr	3.010	3.200	2.730
escoamento	Laminar	Turbulento	Turbulento

T A B E L A No. 04: Características do escoamento para tubos
 =====
 de cobre comerciais

Característica	Tubo Interno	Tubo Medio	Tubo externo
d externo [mm]	41.280	44.450	50.800
d interno [mm]	39.690	42.860	49.210
espessura [mm]	0.790	0.790	0.790
peso [Kg/m]	0.9025	0.9732	1.1148
A molhada [mm ²]	1237.230	104.410	350.150
P molhado [mm]	124.690	264.330	294.240
Dh = 4.A/P [mm]	39.690	1.580	4.760
Te [°C]	100.000	15.500	100.000
Ts [°C]	20.000	97.200	35.000
Tmistura [°C]	60.000	56.400	67.500
ρ [Kg/m ³]	983.300	984.800	979.250
μ [Kg/(m.s)]	0.00047100	0.00049800	0.00042000
vazao [m ³ /s]	0.00000556	0.00011500	0.00011000
v [m/s]	0.0045	1.100	0.310
Re	373.000	3437.000	3441.000
Pr	3.010	3.200	2.660
escoamento	Laminar	Transicao	Transicao

ANEXO " B "

=====

GRAFICO No. 01

Densidade e cloridade da água do mar

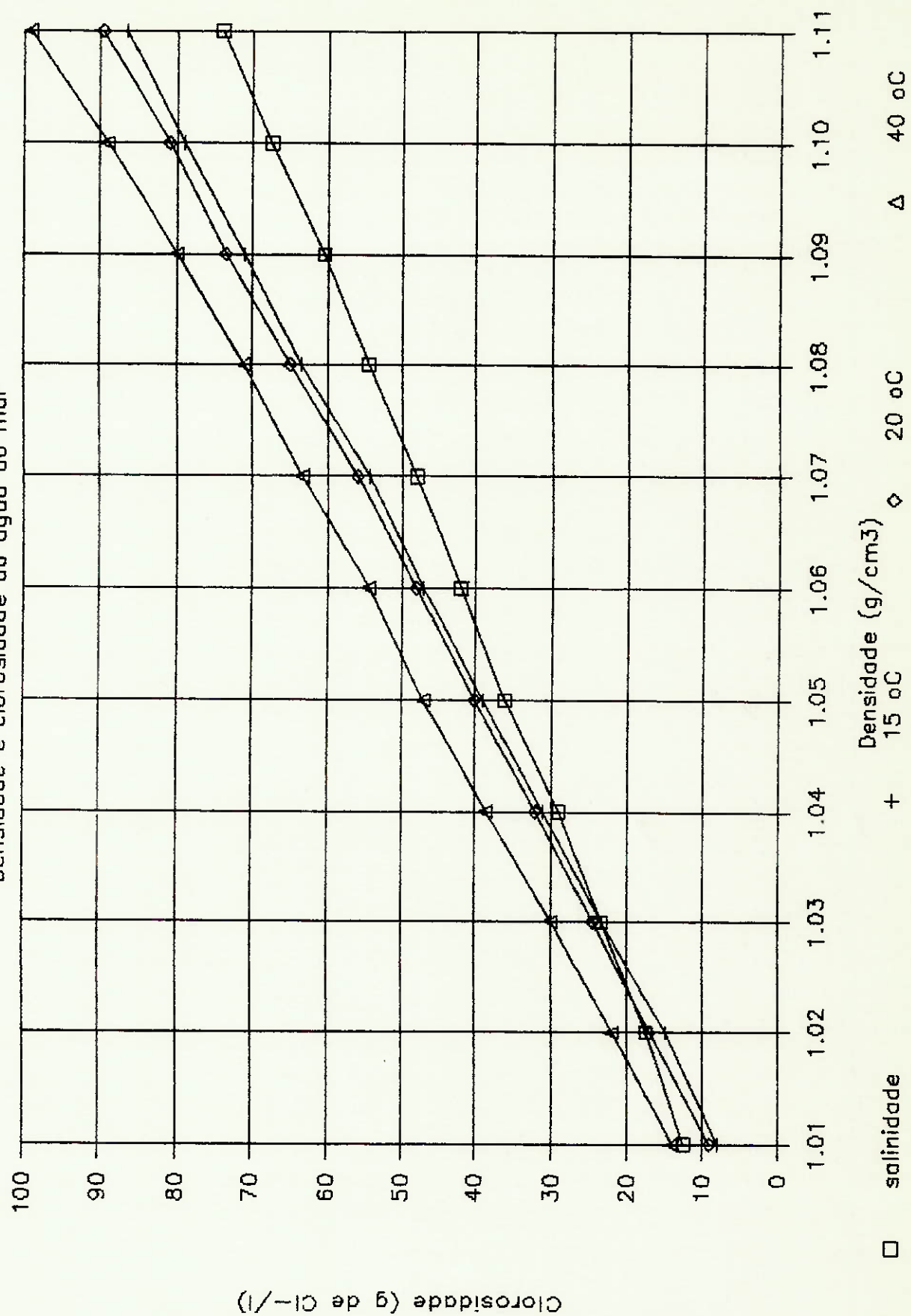


GRAFICO No. 02

