

UNESP
Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá

Guaratinguetá
1979



GOVERNO DO ESTADO DE SÃO PAULO

UNIVERSIDADE ESTADUAL PAULISTA "JÚLIO DE MESQUITA FILHO"

FACULDADE DE ENGENHARIA

DE

GUARATINGUETÁ

B O M B A S D E V Á C U O - UMA SOLUÇÃO ECOLÓGICA

Por: Valdyr Alfredo Panneitz - Eng^o Químico M.Sc. D.Sc. (TAUBATÉ)

TESE SUBMETIDA PARA OBTENÇÃO DO GRÁU DE LIVRE DOCÊNCIA

Guaratinguetá, 11 de janeiro de 1979

00102

193



À MINHA MÃE

À MINHA ESPOSA

À ANA CLAUDIA

AO LUIZ HENRIQUE

GRATIDÃO

AMOR

DEDICAÇÃO

CARINHO



A G R A D E C I M E N T O

SUMÁRIO

Este trabalho foi realizado graças às oportuni-
dades, literatura e instalações propiciadas pelas INDÚSTRIAS
QUÍMICAS RESENDE S.A. e SANDOZ DO BRASIL S.A.

Ao Sr. Prof. DARWIN BASSI - atual Diretor, e
ao Sr. Prof. GILBERTO FILIPPO FERNANDES - Ex-Diretor da Facul-
dade de Engenharia de Guaratinguetá, meus agradecimentos e re-
conhecimento por todas as oportunidades recebidas.

Ao meu prezado companheiro - ex-aluno e asses-
sor, Prof. VAGNER JOSÉ OLIVA, minha gratidão pelos estímulos,
apoio e contribuições para que meu objetivo final fosse atingi-
do.

*

SUMÁRIO

O presente trabalho após analisar os processos e operações que envolvem o emprego de Bombas de Vácuo, bem como, após apresentar e analisar as técnicas de vácuo, enumera os problemas ecológicos decorrentes do mau emprego dessas técnicas.

Sugere em complementação as medidas a serem tomadas para evitar a poluição ambiental decorrente da descarga de poluentes na atmosfera e nos esgotos industriais. Essas medidas visam equipar uma Bomba de Vácuo de tal modo a se transformar em uma ecobomba que permitirá a condensação e absorção dos vapores de solventes. Visam ainda a escolha do melhor valor do vácuo empregado para alguns solventes mais empregados nas indústrias químicas.

* * *

Í N D I C E

	Pág.
<u>CAPÍTULO I - Generalidades</u>	
I.1. Generalidades sobre máquinas	01
I.2. Principais tipos de compressores e bombas de vácuo	02
I.3. Ventiladores	03
I.4. Características e emprego	03
I.5. Problemas Ecológicos	05
<u>CAPÍTULO II - Cristalização e Evaporação</u>	
II.1. Generalidades	06
II.2. Equipamentos de Cristalização	06
II.3. Evaporadores de Cristalização	08
II.4. Rendimento do Cristalizador a vácuo	12
II.5. Cristalização tipo Krystal	21
II.6. Problema de custos de cristalização	24
II.7. Conclusões preliminares	26
<u>CAPÍTULO III - Sublimação - Secagem</u>	
III.1. Generalidades	27
III.2. Emprego da sublimação	30
III.3. Limites da sublimação	31
III.4. Cálculos para a sublimação	32
III.5. Aplicações da secagem	41
III.6. Princípios básicos	42
III.7. Projeto das linhas de vácuo	49
III.8. Conclusões preliminares	52
<u>CAPÍTULO IV - Bombas de Vácuo</u>	
IV.1. Generalidades	53
IV.2. Bombas de anel líquido	53
IV.3. Bombas de vácuo para gases	58
IV.4. Conclusões preliminares	60
<u>CAPÍTULO V - Problemas decorrentes do emprego inde<u>qu</u>ado de bombas de vácuo</u>	
V.1. Tratamento de águas residuais	62
V.2. Regeneração com solvente	65



V.3. Inceneração de resíduos industriais	68
V.4. Conclusão preliminar	70

CAPÍTULO VI - Técnica de vácuo

VI.1. Generalidades	71
VI.2. Instalações à vacuo	75
VI.3. Sistemas de condensação	77
VI.4. Regulagem de vácuo	80
VI.5. Escolha do melhor vácuo	80
VI.6. Vedação da instalação	85
VI.7. Bombas ecológicas ou ecobombas	85
VI.8. Ecogramas de destilação	92
VI.9. Exemplo prático	92
VI.10. Conclusão	96

BIBLIOGRAFIA	100
--------------	-----

*

ELEMENTOS	COMPRESSORES	VENTILADORES
Elevação de pressão $\Delta p = p_2 - p_1$	Grande $\Delta p > 1/10 \text{ atm}$	Pequena $\Delta p < 1/10 \text{ atm}$
Variação do peso específico	<p>grande</p>	<p>Desprezível</p>
Vazão	Pequena	Grande

C A P Í T U L O I

GENERALIDADES

1.1. GENERALIDADES SOBRE MÁQUINAS USADAS PARA VARIAR A PRESSÃO

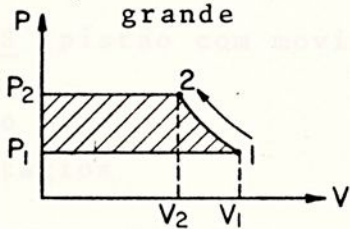
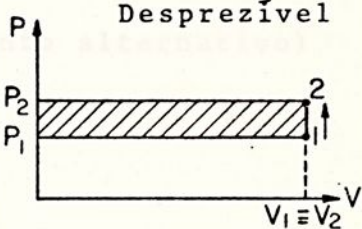
De maneira genérica, denominamos COMPRESSORES às máquinas que movimentam o ar ou outros gases, elevando a pressão de p_1 para p_2 ($p_2 > p_1$).

Então $\Delta p = p_2 - p_1$ (elevação de pressão)

e $r = \frac{p_2}{p_1}$ (relação de compressão)

Mais especificamente, denominamos COMPRESSORES às máquinas que produzem elevação de pressão a 1/10 atmosfera, enquanto que as que produzem elevação de pressão abaixo de 1/10 atmosfera são denominadas VENTILADORES.

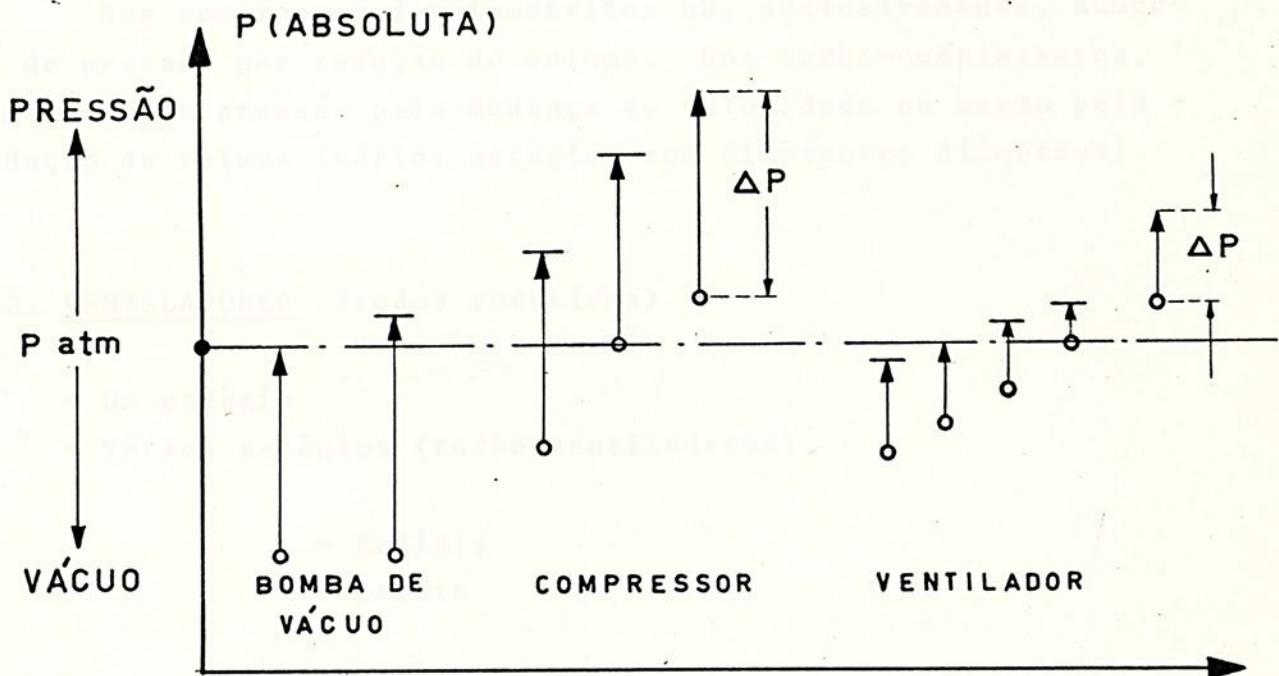
Podemos resumir no quadro abaixo, a diferença entre compressores e ventiladores

ELEMENTOS	COMPRESSORES	VENTILADORES
Elevação de pressão $\Delta p = p_2 - p_1$	Grande $\Delta p > 1/10 \text{ atm}$	Pequena $\Delta p < 1/10 \text{ atm}$
Variação do peso específico	<p>grande</p> 	<p>Desprezível</p> 
Vazão	Pequena	Grande

Com relação à pressão p_1 , usualmente, esta é, a pressão atmosférica, podendo, no entanto, em certos casos, ser uma pressão menor ou maior que a atmosfera.

Quando p_1 é muito menor que a pressão atmosférica e a pressão p_2 é igual ou pouco maior que a atmosférica, é comum a denominação de BOMBA DE VÁCUO.

A figura que se segue mostra os campos de pressão em que podem trabalhar estas máquinas.



1.2. PRINCIPAIS TIPOS DE COMPRESSORES E BOMBAS DE VÁCUO

1.2.1. ALTERNATIVOS (pistão com movimento alternativo)

- Um estágio
- Vários estágios

1.2.2. ROTATIVOS

- Um estágio (compressores volumétricos)

- Páletas
- Pêndulo
- Anel Líquido
- Lóbulos
- Engrenagens

- Vários estágios (Turbo-compressores)

- Centrífugas ou radiais
- Axiais

Nos compressores volumétricos há, exclusivamente, aumento de pressão por redução de volume. Nos turbo-compressores, aumenta-se a pressão pela mudança de velocidade ou mesmo pela redução de volume (vários estágios com diferentes diâmetros).

1.3. VENTILADORES (todos rotativos)

- Um estágio
- Vários estágios (turbo-ventiladores)

- Radiais
- Axiais

Quanto à transformação de energia, na modalidade a pistão, a transformação de trabalho, em energia de pressão, é direta; ao passo que na modalidade fluxo existe a transformação intermediária em energia cinética, ou seja:

$$\begin{array}{l} \text{Fluxo} \dots\dots\dots W \longrightarrow E_c \longrightarrow E_p \\ \text{A pistão} \dots\dots\dots W \longrightarrow E_p \end{array}$$

1.4. CARACTERÍSTICAS E EMPREGO

As máquinas de fluxo são sempre de escoamento contínuo, enquanto que as de pistão podem ser de escoamento contínuo ou

intermitente.