Variação da viscosidade da água do mar

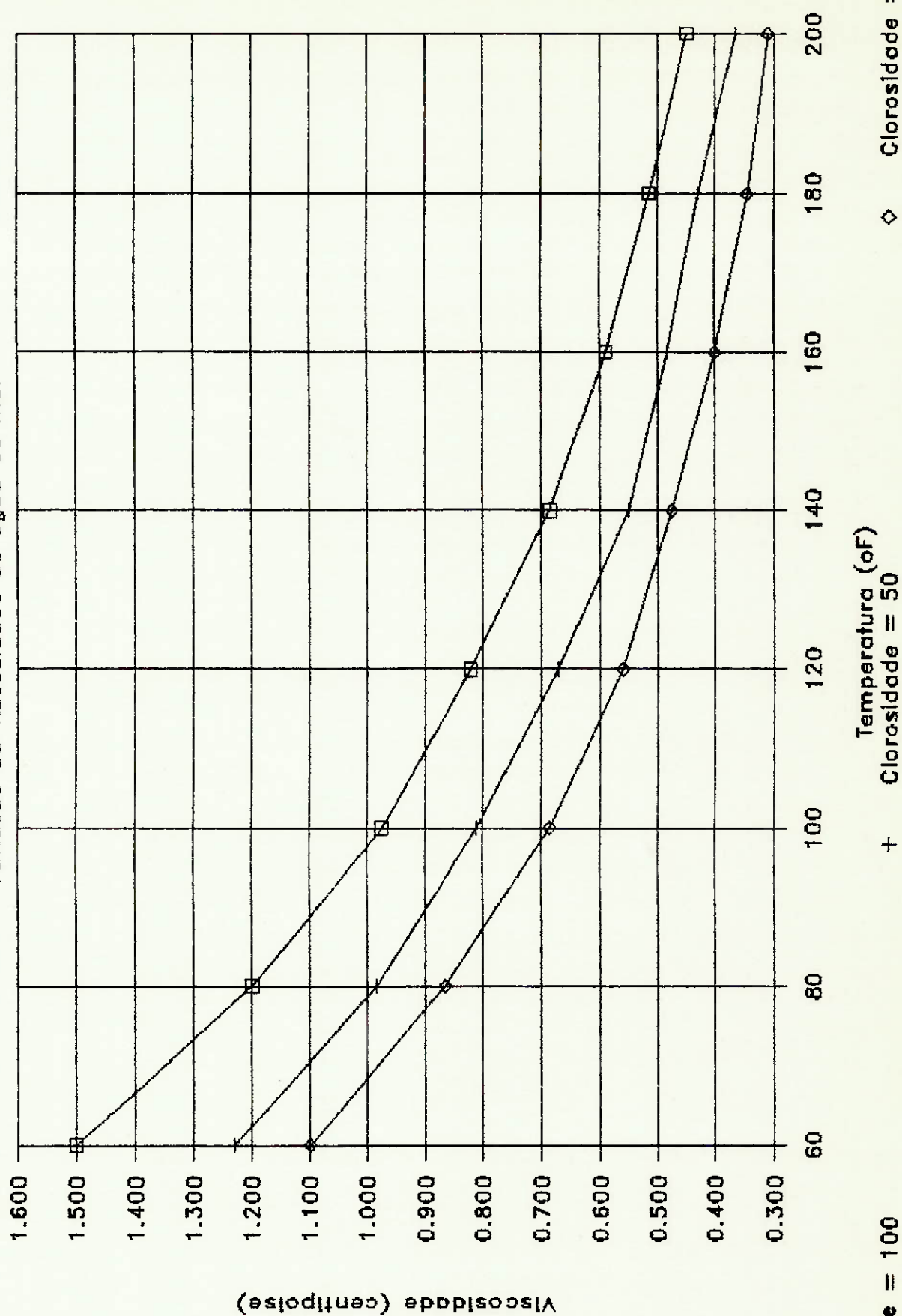


GRAFICO No. 03

Aumento pto. ebulcao - agua do mar

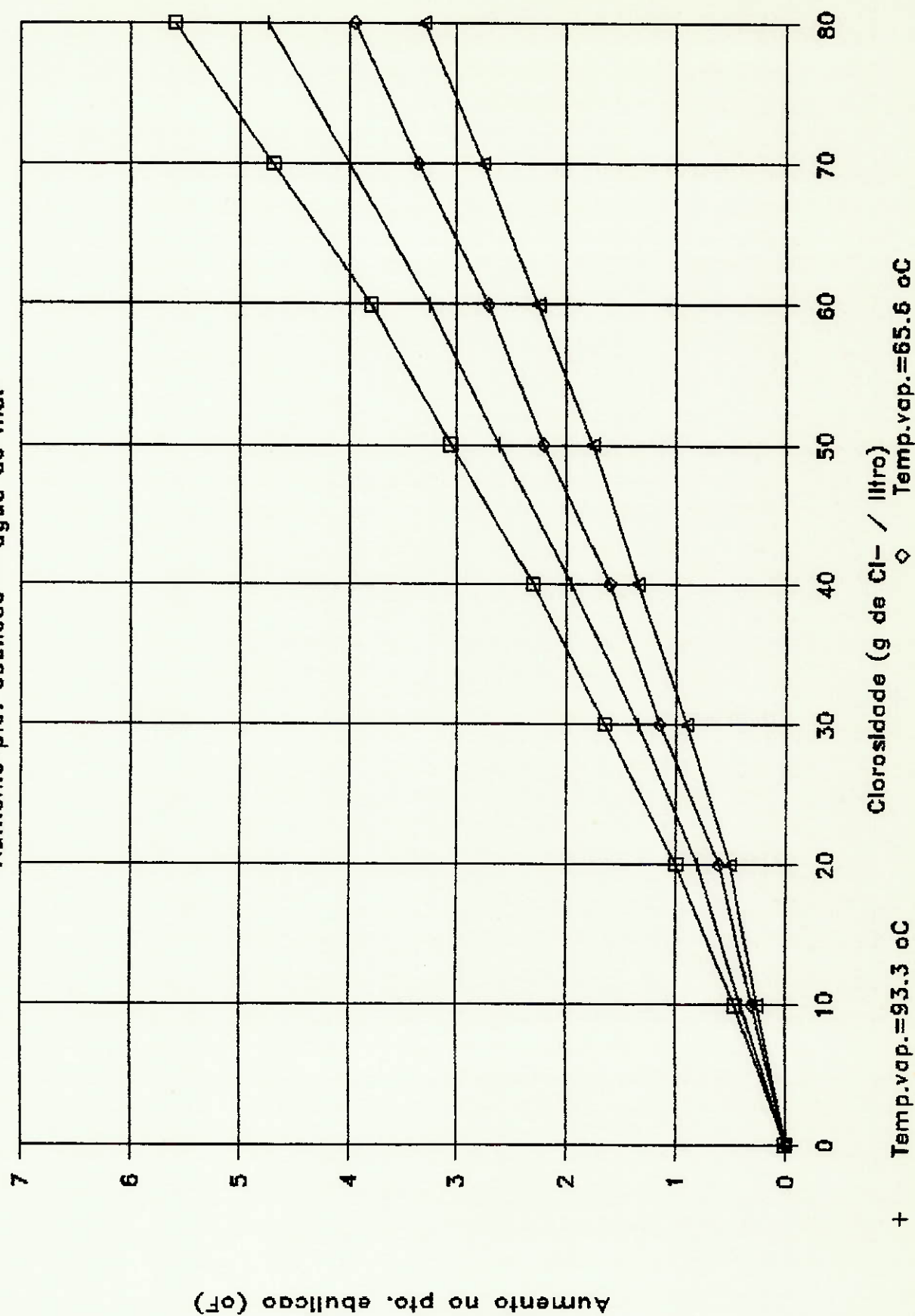


GRAFICO No. 04

Solubilidade do $MgCl_2$ e do $NaCl$ em agua

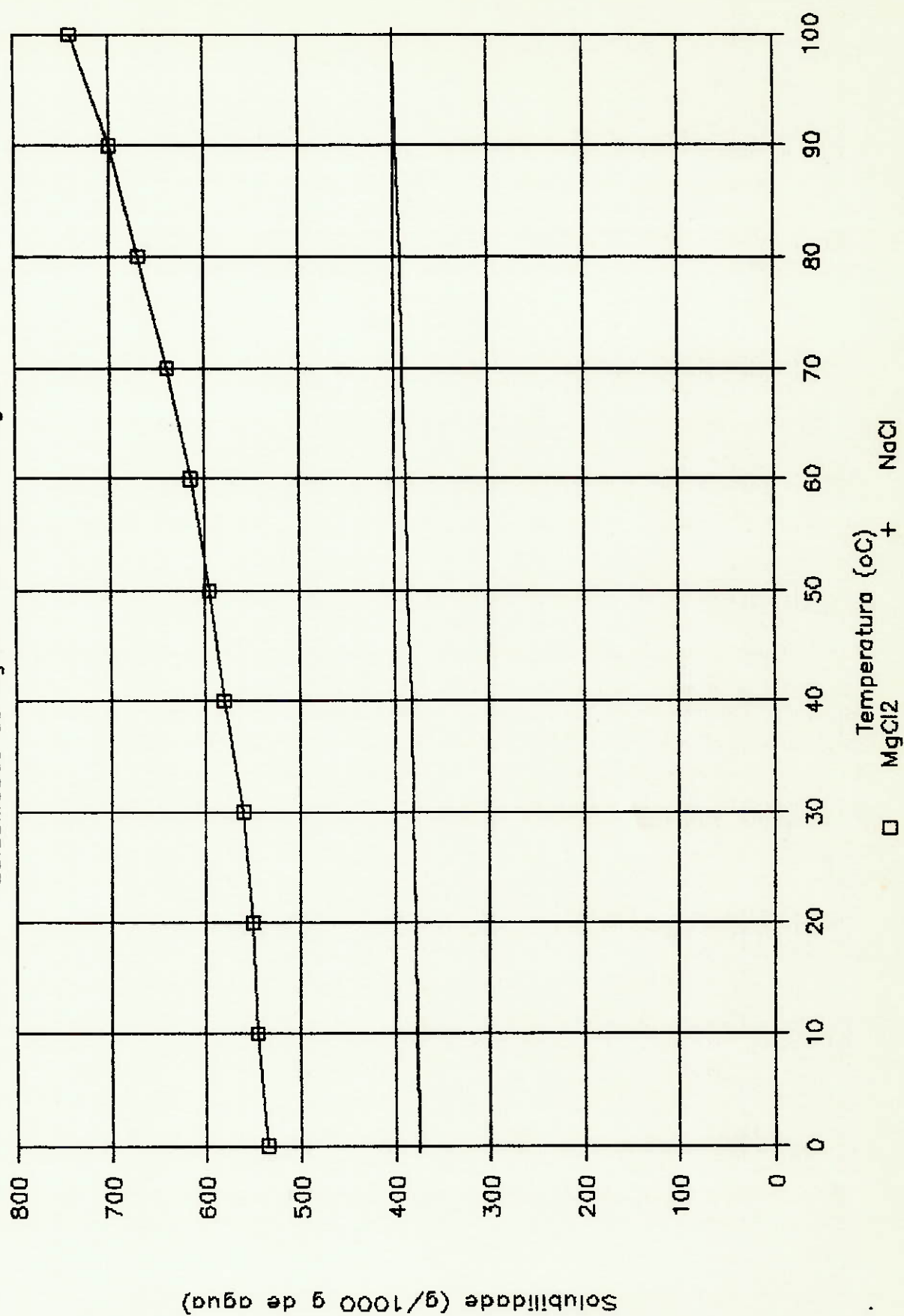


GRAFICO No. 05
Solubidade do CaSO_4 em água

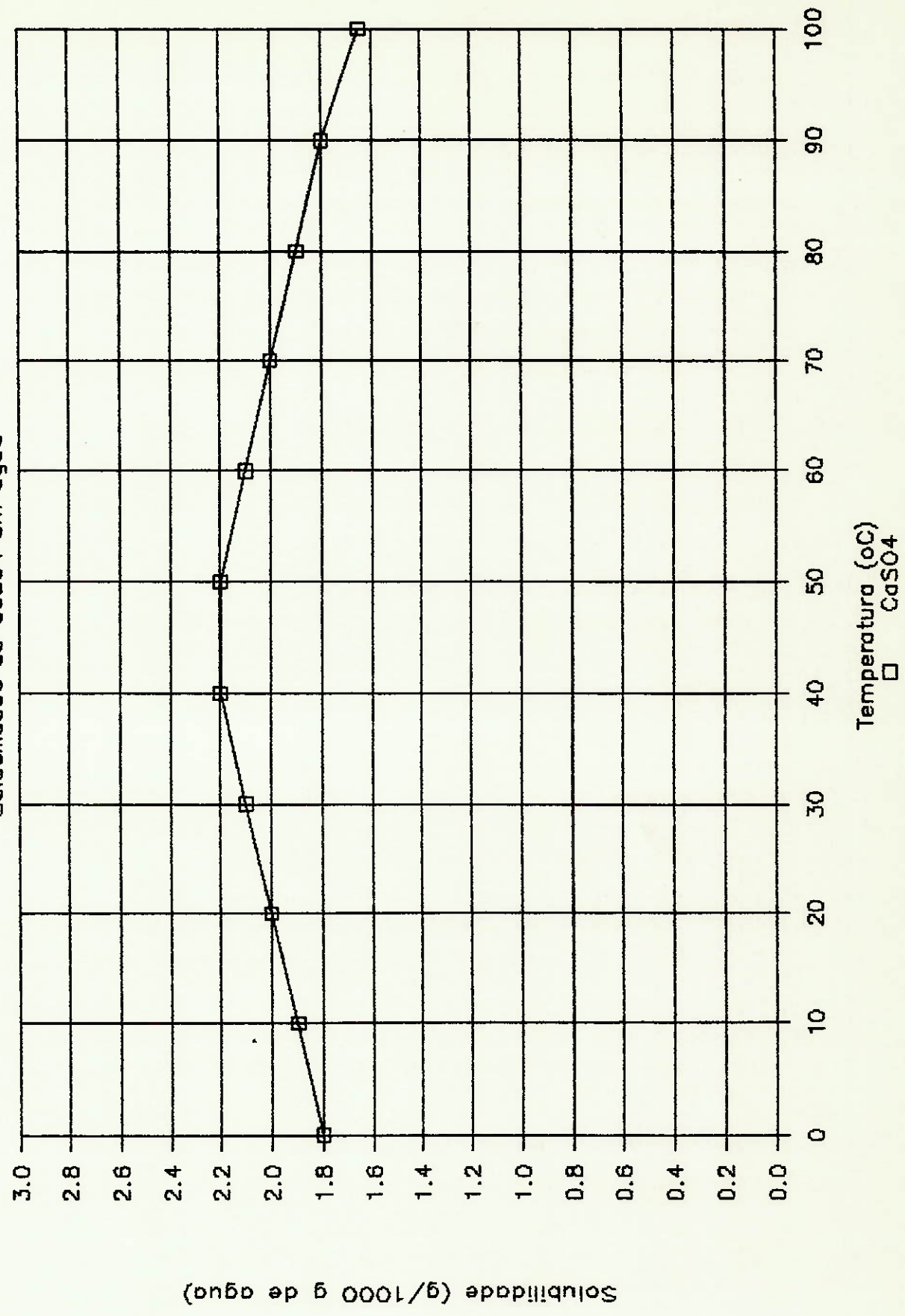
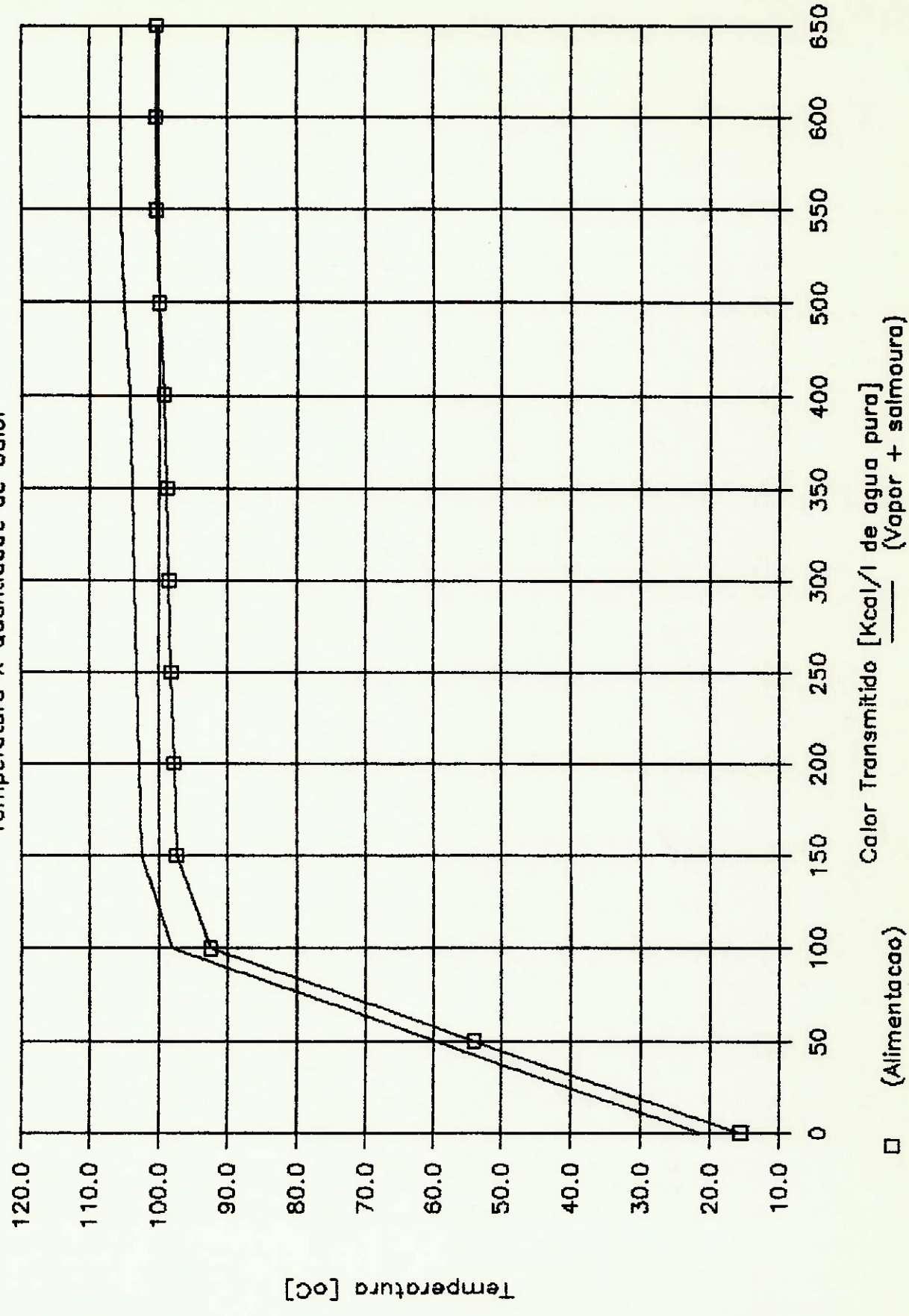


GRAFICO No. 06

Temperatura X Quantidade de Calor



ANEXO " C "