Quanto ao emprego, de maneira geral, tem-se:

- Pistão: para grandes pressões e pequenas vazões
- Fluxo: para pequenas pressões e grandes vazões

Em qualquer das modalidades, amplia-se o campo de pressão, recorrendo-se a vários estágios, passando-se às denominações de turbo-compressores e turbo-ventiladores.

Para a modalidade fluxo, tem-se ainda a subdivisão assim empregada:

- Axiais: para pressões menores e vazões maiores
- Radiais: para pressões maiores e vazões menores

Emprega-se os compressores para a obtenção de ar comprimido para pintura, ferramentas pneumáticas, limpeza de peças, extração de água, compressão de gases industriais, em sistemas frigoríficos de compressão, etc.

Os compressores axiais de fluxo são projetados com rendimento de compressão relativamente alto e, sendo capazes de manipular grandes quantidades de ar, têm largo emprego nas turbinas a gás, tanto nas estacionárias, como também em aviões e outros tipos de instalações.

Os radiais, relativamente, manipulam menores quantidades de fluído, empregando-se, no entanto, para maiores pressões

Os ventiladores são empregados na "tiragem" de caldeiras e fornos para ventilação, ar condicionado, transporte pneumático e outros fins.

Já as BOMBAS DE VÁCUO são usadas para obtenção de ambien

tes rarefeitos, experiências de laboratório, secagem a vácuo e destilação a vácuo.

1.5. PROBLEMAS ECOLÓGICOS

Do exposto, verifica-se que, das máquinas apresentadas, a única que poderá apresentar problemas de ordem ecológica é a BOMBA DE VÁCUO. Esta, ao provocar o vácuo no recipiente de secagem, ou de destilação, poderá, ou melhor, forçosamente arrastará, com o ar retirado, gases do sólido a ser secado ou do líquido a ser destilado.

Este motivo levou-nos a estudar o problema, tendo em vista que as BOMBAS DE VÁCUO são estudadas, apenas visando apresentar o melhor rendimento, isto é, o melhor vácuo e, consequentemente, um grande arraste de solventes.

C A P Í T U L O I ICRISTALIZAÇÃO - EVAPORAÇÃOII.1- GENERALIDADES

A cristalização é um importante processo industrial, tendo em vista a quantidade enorme de materiais apresentados no mercado sob a forma de cristais. É amplamente empregada - como forma de purificação, graças ao alto grau de pureza obtido através deste processo.

Este processo industrial pode ser realizado por meio de vaporização, fusão ou solidificação e normalmente envolve a formação de soluções.

A formação de cristais, com sua variedade de formas e tamanhos, é um problema sério que exigiu estudos de vários autores e levou a várias soluções, mediante o emprego de um sem número de tipos de cristalizadores.

O objetivo de nosso trabalho leva-nos apenas a detalhar o problema de cristalização, que exige a formação de vácuo e, conseqüentemente, emprego de bombas de vácuo.

II.2- EQUIPAMENTOS DE CRISTALIZAÇÃO

Os equipamentos empregados na cristalização são classificados de acordo com os processos usados para se obter esta cristalização e assim divididos:



- Cristalização de Supersaturação: a supersaturação é produzida pelo resfriamento, sem uma evaporação substancial, e podem ser subdivididos em:

- Resfriamento à temperatura ambiente, por convecção natural. Exemplo: Bacias de Cristalização.

- Resfriamento através de um líquido de refrigeração, absorvendo calor através de superfície de metal. Exemplo: Cristalizador Howard - cristalizador tipo batelada com agitação.

- Cristalizadores com supersaturação obtida através de evaporação, sem resfriamento substancial, onde o calor para a evaporação é transferido para a solução através da superfície metálica.

- Cristalizadores a vácuo: a supersaturação é obtida pela evaporação adiabática e refrigeração.

A fim de se obter a cristalização é necessário manter a solução a ser utilizada sob condições da supersaturação.

A escolha de um dos equipamentos citados depende usualmente da relação solubilidade-temperatura da substância a ser cristalizada. Para solutos com pequenos coeficientes positivos de temperatura e solubilidade ou coeficientes negativos, a supersaturação pode ser obtida através de evaporação. Se o soluto tem um grande coeficiente positivo de temperatura, o resfriamento sem evaporação pode produzir a supersaturação

necessária.

II.3- EVAPORADORES DE CRISTALIZAÇÃO

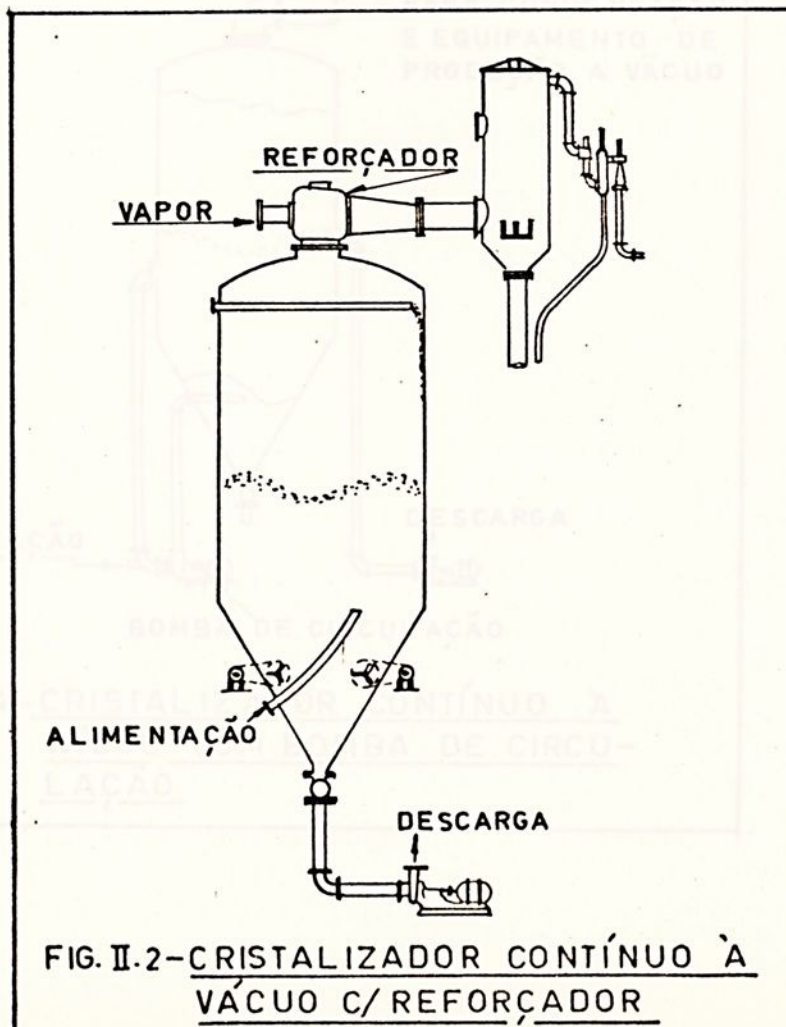
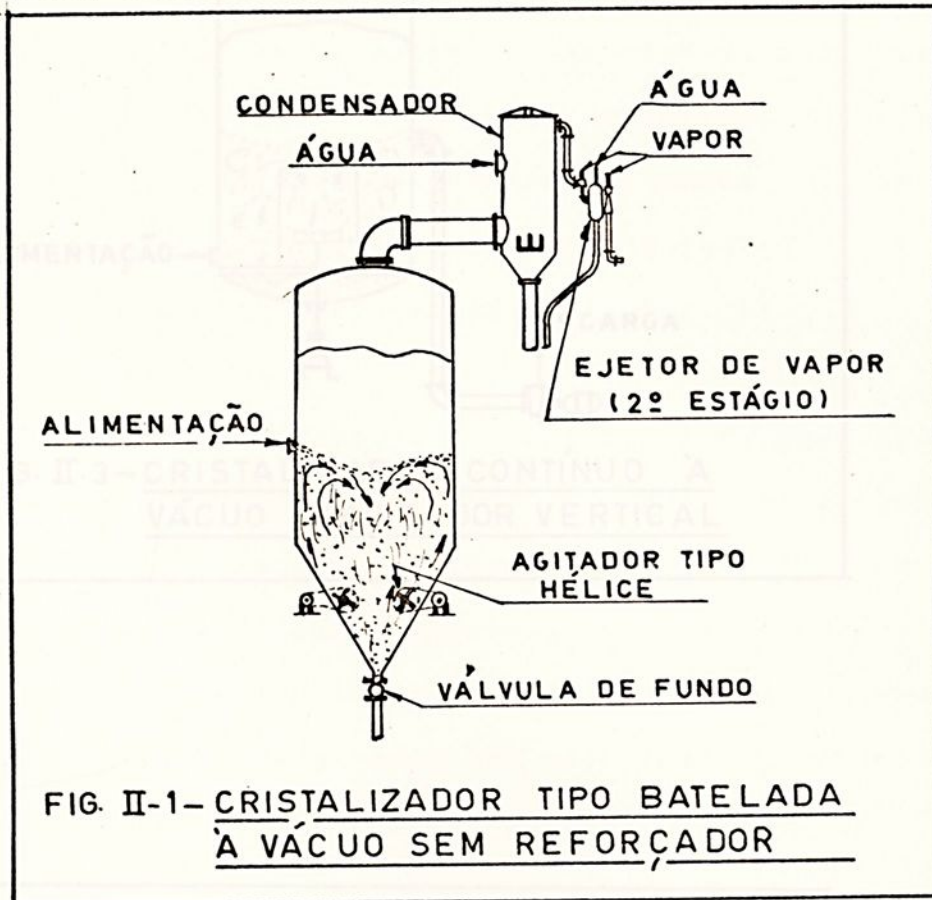
Pelo que se observou na classificação dos equipamentos, o único tipo que interessa ao nosso estudo é aquele que emprega o vácuo e, conseqüentemente, as bombas de vácuo.