=====

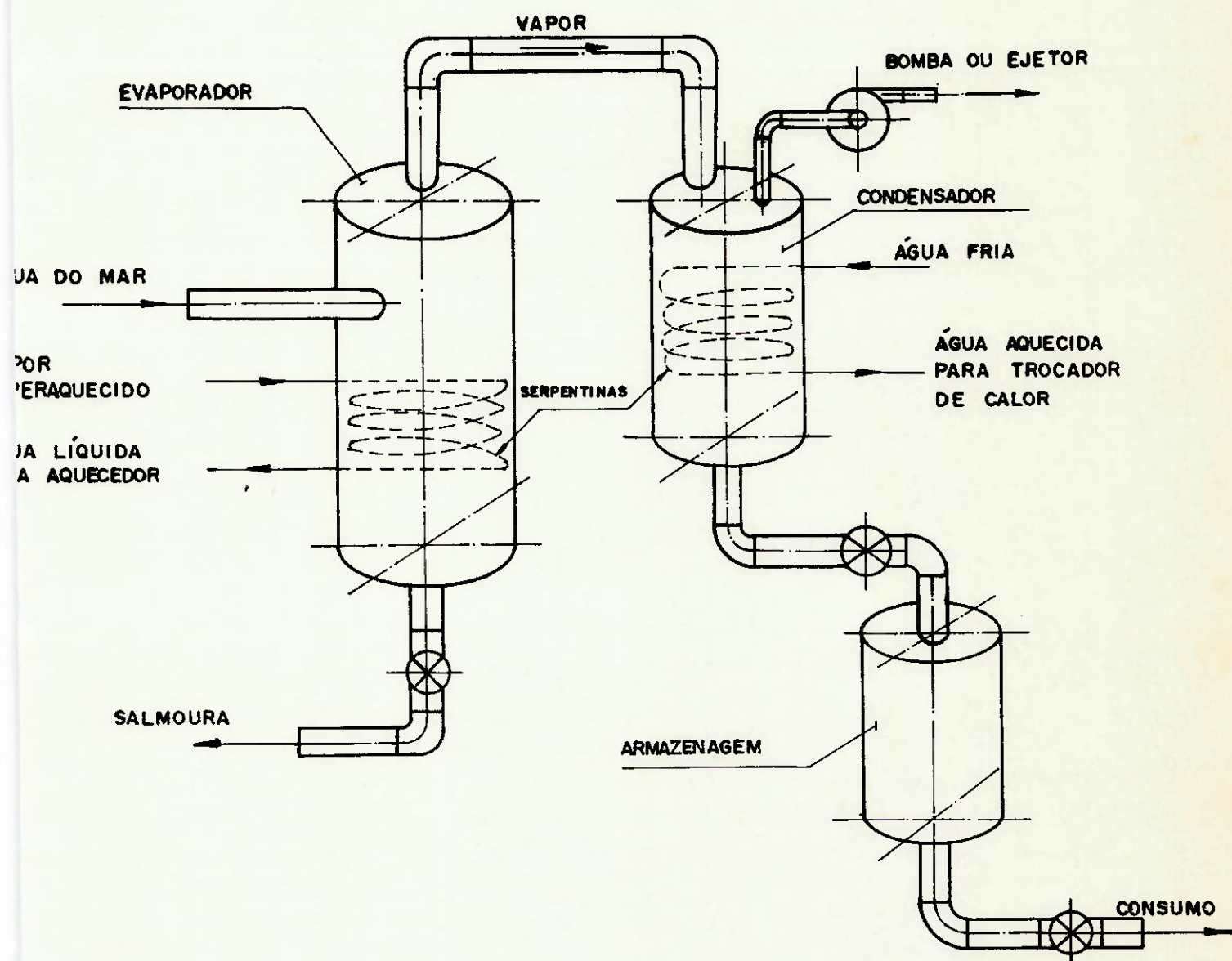
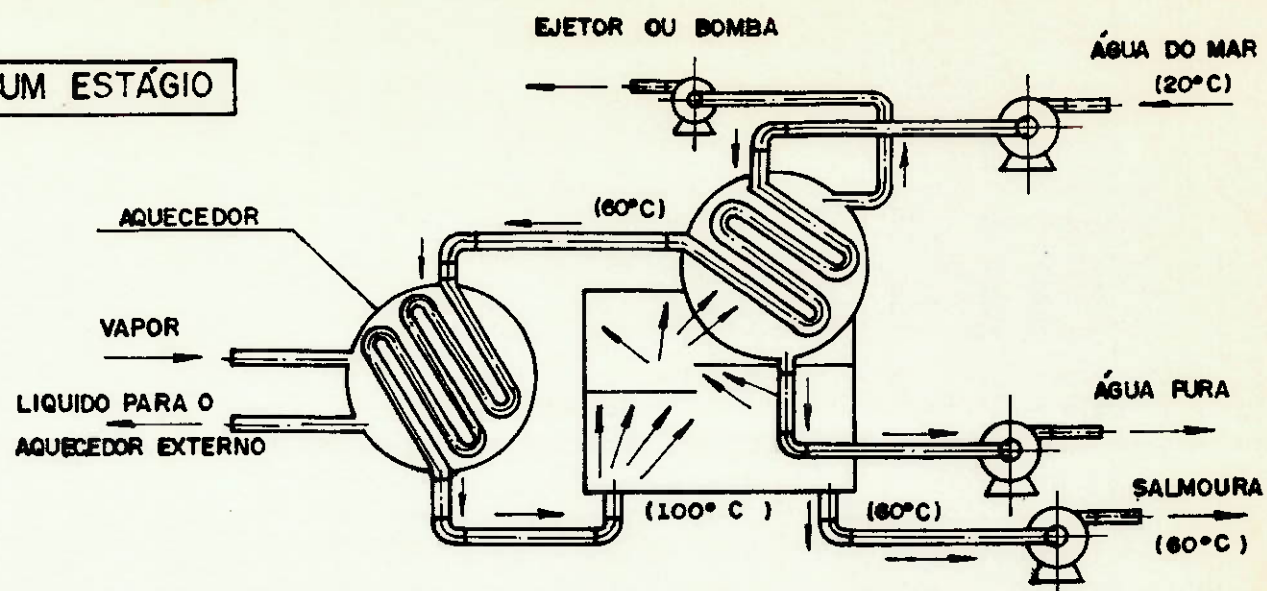
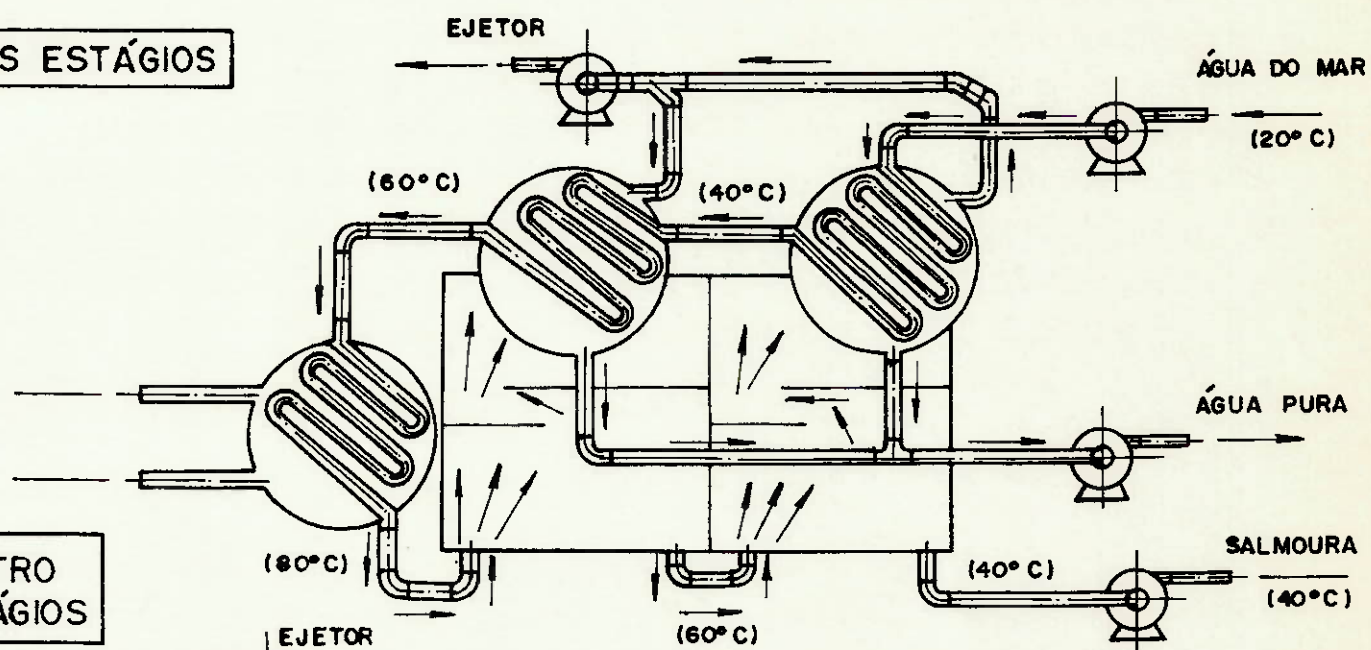