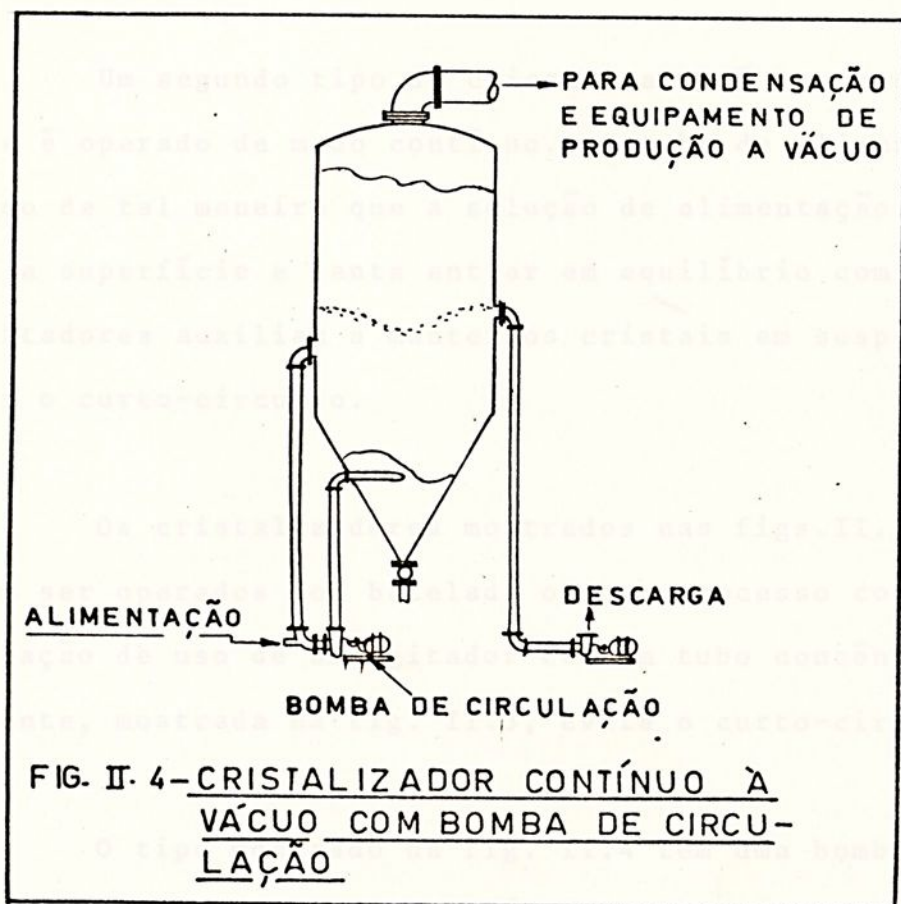
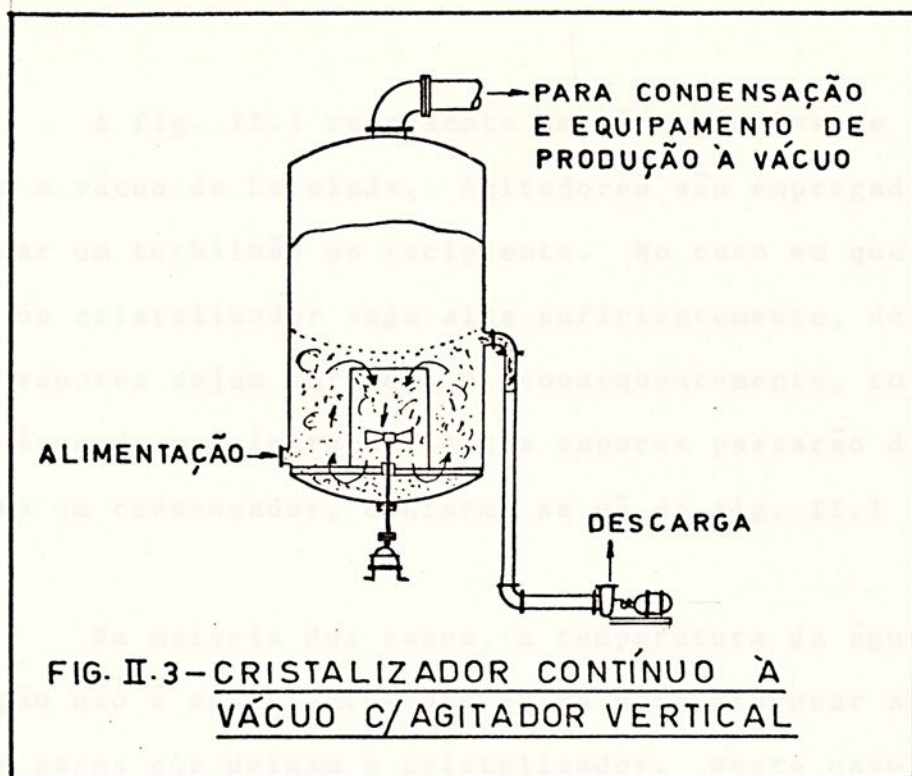
O desenvolvimento do estudo de supersaturação por meio da evaporação, sem uma refrigeração substancial, leva-nos a classificar o equipamento empregado para este fim como um evaporador, tendo em conta que seu principal problema é o de transferência de calor. Tal classificação leva-os tão somente a abordar o problema em duas etapas. Na evaporação de um líquido, tendo um sal como soluto (exemplo: salmoura de NaCl), a cristalização aparece automaticamente com a evaporação. Por outra, a cristalização do açúcar é obtida em um evaporador a vácuo, mas o controle é baseado unicamente na obtenção de cristais da forma desejada.

Nos cristalizadores a vácuo, uma solução saturada é colocada em um recipiente fechado que é mantido sob vácuo. A solução resfria adiabaticamente até a temperatura de destilação correspondente ao vácuo dentro do recipiente. O resfriamento provoca a cristalização, não somente por causa do resfriamento em si, mas também por causa da evaporação. É necessário que a solução que vai alimentando o recipiente entre em contato com as paredes do mesmo, pois, caso contrário, teremos um curto circuito.



Quatro tipos de cristalizadores a vácuo são mostrados nas figuras II.1 a II.4 que se seguem:





A fig. II.1 representa um tipo simples de cristalizador a vácuo de batelada. Agitadores são empregados para provocar um turbilhão no recipiente. No caso em que a temperatura no cristalizador seja alta suficientemente, de modo a que os vapores sejam formados e, conseqüentemente, condensados pela água de refrigeração, estes vapores passarão diretamente para um condensador, conforme se vê da fig. II.1

Na maioria dos casos, a temperatura da água de refrigeração não é suficientemente baixa para provocar a condensação dos gases que deixam o cristalizador. Neste caso, um ejetor de vapor é empregado para comprimir estes gases até o ponto desejado para a sua condensação pela água de refrigeração. O ar e os gases não condensados são normalmente ejetados para a atmosfera, poluindo-a conseqüentemente.

Um segundo tipo de cristalizador é mostrado na fig. II.2 e é operado de modo contínuo. O tubo de alimentação é colocado de tal maneira que a solução de alimentação é forçada para a superfície e tenta entrar em equilíbrio com os vapores. Agitadores auxiliam a manter os cristais em suspensão e a evitar o curto-circuito.

Os cristalizadores mostrados nas figs. II.3 e II.4 podem ser operados por batelada ou por processo contínuo. A combinação de uso de um agitador com um tubo concêntrico ao recipiente, mostrada na fig. II.3, evita o curto-circuito.

O tipo mostrado na fig. II.4 tem uma bomba de circulação externa que succiona o líquido lateralmente e o recalca

novamente para o interior do cristalizador, fazendo-o entrar tangencialmente. Não há necessidade de agitadores.

A operação tipo batelada tem a vantagem de menor consumo de vapor quando um ejetor tipo vapor é empregado. O vapor necessário a um ejetor, para remover uma libra de vapor à baixa pressão do cristalizador, aumenta rapidamente quando essa pressão é reduzida. Na refrigeração à batelada, a maior parte do vapor é removida à uma pressão relativamente alta, pois, a solução que alimenta o cristalizador é bastante quente e somente no final da batelada é que o diferencial da pressão deve ser total e apenas no final do processo é que temos o máximo consumo de vapor. O consumo de vapor é, portanto, consideravelmente menor do que no caso do processo contínuo, onde todo o vapor deve ser removido sob condições onde o seu consumo é máximo.

Por outro lado, o custo inicial mais baixo por unidade, facilidade de controle e aspecto uniforme e constante dos cristais, são vantagens do processo contínuo.

II.4- RENDIMENTO DO CRISTALIZADOR A VÁCUO

O cálculo do rendimento de um cristalizador a vácuo depende do método empregado para o balanço de vapor. Um cristalizador a vácuo, do modo inicial, opera adiabaticamente. O calor liberado pela solução em resfriamento até a temperatura de equilíbrio e o calor de cristalização são calculados pela água vaporizada da solução e estes efeitos térmicos devem ser balanceados. Se o gráfico de concentração x entalpia é emprega-

da, a entalpia total dos vapores que deixam o cristalizador deve ser igual à entalpia total da solução que entra na unidade.

Quando o gráfico da concentração X entalpia não puder ser empregado, a evaporação pode ser calculada pela equação abaixo (John H. Perry):

$$E = \frac{(W_o + H_o)c \cdot \Delta t |100 - S(R - 1)| + q_c R (100 W_o - S H_o)}{L_w |100 - S(R - 1)| - q_c R S}$$

Eq. II.1

onde:

W_o = peso do soluto anidro

H_o = peso total do solvente na solução de alimentação

c = calor específico da solução de alimentação

Δt = temperatura de alimentação - temperatura de descarga.

q_c = calor de cristalização por unidade de peso do cristal.

L_w = calor latente de evaporação de solução

S = solubilidade em partes do soluto por 100 partes do solvente.

R = relação do peso molecular dos cristais para o peso molecular do sal anidro.

Quando o valor de E é conhecido, o rendimento pode ser calculado pela equação abaixo (John H. Perry):

$$C = R \frac{100 W_o - S (H_o - E)}{100 - S (R - 1)} \quad \text{Eq. II.2}$$

onde:

C = peso dos cristais

R = relação do peso molecular do soluto hidratado para o peso molecular do soluto anidro.

S = Solubilidade (partes do peso do soluto anidro para 100 partes do solvente total) do material na temperatura final.