FIGURA No. D1: Destilação simples em um único estágio
=====

APENAS UM ESTÁGIO



DOIS ESTÁGIOS



QUATRO ESTÁGIOS

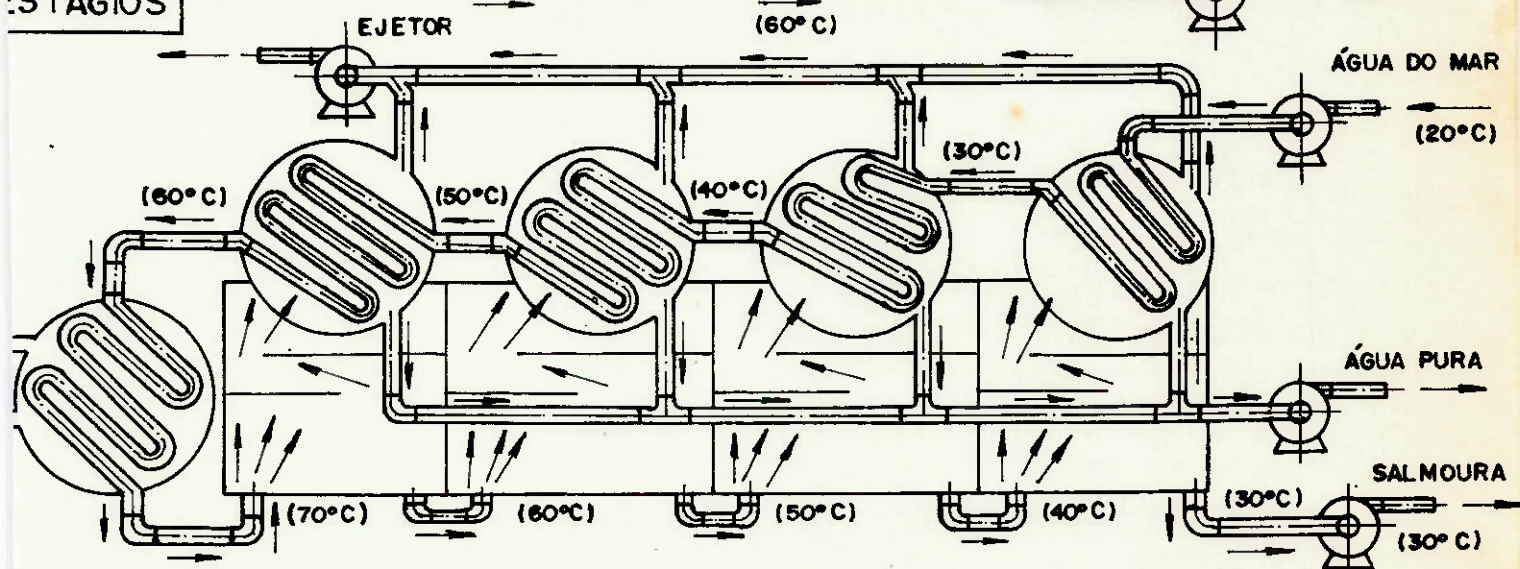


FIGURA No. D2: Sistemas de destilação com gás de flash
=====

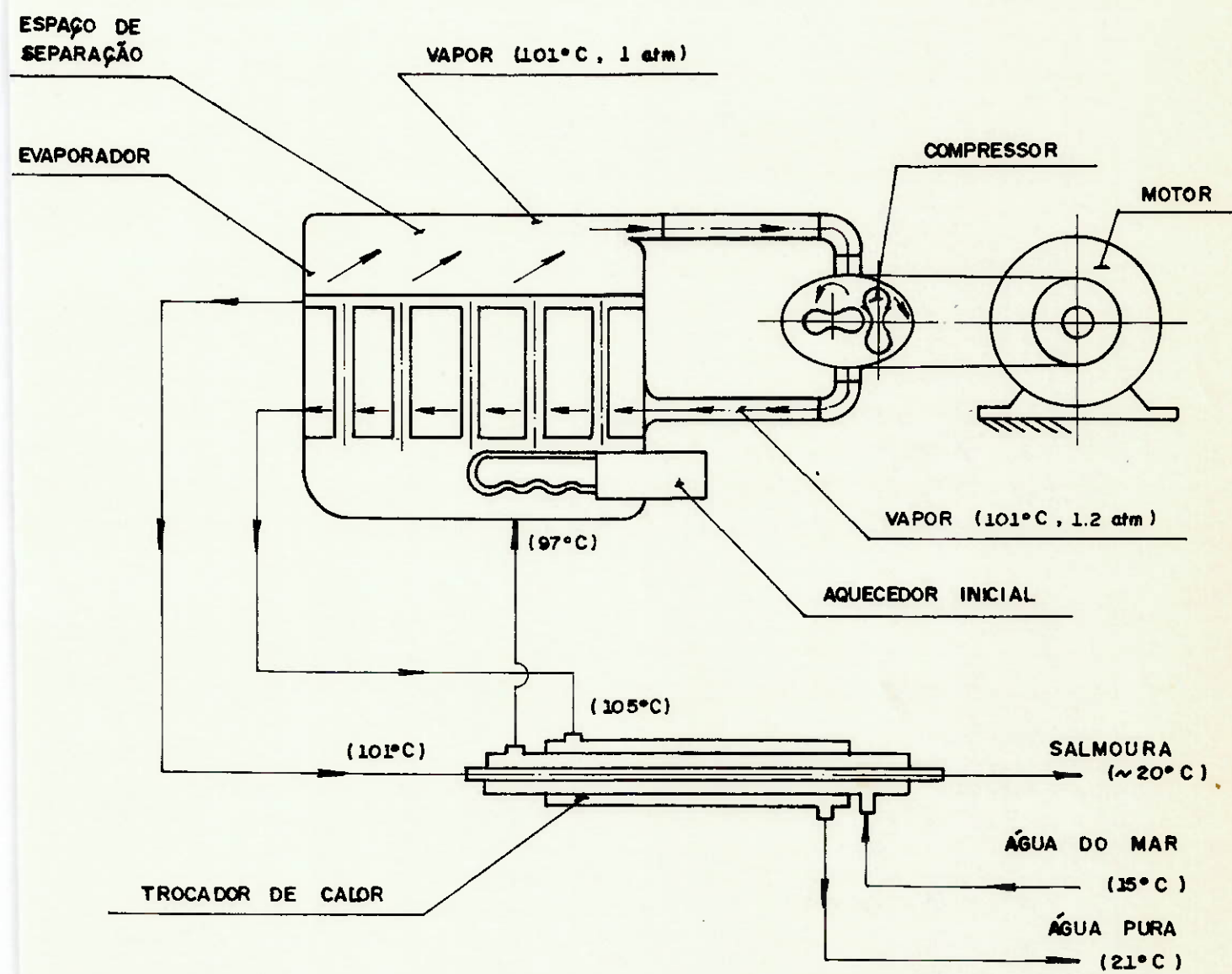


FIGURA No. 03: Sistema básico de destilação com compressão do
===== vapor

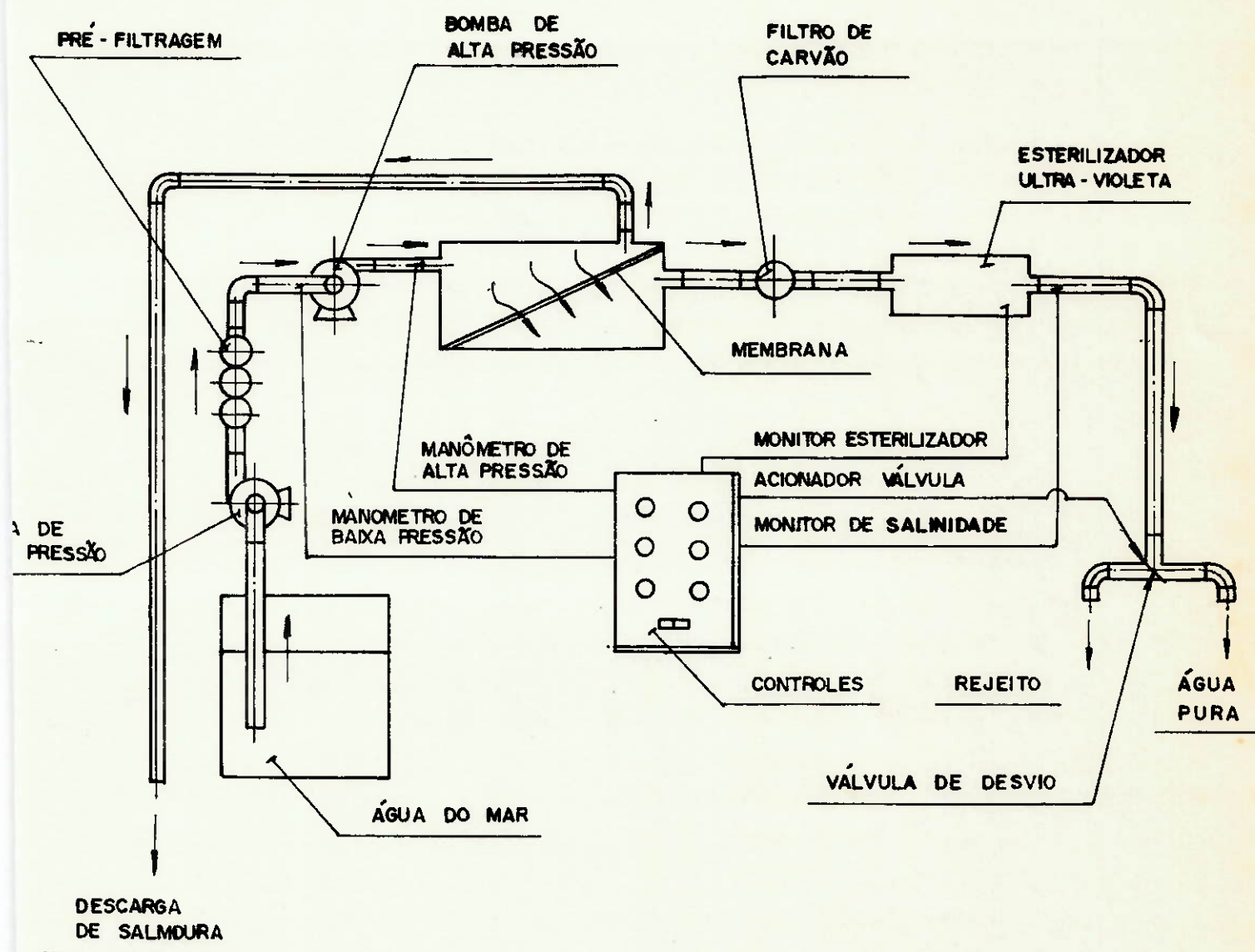


FIGURA No. D4: Sistema básico de geração de água potável por
===== osmose reversa