Wo = peso do soluto anidro no "batch" original

Ho = peso do solvente no "batch" no início do processo

E = evaporação durante o processo

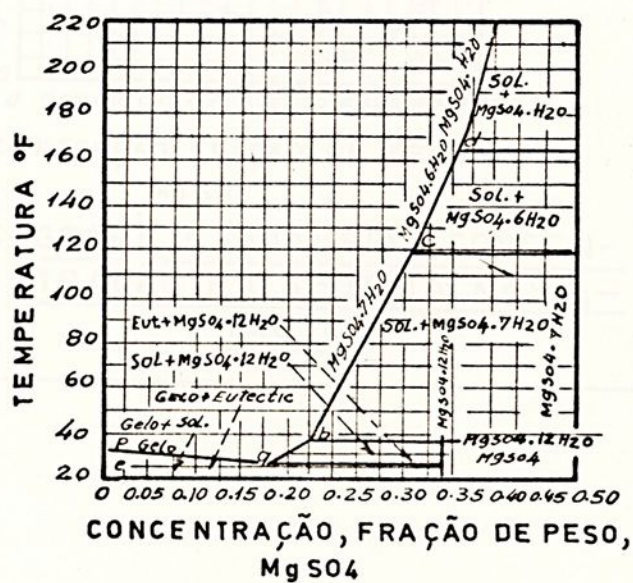
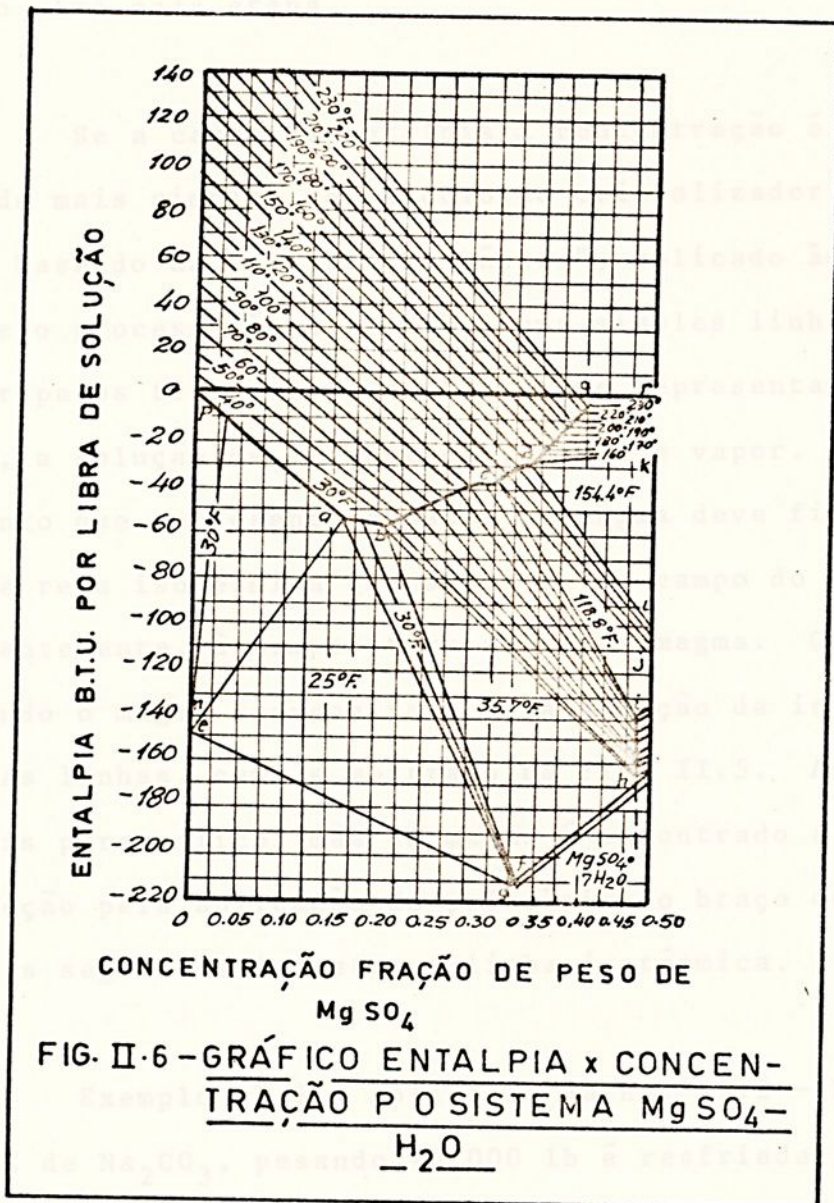


FIG. II.5 - DIAGRAMA DE FASES - SISTEMA MgSO₄-H₂O



Os cálculos para cristalizadores a vácuo tipo batelada ou "batch" podem ser realizados com a equação Eq. II.1, dividindo a variação do resfriamento em etapas e aplicando a equação para cada etapa.

Se a carta de entalpia X concentração é empregada, o método mais simples de cálculo do cristalizador a vácuo é aquele baseado na "construção básica", aplicado àquela carta. Já que o processo é adiabático, uma simples linha reta deve passar pelos três pontos da carta que representam, respectivamente, a solução de alimentação, pasta e vapor. Além disso, o ponto que representa a pasta ou magma deve ficar sobre a linha reta isotérmica que situa-se no campo do magma e, consequentemente, à temperatura do vapor magma. O ponto representando o magma é encontrado pela locação da intersecção destas duas linhas, como é mostrado na Fig. II.5. A relação de cristais para o licor mãe do magma é encontrado a partir da intersecção pela aplicação do princípio do braço de alavanca aos dois segmentos de reta na linha isotérmica.

Exemplo II.1 - Aplicação da Eq. II.2 - Uma solução a 30% de Na_2CO_3 , pesando 10.000 lb é resfriada lentamente a 20°C. Os cristais formados são de sal-soda ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$). A solubilidade do Na_2CO_3 a 20°C é de 21,5 partes de solução de anidro para 100 partes de água. Durante o resfriamento, 3% em peso da solução original perde-se pela evaporação. Qual é o peso de $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ formado?

Solução: Já que o peso molecular do $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$ é 286,2 e do Na_2CO_3 é 106



temos:

$$R = \frac{286,2}{106} = 2,70$$

também $W_o = (0,30) (10.000) = 3.000 \text{ lb}$

A evaporação será:

$$E = (0,03) (10.000) = 300 \text{ lb, portanto}$$

$$H_o - E = 10.000 - 3.000 - 300 = 6.700 \text{ lb}$$

O peso C será, portanto, empregando a Eq. II.2,

$$C = 2,70 \frac{(100) (3.000) - (21,5) (6.700)}{100 - 21,5 (2,70 - 1,0)} = 6636 \text{ lb}$$

Exemplo II.2 - Um cristalizador contínuo a vácuo é alimentado com 100.000 lb/h de uma solução a 35% da $MgSO_4$ à temperatura de 183°F. Uma pressão absoluta de 0,2 lb/in² é mantida no cristalizador por um ejetor e a solução tem uma elevação no ponto de ebulição de 10°F. Calcular o rendimento em termos de $MgSO_4 \cdot 7 H_2O$ e a evaporação para este cristalizador:

- Pelo emprego das Eq. II.1 e II.2
- Pelo emprego da Fig. II.6

Solução:

- Pelo emprego de tabelas, teremos

$$c = 0,77 \text{ BTU/°F} \cdot \text{lb}$$

$$L_W = 1080 \text{ BTU/lb}$$

$$q_c = 23 \text{ BTU/lb} \cdot MgSO_4 \cdot 7 H_2O$$

A temperatura da água em ebulição, à pressão de 0,2 lb/in² absoluta, é de 53°F e a temperatura de equilíbrio da solução no cristalizador é $53 + 10 = 63^\circ\text{F}$

Teremos ainda:

$$W_o = (0,35) (100.000) = 35.000 \text{ lb/h}$$

$$R = \frac{\text{Peso Molecular do MgSO}_4 \cdot 7 \text{ H}_2\text{O}}{\text{Peso Molecular do MgSO}_4} = 2,045$$

S = Solubilidade do Mg SO₄ anidro a 63°F = 33,3 partes Mg SO₄/100 partes da água total de acordo com a Fig. II.5 .

$$\Delta t = 183 - 63 = 120^\circ\text{F}$$

$$H_o = 100.000 - 35.000 = 65.000 \text{ lb/h}$$

logo, teremos:

$$\begin{aligned} & (W_o + H_o) (c) (\Delta t) [100 - S (R - 1)] = \\ & = (100.000) (0,77) (120) [100 - 33,3 (2,045 - 1)] = \\ & = 6,022 \times 10^8 \end{aligned}$$

teremos ainda:

$$\begin{aligned} & (qc) (R) (100 W_o - S H_o) \\ & = (23) (2,045) (100 \times 35.000 - 33,33 \times 65.000) = \\ & = 0,627 \times 10^8 \end{aligned}$$

$$Lw[100 - S(R - 1)] - qcRS$$

$$= 1080 [100 - 33,33 (2,045 - 1)] - 23 (2,045) (33,33) =$$

$$= 68,793$$

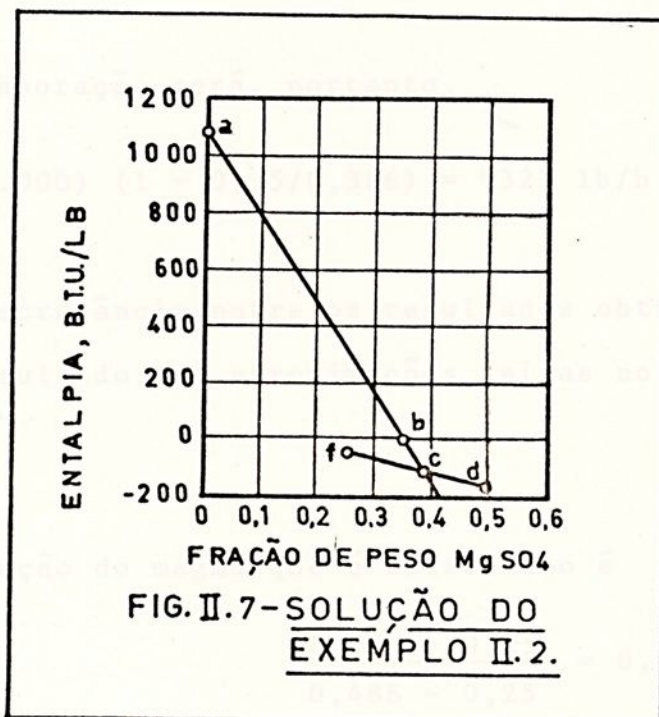
Pela equação II.1, a evaporação será:

$$E = \frac{6,022 \times 10^8 - 0,627 \times 10^8}{68,793} = 7842 \text{ lb/h}$$

Pela equação II.2, o rendimento será:

$$C = (2,045) \frac{(100) (35.000) - (33,33) (65.000 - 7842)}{100 - (33,33) (2,045 - 1)} = 50.050 \text{ lb/h}$$

- b. A Fig. II.7, que se segue, mostra a solução gráfica deste problema, usando valores da carta de entalpia X concentração da Fig. II.6



Das tabelas de vapor, a entalpia de 1 lb de vapor, à pressão absoluta de $0,2 \text{ lb/in}^2$ e à temperatura de 63°F , é de 1089,5 BTU. O ponto a tem as coordenadas $H = 1089,5$ e $c = 0$. A entalpia da solução de alimentação, que tem uma concentração de 0,35 e uma temperatura de 183°F , é zero. As coordenadas do ponto b são $H = 0$ e $c = 0,35$ e a reta ab pode ser traçada. A reta fd é a isoterma a 63°F na área bcih da fig. II.7

As coordenadas destes terminais são:

f: $H = -49,5$; $c = 0,25$

d $H = -157,5$; $c = 0,488$

As linhas fd e ab interceptam-se no ponto e, o qual tem as coordenadas $H = -111,2$ e $c = 0,386$

A concentração média do magma ou pasta final é, portanto, de 38,6% de MgSO_4 . O magma total será $(100.000) (0,35/0,386) = 90,673 \text{ lb/h}$

A evaporação será, portanto,

$$(100.000) (1 - 0,35/0,386) = 9327 \text{ lb/h}$$

A discrepância entre os resultados obtidos nos itens a e b é o resultado das aproximações feitas no balanço térmico do item a.

A fração do magma que é cristalino é

$$\frac{0,386 - 0,25}{0,488 - 0,25} = 0,571$$

e o rendimento do processo será

$$(0,571) (90,673) = 51.770 \text{ lb/h}$$

II.5 - CRISTALIZADOR CLASSIFICADOR KRYSTAL

Este equipamento é também conhecido como cristalizador de JEREMIASSEN ou cristalizador de Oslo e caracteriza-se pelo fato de que a supersaturação é produzida em uma corrente de circulação e desenvolvida em uma unidade e aumentada em outra. No elemento de cristalização propriamente dito, a solução supersaturada escoia para cima através de um leito de cristais já formados, de modo decrescente a fim de provocar a ação de classificação.

Estes tipos de classificadores são apresentados nas figuras II.8 e II.9 abaixo:

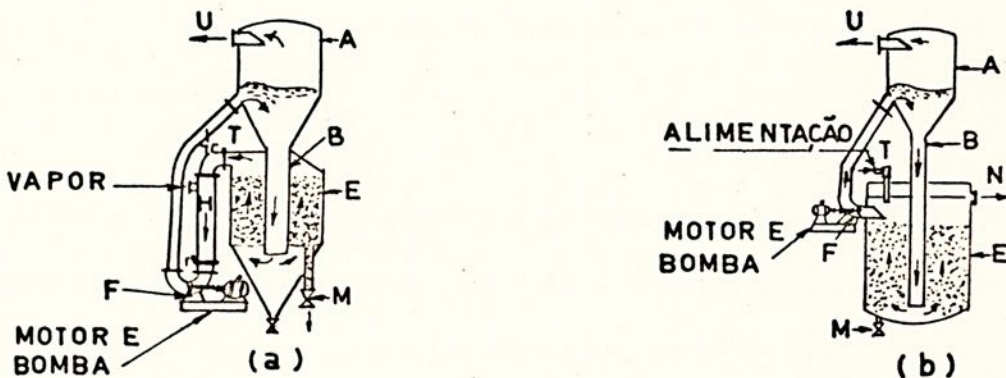
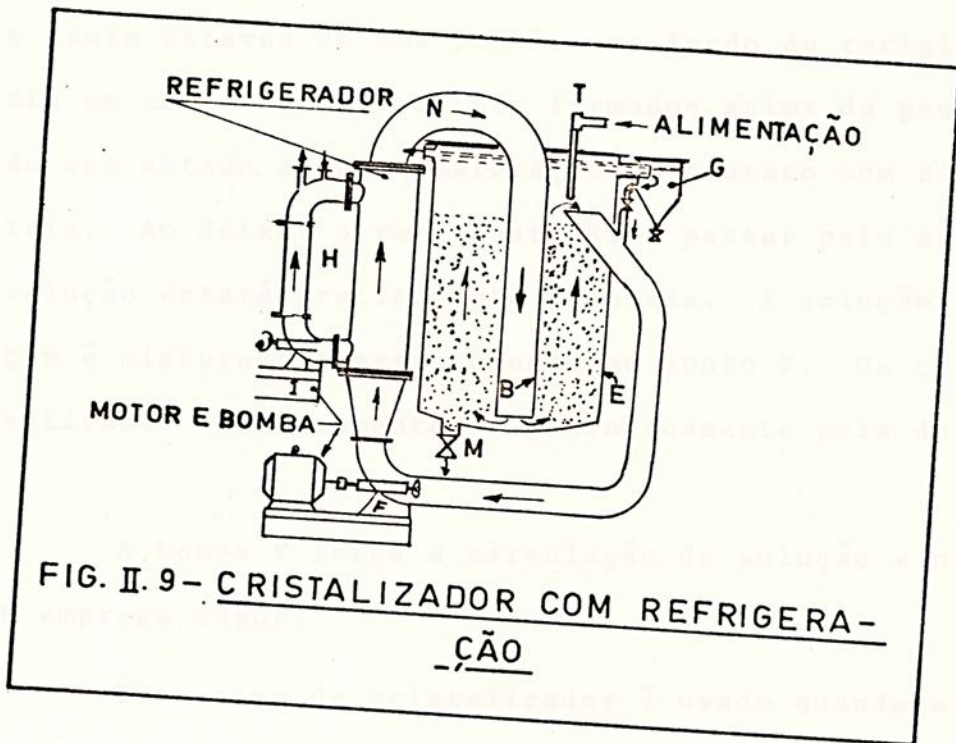


FIG. II.8 - CRISTALIZADORES KRYSTAL: (a) EVAPORADOR CRISTALIZADOR; (b) CRISTALIZADOR À VÁCUO



Os três tipos apresentados diferem pelo modo como se desenvolve a supersaturação. Na fig. II.8.a a supersaturação é obtida pelo aquecimento da corrente de circulação, enquanto permanece sob uma pressão estática suficientemente alta para evitar a vaporização. No recipiente A, a solução aquecida é lançada em tipo FLASH. O vapor resultante do FLASH é removido através do tubo U. A solução supersaturada, em relação à temperatura existente no recipiente E, deixa o recipiente A e passa através de uma peneira no fundo do recipiente E, entra em contato com cristais formados acima da peneira, perdendo seu estado de supersaturação em contato com aqueles cristais. Ao deixar o recipiente E, e passar pelo aquecedor H, a solução estará praticamente saturada. A solução de alimentação é misturada a esta solução no ponto T. Os cristais são retirados continuamente ou periodicamente pela descarga M.

A bomba F força a circulação da solução e o aquecedor H emprega vapor.

Este tipo de cristalizador é usado quando a supersaturação é desenvolvida completamente pela evaporação e não por refrigeração. Duas ou mais unidades deste tipo podem ser ligadas em série.

A Fig. II.8.b representa uma unidade de cristalizador KRYSTAL a vácuo. Esta unidade é realmente um cristalizador a vácuo, no qual a supersaturação é obtida pela redução de pressão adiabática na solução de alimentação aquecida e concentrada.

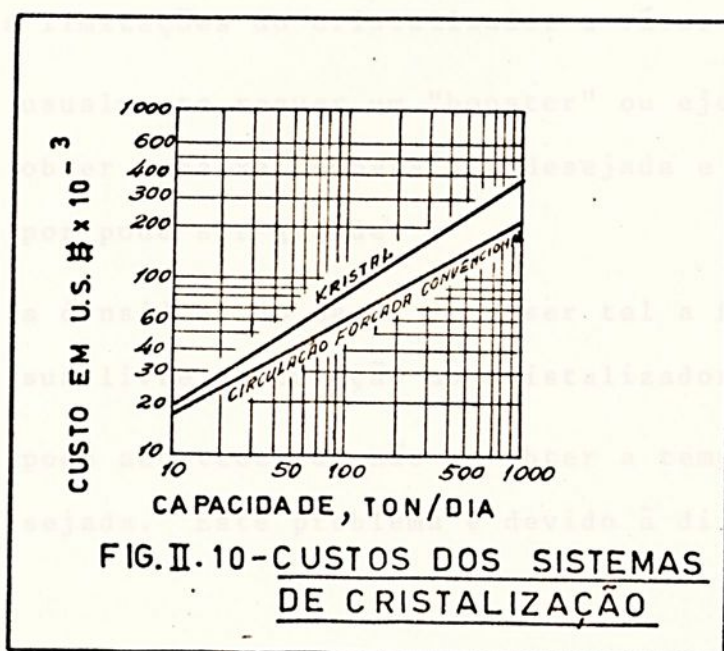
A alimentação é feita em T e incorporada na corrente de

circulação e a mistura é lançada em FLASH no recipiente A. A solução supersaturada, passando através do tubo E, entra em contato com os cristais no cristalizador E e o fluxo do líquido neste recipiente E, recebe uma ação de clarificação. O líquido mãe é retirado em N e o magma em M.

A modificação mostrada na fig. II.9 provoca a supersaturação através do resfriamento do líquido tão somente. O líquido de circulação passa através dos tubos do refrigerador H e a solução supersaturada escoar através do tubo B no fundo do cristalizador E. A alimentação, que será aquecida e concentrada, entra em T e é incorporada imediatamente ao fluxo de circulação. A mistura é resfriada em H e a supersaturação, então, é obtida.

II.6- PROBLEMA DE CUSTOS DE CRISTALIZAÇÃO

Os custos de cristalização variam muito de cristalizador para cristalizador, pois cada um deles é empregado em um processo específico. Para trabalhos estimativos, a fig. II.10 - que se segue, pode ser empregada.



Nos casos onde a supersaturação pode ser obtida por refrigeração, a escolha de um cristalizador pende entre uma unidade mecânica refrigerada por transmissão de calor - através de uma parede metálica, e uma unidade a vácuo, que não se baseia na transmissão de calor superficial no cristalizador propriamente dito.

A principal diferença entre cristalizadores a vácuo e mecânicos é a de que nas unidades a vácuo o calor é removido sem passá-lo através de uma superfície. Isto dá ao cristalizador a vácuo diversas vantagens.

A ausência de grandes superfícies de troca de calor resulta em um menor custo inicial para o cristalizador a vácuo e também permite a utilização de materiais altamente resistentes à corrosão.

A ausência de superfície de refrigeração também elimina a incrustação de cristais nesta superfície, o que deveria ser eliminado mecanicamente durante o processo.

As limitações do cristalizador a vácuo são:

- usualmente requer um "booster" ou ejetor a vapor para obter a baixa temperatura desejada e o consumo de vapor pode ser grande.
- a densidade do magma deve ser tal a fim de permitir sua livre circulação no cristalizador.
- pode acontecer de não se obter a temperatura final desejada. Este problema é devido à dificuldade do

"booster" de conseguir a pressão desejada que, comercialmente, está limitada em torno de 0,11 in Hg absoluta. Isto corresponde a um ponto de ebulição da água a 209°F. Atualmente já se conjuga ejetores e bombas de vácuo de anel líquido ou compressores tipo "Roots" para obter o vácuo desejado.

II.7- CONCLUSÕES PRELIMINARES

A teoria apresentada mostra-nos a preocupação de todos os autores em obter o vácuo desejado dentro de certo limite de tempo, visando ainda à diminuição dos custos face ao aumento da produção.

Além disto, se as equações apresentadas são falhas, devido às aproximações toleradas, as cartas de concentração X entalpia são em número reduzido, não existindo para todos os solventes e solutos empregados normalmente nas indústrias.

A preocupação em obter o vácuo máximo, no mínimo de tempo, sem preocupação de arraste de solvente, fez surgirem os problemas ecológicos.