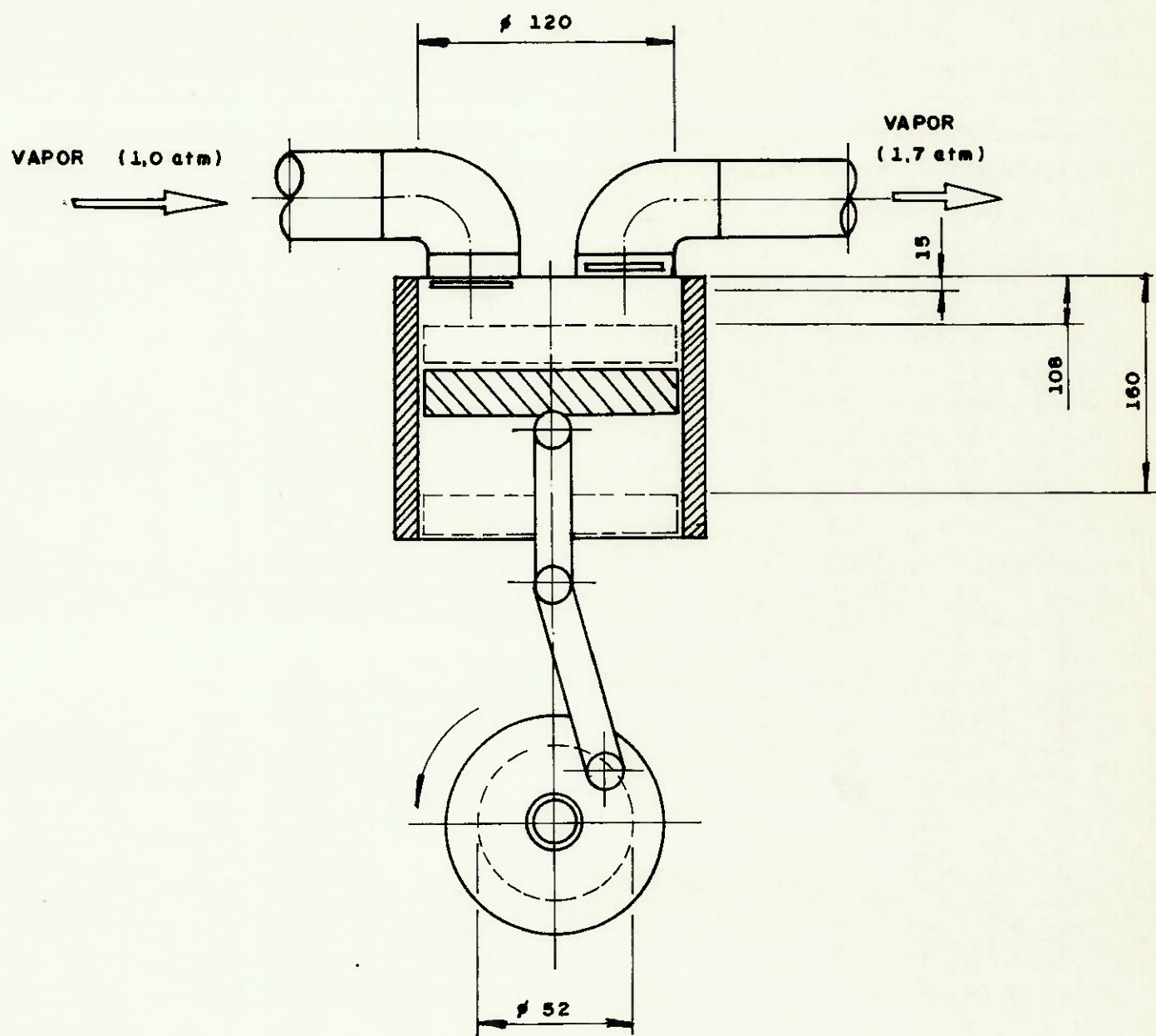


FIGURA No. 05: Representação esquemática do compressor
===== utilizado

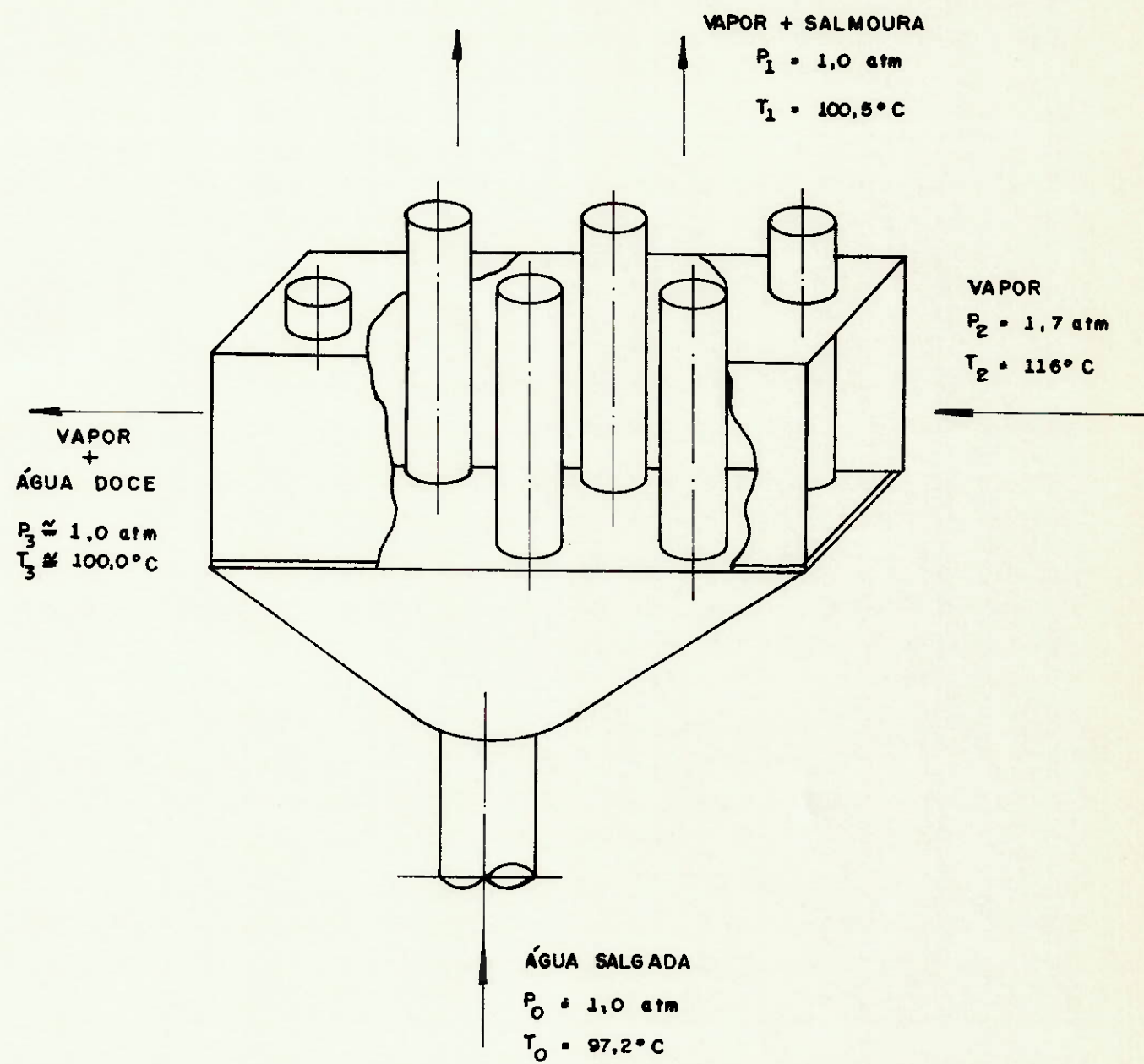


FIGURA No. 06: Temperaturas e pressões no evaporador
=====