C A P Í T U L O I I I

SUBLIMAÇÃO - SECAGEM COM REFRIGERAÇÃO

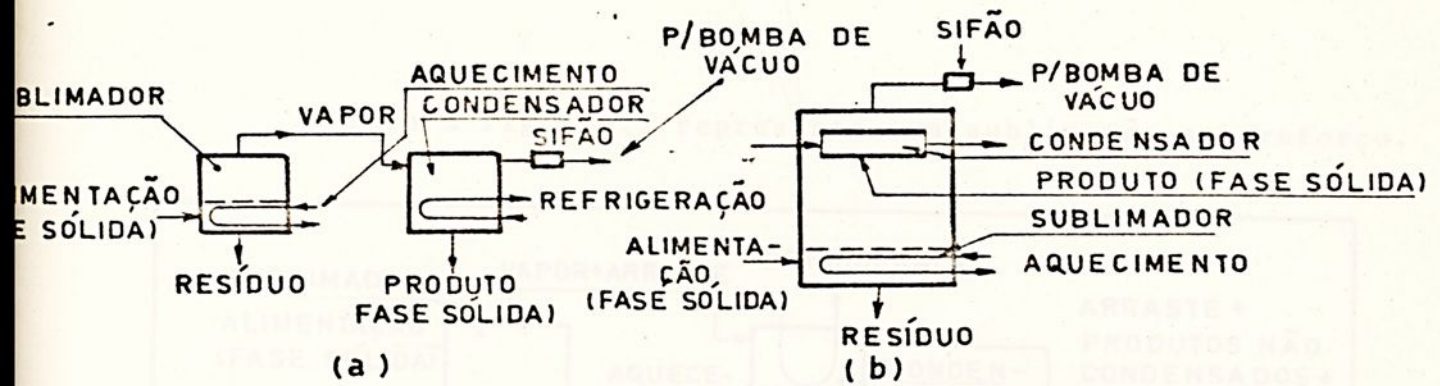
III.1- GENERALIDADES

Sublimação é o termo usado para descrever uma das seguintes operações:

- Vaporização direta de um sólido, sem o aparecimento da fase líquida (sólido \rightarrow gás)
- Condensação direta de um vapor ao estado sólido, sem o aparecimento da fase líquida (gás \rightarrow sólido)
- Processo completo de vaporização de um sólido e, em seguida, a condensação do vapor diretamente para o estado sólido, sem o aparecimento da fase líquida (sólido \rightarrow gás \rightarrow sólido)

Pseudo-sublimação é o processo de vaporização de um líquido e, em seguida, condensação do vapor diretamente ao estado sólido (líquido \rightarrow gás \rightarrow sólido)

Sublimação Simples é um processo no qual a fase de vapor consiste essencialmente na sublimação do componente com somente pequenas quantidades de outros componentes gasosos presentes. Quando a pressão de vapor do sólido - durante a vaporização, é inferior à pressão atmosférica, como é o caso normal, a sublimação simples deve ser conduzida sob pressão reduzida. Esquema deste processo é mostrado na Fig. III.1



G. III-1- SUBLIMAÇÃO SIMPLES A VACUO; (a) CONDENSADOR E SUBLIMADOR SEPARADOS; (b) CONDENSADOR E SUBLIMADOR CONJUNTO

Sublimação de arraste é o processo pelo qual um gás inerte - chamado de transporte, é passado pelo ou sobre o produto a ser sublimado. A mistura de vapores do produto e transporte é, então, resfriada em um condensador, onde o produto sólido é recuperado. A Fig. III.2 é uma representação esquemática deste tipo de processo.

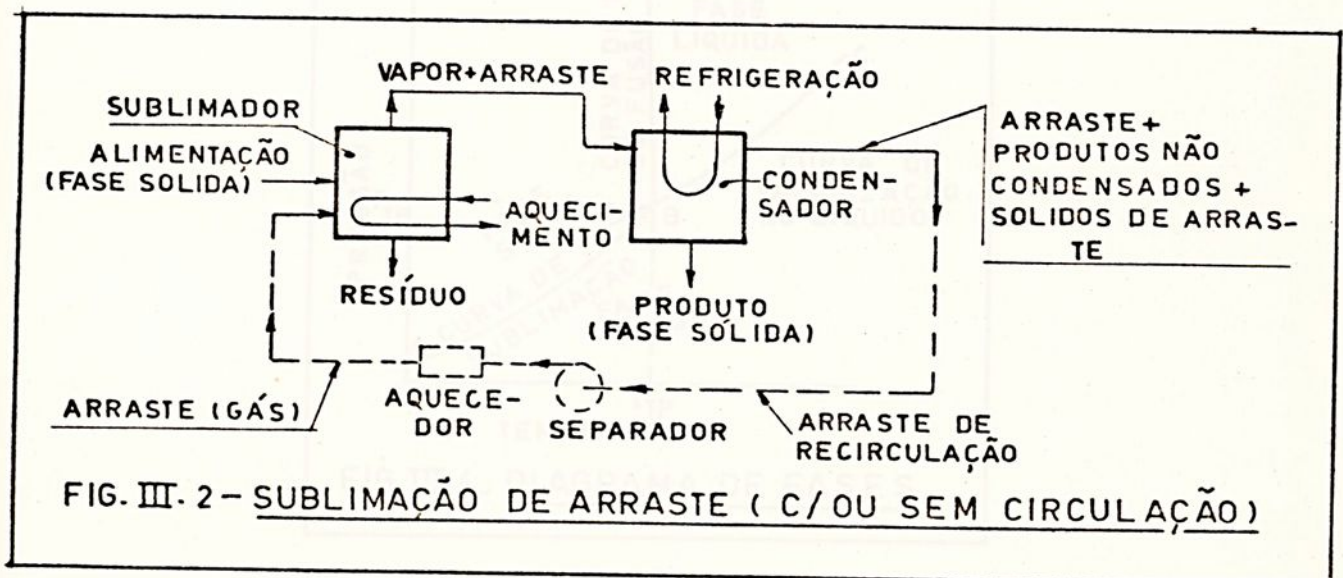


FIG. III. 2- SUBLIMAÇÃO DE ARRASTE (C/OU SEM CIRCULAÇÃO)

Ainda a fig. JIII.3 representa uma sublimação com reforço.

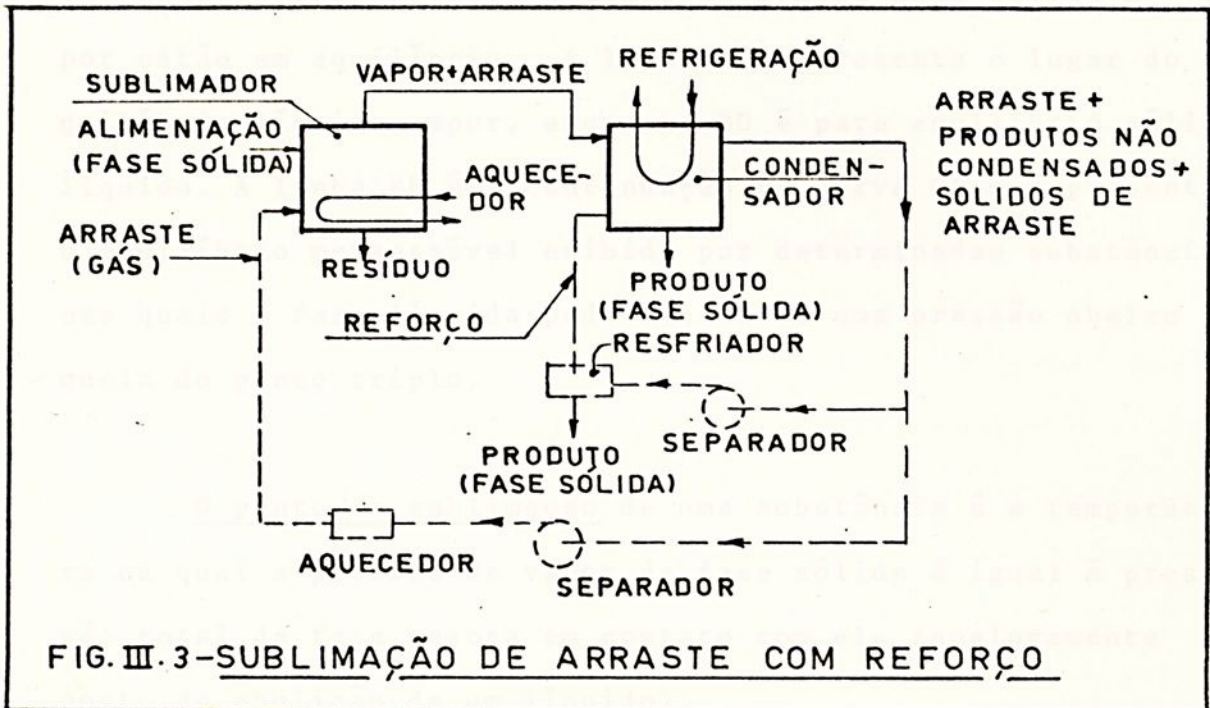


FIG. III.3-SUBLIMAÇÃO DE ARRASTE COM REFORÇO

O ponto triplo de uma substância é aquele no qual as três fases (sólido, líquido e vapor) coexistem em equilíbrio. Ele é representado pelo ponto B da fig. III.4

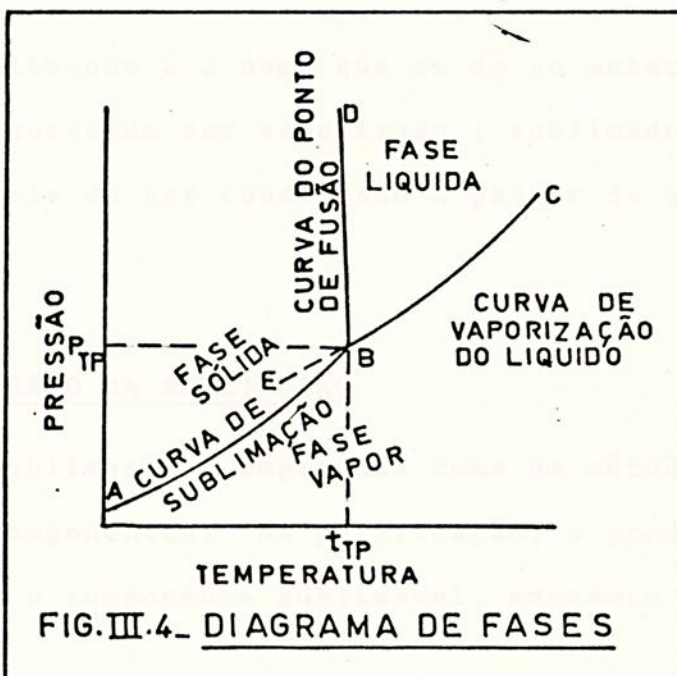


FIG. III.4- DIAGRAMA DE FASES

A linha AB representa o lugar da temperatura e pressão de vapor correspondentes a todos os pontos onde sólido e vapor estão em equilíbrio. A linha BC representa o lugar do equilíbrio líquido-vapor, enquanto BD é para equilíbrio sólido-líquido. A linha BE é a continuação da curva CB e representa o equilíbrio metaestável exibido por determinadas substâncias nas quais a fase líquida pode existir a uma pressão abaixo daquela do ponto triplo.

O ponto de sublimação de uma substância é a temperatura na qual a pressão de vapor da fase sólida é igual à pressão total da fase gasosa em contato com ela (analogamente ao ponto de ebulição de um líquido).

Ponto de neve de uma mistura de gases é a temperatura na qual a pressão de vapor do componente sublimável é igual à pressão parcial atual daquele componente na mistura gasosa (analogamente ao ponto de orvalho).

Sublimando é o nome que se dá ao material inicial sublimável, antes de ser vaporizado; sublimado refere-se ao material depois de ser condensado a partir de sua fase vapor.

III.2- EMPREGO DA SUBLIMAÇÃO

A sublimação é empregada como um método físico de separação de componentes. Na purificação, o produto desejado é geralmente o componente sublimável, enquanto que as impurezas

permanecem como resíduo. Em alguns poucos casos, as impurezas é que são sublimáveis, enquanto que o produto desejado permanece como resíduo.

É um processo útil para a remoção de componentes de uma mistura de reação, bastante usado na obtenção de produtos que exijam determinada estrutura para o cristal, tamanho ou forma fixadas na partícula. Pode também ser empregado quando ocorre perigo de decomposição do produto ou quando a corrosão é significativa na temperatura de destilação, já que as temperaturas de operação são inferiores às temperaturas normais de destilação.

III.3- LIMITES DA SUBLIMAÇÃO

As limitações de sublimação, como processo de purificação, podem ser enumeradas da seguinte maneira:

- Razão de fluxo de calor ao material no sublimador. Se o material de alimentação é um sólido, à temperatura de sublimação, a razão de fluxo de calor é baixa. Se o material é um líquido, como no caso da pseudo-sublimação, a razão de fluxo de calor é bastante elevada. Estas relações podem ser aumentadas consideravelmente através da agitação ou pelo emprego de um pré-aquecedor. Algumas vezes um líquido inerte, com 'baixa pressão de vapor, pode ser misturado com o sólido para aumentar a razão de transferência de calor.
- Razão de troca da fase sólida para a fase de vapor à tempera



tura constante. Praticamente - em todas as sublimações, a troca de fase de sólido para vapor não tem uma relação diretiva para todos os processos.

- Razão de transporte de massa da zona de vaporização à de condensação. Também não é constante para todos os processos e não há uma relação efetiva a ser seguida na resolução destes problemas.
- Relação de troca de calor para a fase sólida. Igualmente, não há relações ou formulações a seguir na resolução de equações e o empirismo governa este estudo.

III.4- CÁLCULOS PARA A SUBLIMAÇÃO

III.4.1- SUBLIMAÇÃO SIMPLES

Em uma sublimação simples a vácuo, se o produto é o componente a ser sublimado, alguma parte dele será perdida com a remoção do vapor (gases) juntamente com os não condensáveis arrastados pela bomba de vácuo, novamente levando sérios problemas ao estudo da ecologia.

Os diversos autores simplesmente se preocupam com os resultados econômicos do processo e alguns deles calculam a fração perdida f_1 , mediante a equação abaixo:

$$f_1 = \frac{N_1 \cdot (pc/Ec)}{Es \cdot ps (1 + N_1) - \Delta p - (pc/Ec)} \quad \text{Eq. III.1}$$



onde:

N_1 = número total de gás perdido no sistema por mole de material vaporizado no sublimador.

p_c = pressão de vapor do sublimado à temperatura de saída do gás no condensador.

p_s = pressão de vapor do sublimado à temperatura do sublimador.

E_c = saturação relativa na saída do condensador (p_c/p_c')

E_s = saturação relativa na saída do sublimador (p_s'/p_s).

p_c' = pressão parcial atual do sublimado no fluxo efluente do condensador.

p_s' = pressão parcial atual do sublimado no fluxo que deixa o sublimador.

Δp = variação de pressão devida ao fluxo de gás e vapor entre o sublimador e o condensador.

A equação Eq. III.1 pode ser apresentada sob outro aspecto para a resolução de problemas:

$$N_1 = \frac{f_1 [E_s \cdot p_s - \Delta p - (p_c/E_c)]}{(p_c/E_c) - f_1 E_s \cdot p_s} \quad \text{Eq. III.2}$$

Para o caso ideal - onde a variação de pressão Δp entre o sublimador e o condensador é zero e as fases sólidas e vapor estão em verdadeiro equilíbrio uma com a outra, temos:

$E_c = 1$ e $E_s = 1$ e a equação Eq. III.1 se reduz a

$$f_1 = \frac{N_1 p_c}{p_s (1 + N_1) - p_c} \quad \text{Eq. III.3}$$

A equação acima foi desenvolvida por Nord.

As perdas de produto podem também ocorrer como um resultado do arraste de partículas sólidas no fluxo de gás que deixa o condensador.

Não existe método apropriado para calcular estas perdas, pois, isto é função, não só das características do produto no condensador, mas também das características mecânicas do equipamento.

EXEMPLO III.1

Um material deve ser purificado por sublimação simples a vácuo em um sublimador à temperatura de 150°C e a temperatura de saída do condensador é de 80°C. A quantidade total vaporizada é de 10 lb moles/h. As perdas de produto são limitadas em 1% ($f_1 = 0,001$). Calcular o máximo de ar perdido no sistema em ft³/min. Considerar $E_c = 0,98$, $E_s = 0,90$ e $\Delta p = 1$ mm Hg. A pressão de vapor do material é tabelada da seguinte maneira:

t (°C)	Pressão de vapor (mm Hg absoluta)
150	13,00 (ps)
80	0,06 (pc)

Solução: substituindo os valores dados na Eq. II.2, teremos:

$$N_1 = \frac{0,001 [(0,90) (13) - 1,0 - (0,06/0,98)]}{(0,06/0,98) - (0,001) (0,90) (13)}$$

$N_1 = 0,215$ mole/moles do produto vaporizado.

Já que os moles do produto vaporizado = $10/60 = 0,1667$ moles/minuto, o ar perdido = $(0,1667) (0,215) = 0,0358$ moles/minuto ou $(0,0358) (359) = 12,9 \text{ ft}^3/\text{min}$

III.4.2 - SUBLIMAÇÃO COM ARRASTE

A fração f_2 , não condensada por passagem, é calculada pela equação:

$$f_2 = \frac{p_c (N_c + N_s)}{E_c P_c - p_c} \quad \text{Eq III.4}$$

onde:

P_c = pressão total absoluta no condensador

P_s = pressão total absoluta no sublimador

E_c = saturação relativa no condensador na saída (p_c/p_c')

p_c = pressão de vapor do sublimado no condensador na temperatura de saída dos gases.

p_s = pressão de vapor do sublimado à temperatura do sublimador.

N_s = moles do arraste adicionados ao sublimador por mol de material vaporizado, ou

$$N_s = \frac{P_s - E_s p_s}{E_s p_s} \quad \text{Eq III.5}$$



Se a temperatura de sublimação estiver abaixo do ponto triplo, o sublimado, coletado no condensador, estará sempre no estado sólido sem o aspecto de fase líquida durante qualquer parte do processo de condensação.

Se a temperatura de sublimação estiver acima do ponto triplo, e não houver diferencial de pressão suficiente entre o sublimado e o condensado, uma certa quantidade de arraste deve ser adicionada ao condensado a fim de se evitar sinterização do sublimado. A quantidade mínima de arraste N_c , adicionada ao condensado para evitar a sinterização será:

$$(N_c)_{\text{mín}} = \frac{P_c}{p_1} = \frac{P_s}{E_s p_s} \quad \text{Eq III.6}$$

onde p_1 = pressão do vapor no ponto triplo.

Se P_c/p_1 for igual ou menor que $P_s/E_s p_s$, nenhum arraste frio será necessário para prevenir sinterização. Contudo, os autores, visando o melhor rendimento, recomendam uma quantidade N_c maior que $(N_c)_{\text{mín}}$ no sentido de aumentar o rendimento ou diminuir a superfície de resfriamento necessária.

A adição de arraste frio tende a produzir uma quantidade maior de sublimado, em forma de pó, enquanto que a condensação em uma superfície de refrigeração tende a formar um depósito cristalino.

Novamente, verifica-se a preocupação com o rendimento ' ou com o consumo de energia, não havendo qualquer referência à formação de vácuo ou às quantidades de gases arrastados, o que afeta profundamente os problemas ecológicos.

Pode-se mostrar que a Eq III.4 aplicada à sublimação de arraste é semelhante à Equação III.1, que foi desenvolvida para uma sublimação simples. Na Eq. III.1, a expressão

$[E_s \cdot p_s (1 + N_1) - \Delta p]$ é igual à pressão de condensação P_c .

Logo a Eq III.1 pode ser escrita

$$f_1 = \frac{p_c \cdot N_1}{E_c p_c - p_c} \quad \text{Eq III.7}$$

A semelhança entre as Equações III.7 e III.4 é aparente. O gás que "vaza" em uma sublimação à vácuo é igual ao arraste adicionado a uma unidade de sublimação tipo arraste. Para certas condições de operação, a fração não condensada é diretamente proporcional à quantidade de arraste passando através do condensador.

Já que $(N_c + N_s)$ é maior que N_1 , conclui-se que a fração não condensada no condensador será maior na sublimação por arraste para as mesmas condições de operação.

Logo a recirculação do arraste é usualmente necessária a fim de minimizar as perdas do produto.

Também neste ponto, os autores não se referem às quantidades perdidas, nem se preocupam em verificar qual o valor do vácuo ideal.

III.4.3 - EQUIPAMENTOS

Vários tipos de equipamentos podem ser usados no processo de sublimação. Alguns são especialmente projetados para isso, enquanto que outros são também utilizados nos processos de secagem, destilação, transferência de calor e transporte de sólidos.

III.4.4 - EXEMPLOS

EXEMPLO III.2

Certo material deve ser purificado por sublimação, usando ar como arraste. O sublimador é operado à 140°C e à pressão de 750 mm Hg absoluta. O condensador é operado a 80°C e à pressão de 740 mmHg absoluta. A velocidade de vaporização é de 5 lb.moles/h. A saturação relativa no sublimador é de 0,75 e no condensador de 0,98.

Sabendo-se que as pressões de vapor (ps) são 6,6 mmHg e 0,06 mmHg a 140°C e 80°C , respectivamente, calcular:

- a) - o material recuperado do produto que passa no condensador, se nenhum arraste frio é adicionado ao condensador.
- b) - a vazão de circulação de ar em ft^3/min .

Solução:

Da Eq III.5, temos

$$N_s = \frac{P_s - E_s p_s}{E_s \cdot p_s} = \frac{750 - (0,75) (6,6)}{(0,75) (6,6)}$$

$N_s = 151$ moles ar/mol de produto vaporizado

Aplicando a Eq III.4, temos

$$f_2 = \frac{p_c (N_c + N_s)}{E_c P_c - p_c} = \frac{(0,06) (0 + 151)}{(0,98) (740) - 0,06} = 0,012$$

Percentual recuperado = $100 - (0,012) (100) = 98,8\%$

Vazão de ar: $\frac{(151) (5) (359)}{60} = 4520 \text{ ft}^3/\text{min}$

EXEMPLO III.3

Certo composto tem os seguintes valores tabelados:

Temperatura ($^{\circ}\text{C}$)	Pressão de vapor (mm Hg absoluta)
30	0,17
99 (ponto triplo)	20,00
111	30,00

O sublimador é operado a 111°C e 740 mm Hg absoluta e condensador dos gases de saída é operado a 30°C e 720 mm Hg absoluta.