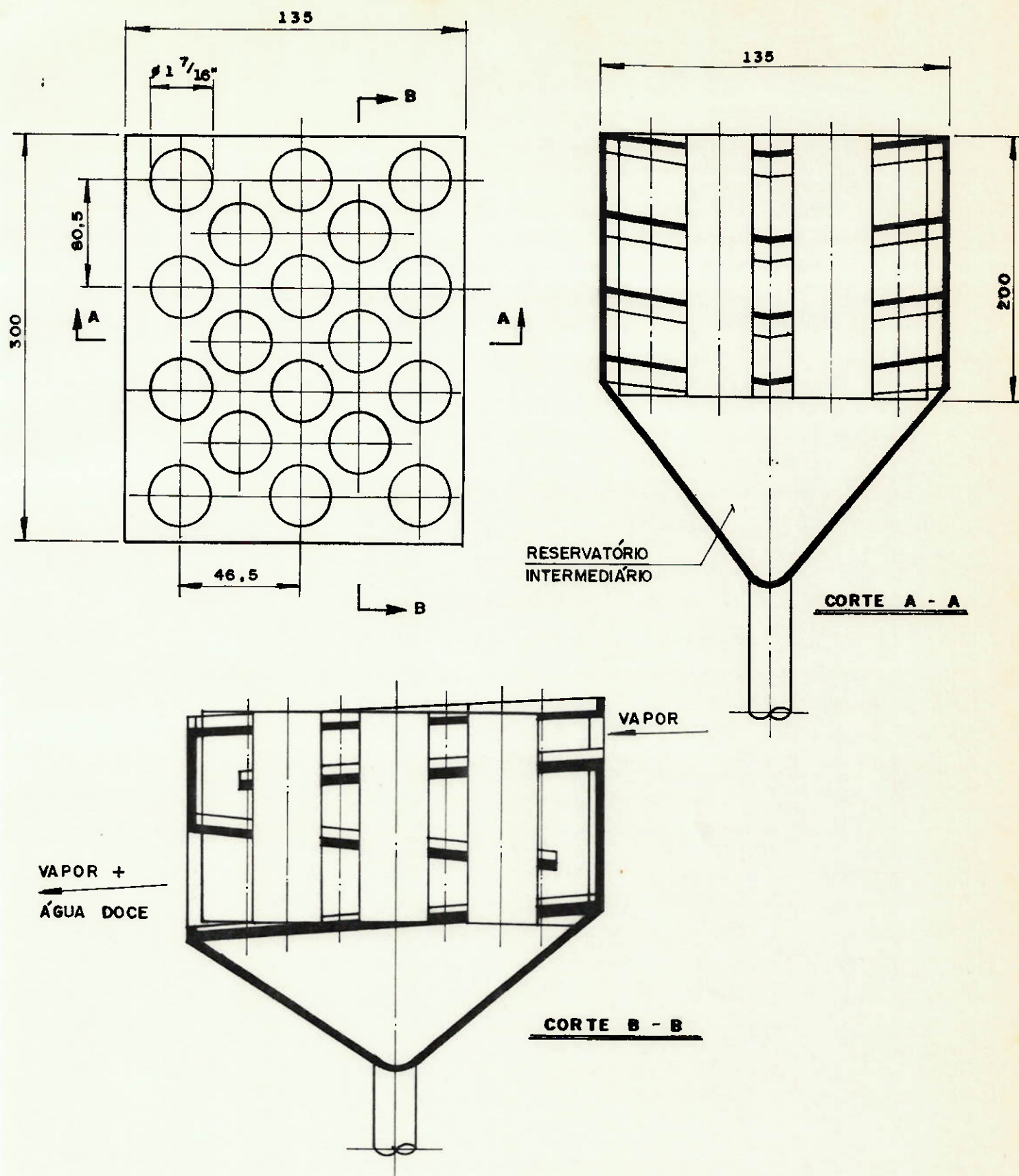


FIGURA No. 07: Lay-out e dimensões básicas do evaporador
=====

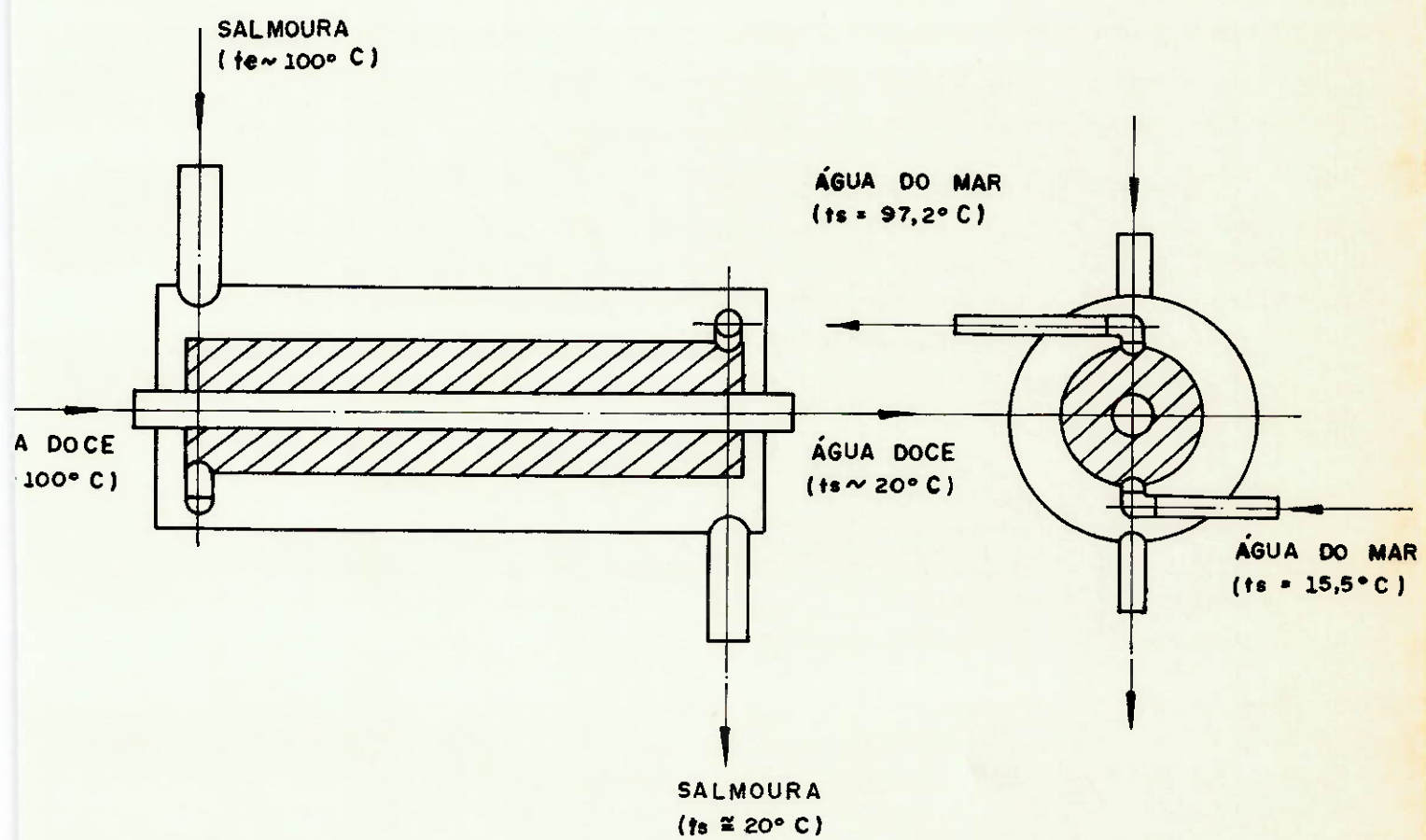


FIGURA No. DB: Trocador de calor inicial segundo [5]
 =====

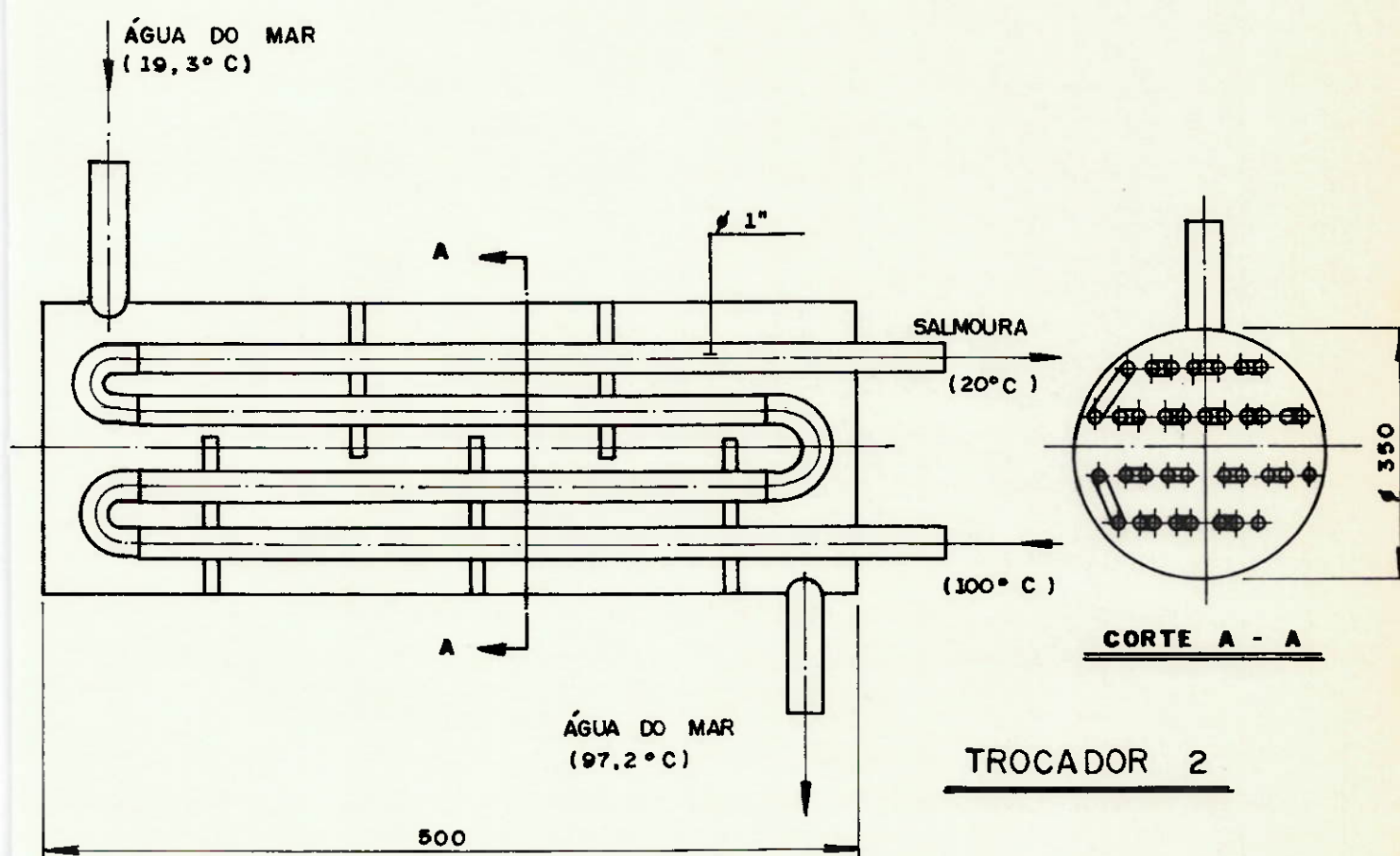
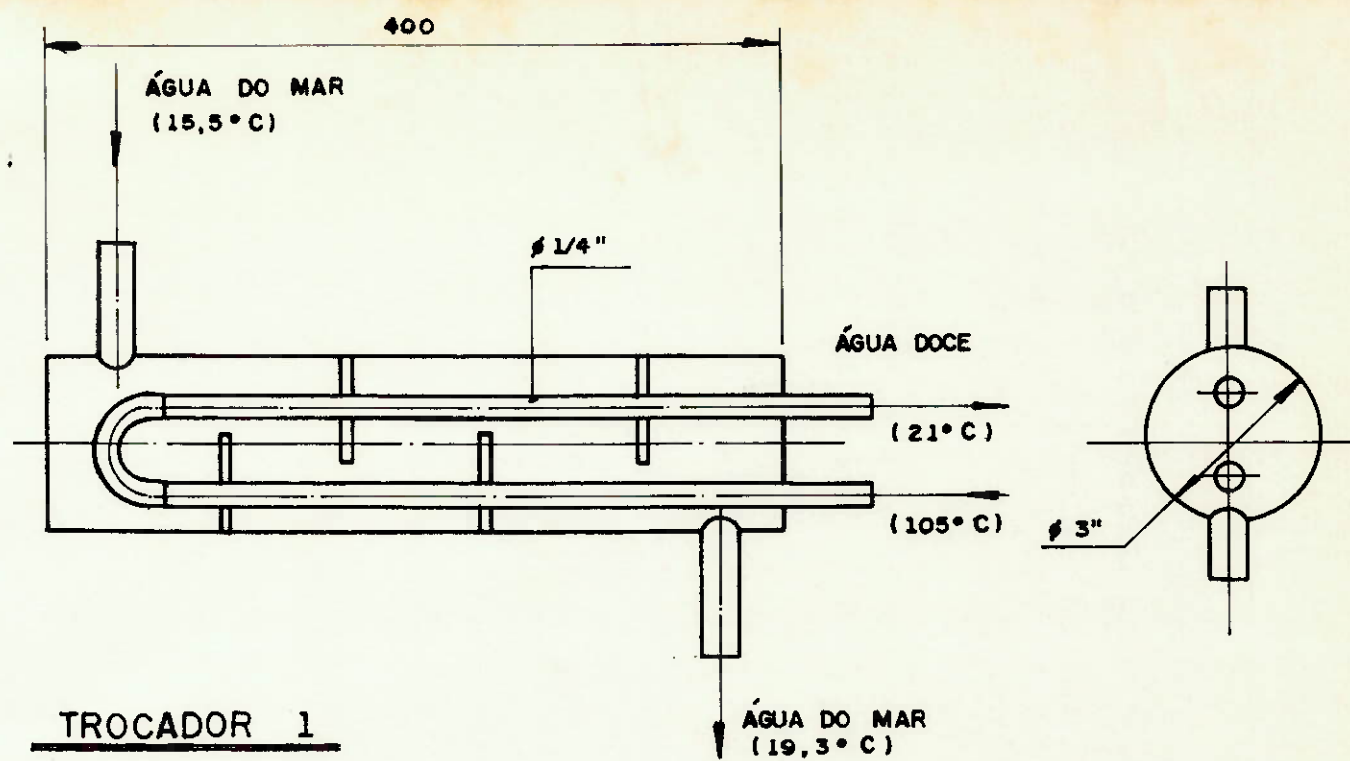


FIGURA No. 09: Trocadores de calor iniciais - tubo e carcaça
=====

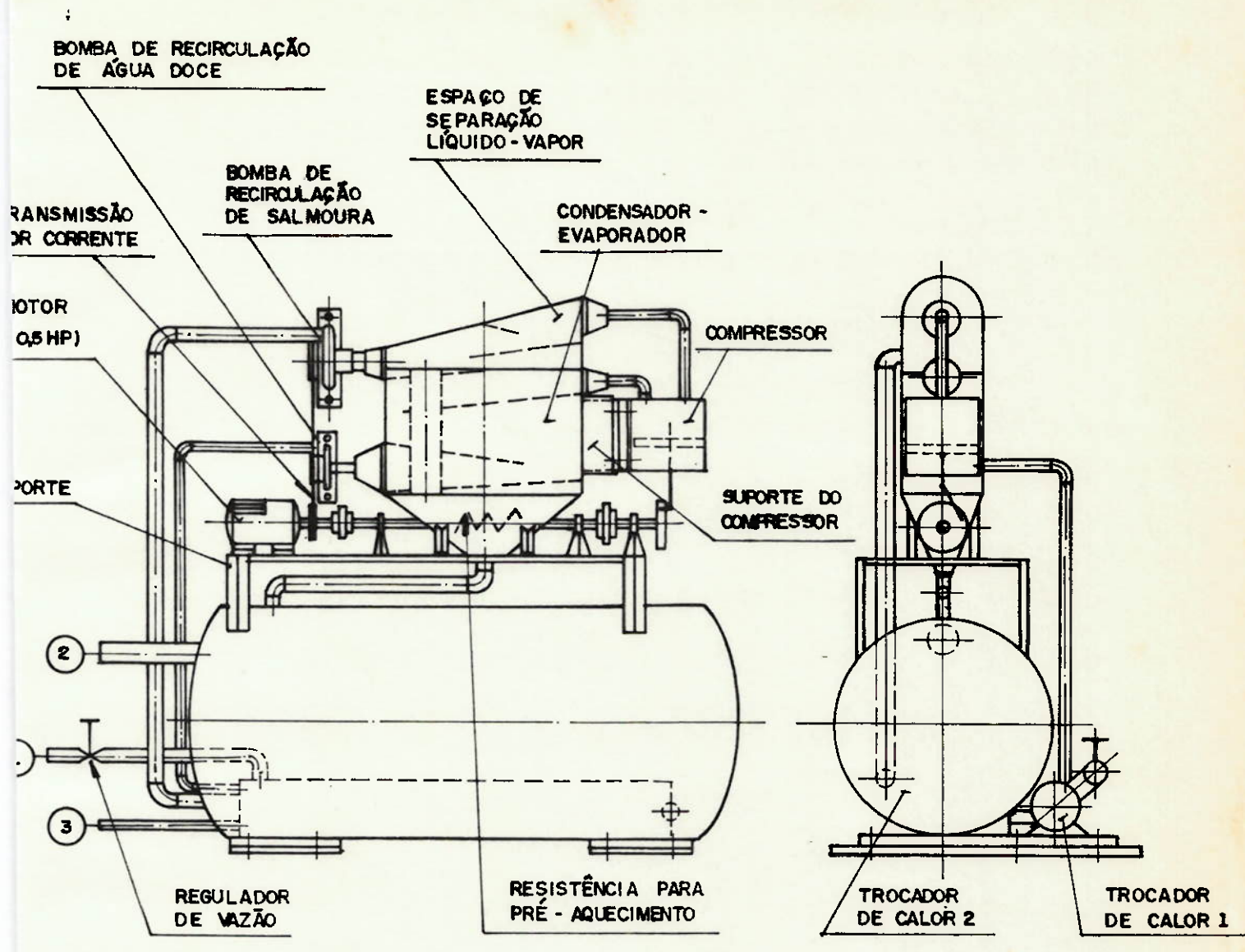


FIGURA No. 10: Lay-out do sistema proposto
 =====