Nitrogênio é usado como arraste. Para evitar a sinterização, a quantidade de nitrogênio empregada no condensador é o dobro do mínimo necessário. O produto é vaporizado à vazão de 5 lb moles/h. A saturação relativa no sublimador é de 0,90 e a do condensador 0,98. Calcular:

- o nitrogênio necessário em ft^3/min
- o total de nitrogênio em ft^3/min
- o percentual do produto não condensado que passa pelo condensador

Solução:

- a) - Pela Eq III.6

$$(\text{Nc})_{\text{min}} = \frac{720}{20} - \frac{740}{(0,90)(30)}$$

$$(\text{Nc})_{\text{min}} = 8,59 \text{ moles } \text{N}_2/\text{mol produto vaporizado}$$

$$\therefore \text{Nc} = 2 \times 8,59 = 17,2 \text{ moles } \text{N}_2/\text{mol produto vaporizado}$$

$$Q = \frac{(17,2)(5)(359)}{60} = 515 \text{ ft}^3/\text{min}$$

- b) - Nitrogênio total necessário, pela Eq III.5

$$\text{Ns} = \frac{740 - (0,90)(30)}{(0,90)(30)}$$

$N_s = 26,4$ moles N_2 /mol produto vaporizado

$$Q = \frac{(26,4) (5) (359)}{60} = 790 \text{ ft}^3/\text{min}$$

Nitrogênio total: $515 + 790 = 1305 \text{ ft}^3/\text{min}$

c) - Produto não condensado por passagem, pode ser calculado pela Eq III.4

$$f_2 = \frac{(0,17) (17,2) + (26,4)}{(0,98) (720) - 0,17} = 0,0105$$

∴ Percentual não condensado = 1,05%

III.5 - APLICAÇÕES DA SECAGEM COM REFRIGERAÇÃO

A secagem com refrigeração é largamente empregada com produtos que não podem sofrer secagem pelos métodos comuns.

As primeiras vantagens apresentadas são:

- baixas temperaturas que não decompõem o produto.
- a perda dos constituintes voláteis é minimizada
- o produto pode ser seco sem formar espumas
- os constituintes do material seco permanecem dispersos
- a coagulação dos constituintes é minimizada
- a pureza é mantida
- a oxidação do produto é eliminada ou minimizada

III.6 - PRINCÍPIOS BÁSICOS

A secagem com refrigeração é um caso especial de sublimação. Na maioria dos casos, a água é o componente volátil a ser eliminado. Esta água no estado sólido (gelo) é sublimada e é removida do material diretamente como vapor. Já que a pressão de vapor do gelo é consideravelmente menor que a pressão atmosférica, a secagem com refrigeração exige alto vácuo. Se a água presente no material estiver em estado de alta pureza, então, teoricamente, será possível secar a frio materiais a uma temperatura próxima de 0°C e uma pressão de aproximadamente 4,6 mm Hg absoluta (4.600 microns). Contudo a água usualmente existe na forma de uma solução, uma mistura eutética ou em um estado de combinação. É então, necessário resfriar o material a uma temperatura abaixo de 0°C a fim de manter a água em estado sólido.

Na prática, a maioria dos processos de secagem com refrigeração é realizada a temperaturas entre -10 e -40°C com pressões correspondentes entre 2.000 e 100 microns.

A tabela III.1 apresenta alguns valores empregados na secagem com refrigeração.

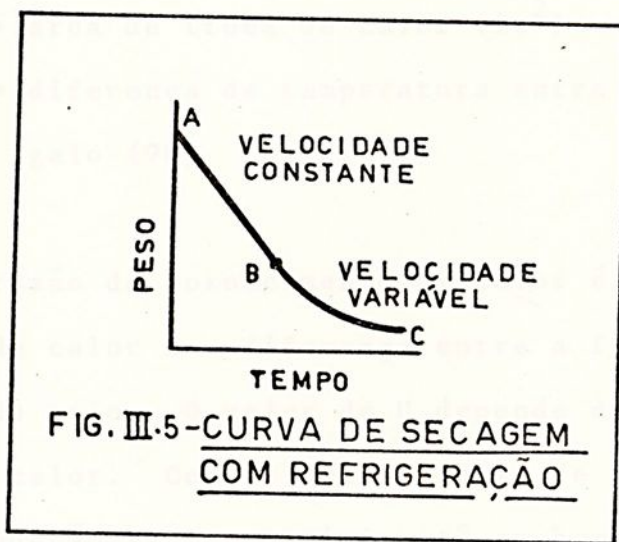
Tabela III.1. Pressão de Vapor e Calor de Sublimação para o Gelo

a seguir ...



Temperatura (°C)	Pressão de Vapor		Calor de Sublimação BTU/lb
	mm Hg	Microns Hg	
0	4,579	4579	1220
-10	1,950	1950	1210
-20	0,776	776	1200
-30	0,286	286	1192
-40	0,097	97	1186

A velocidade de secagem pode ser constante ou variável, conforme mostra a fig. III.5 que se segue



Durante o período de velocidade constante, o sólido sublima com uma velocidade que é função do calor fornecido e do calor de sublimação do próprio sólido.

A velocidade de sublimação $dW/d\theta$ pode ser expressa em lb/h pela equação:

$$\frac{dW}{d\theta} = \frac{Q}{\lambda_0} = \frac{U \cdot A \cdot \Delta t}{\lambda_0} \quad \text{Eq III.8}$$

onde:

Q = calor absorvido (BTU/h)

λ_0 = calor de sublimação (BTU/lb)

U = coeficiente total de troca de calor (BTU/h . ft² . °F)

A = área de troca de calor (ft²)

Δt = diferença de temperatura entre a fonte de calor e o gelo (°F)

A razão de fornecimento de calor é proporcional à área de troca de calor e a diferença entre a fonte de calor e a temperatura do gelo. O valor de U depende do método de transferência de calor. Com os meios usuais de troca de calor predomina a condução se o material está em bom contato com a superfície de troca de calor. Já a radiação predomina se este contato é pobre ou deficiente ou quando fontes de calor radiante são empregadas. Para a condução, os valores de U variam entre 0,5 e 2,0 BTU/h. ft² . °F. Para a radiação, os valores de U podem ser considerados, usando-se um fator de emissividade com

binado de 0,6 a 0,8.

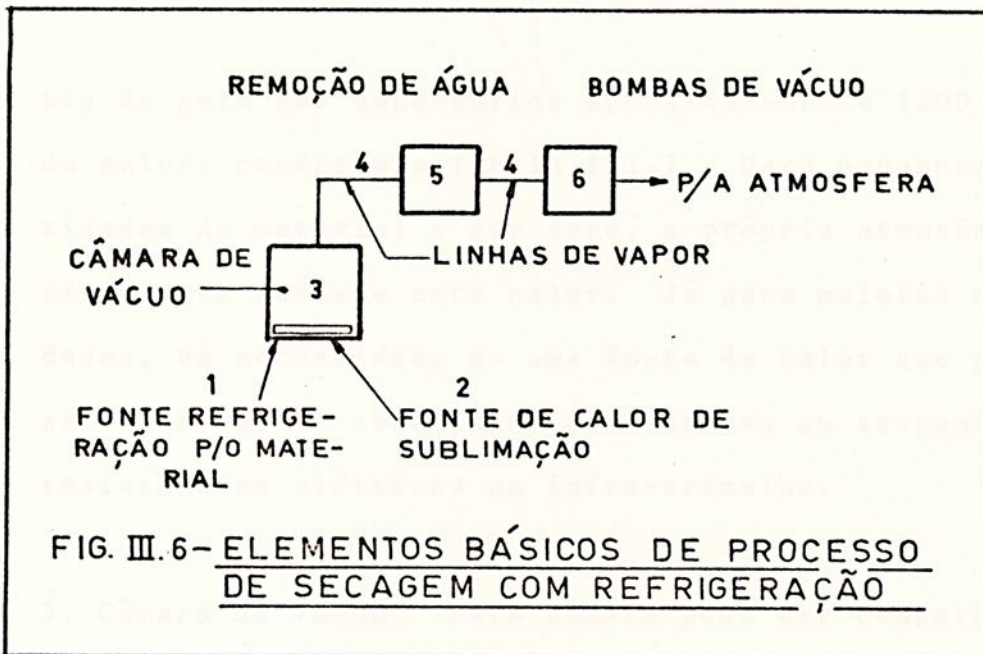
A área de transferência de calor é governada pelo projeto mecânico do equipamento e a diferença de temperaturas é governada pelas temperaturas do meio de fornecimento de calor e o gelo. A temperatura máxima permitida para a fonte de calor é tal que nenhuma parcela do gelo funde em qualquer porção do material que está sendo secado.

Se nenhuma inchação ocorrer, materiais secos em camadas com espessura de alguns milímetros, até 30 milímetros a temperaturas de -10 a -20°C, dão velocidades de secagem de cerca de 1 milímetro de profundidade por hora durante o período de velocidade constante.

Para espessuras maiores destes mesmos materiais, a velocidade pode dobrar ou quadruplicar.

Para muitas substâncias, 95% da água total que é removida requer cerca de 80% do tempo total de secagem (no período de velocidade constante). Os restantes 5% requerem cerca de 20% do tempo total de secagem.

A Fig. III.6 representa um diagrama esquemático dos elementos básicos de um processo de secagem com refrigeração.



Na fig. III.6, os números indicam os seguintes requisitos básicos:

1. Fonte de refrigeração para resfriamento do material a ser secado. Esta fonte é acrescida de fontes de refrigeração externas e/ ou por auto refrigeração. Se o material é submetido rapidamente a alto vácuo, ele tende a uma auto-refrigeração pela eliminação da água. A velocidade de perda de calor por estes meios é bastante maior do que a velocidade de absorção de calor pelo material e, por este motivo, a auto-refrigeração é possível. Por outro lado, o excesso de refrigeração pode ser empregado para resfriar o material antes de ser lançado no processo.

2. Fonte de calor para sublimação. Para sublimar uma li

bra de gelo são necessários aproximadamente 1200 BTU ' de calor, conforme a Tabela III.1. Para pequenas quantidades de material a ser seco, a própria atmosfera ' circulante fornece este calor. Já para maiores quantidades, há necessidade de uma fonte de calor que pode ser água quente circulando por camisas ou serpentinas, resistências elétricas ou infra-vermelha.

3. Câmara de Vácuo. Esta câmara pode ser comparada a um sublimador em uma unidade de sublimação simples. Deve ser especificada de tal modo para minimizar a fuga de gases, para suportar de modo adequado o material a ser secado e servir de fonte de calor à sublimação. ' Também deve ser construído para uma fácil descarga e carga. A câmara de vácuo pode ter várias formas, dependendo das quantidades e características do material a ser secado.

Os vários autores consultados apenas citam que cuidados devem ser tomados no sentido de evitar excesso de fuga de gases.

4. Linha de vapor. Esta linha conduz o vapor d'água e gases não condensados desde a câmara de vácuo até o ' sistema de remoção da água. Devido aos altos valores do volume específico do vapor d'água e do ar, no valor de alto vácuo empregado, a linha de vapor é usualmente bastante grande, comparada com outras linhas de transporte de fluídos. Uma libra de vapor d'água a 0°C e

100 microns ocupa um volume de 151.000 ft³.

A tabela III.2 apresenta alguns valores de volumes específicos.

Tabela III.2 - Volumes Específicos do Ar e Vapor d'água sob alto-vácuo

PRESSÃO ABSOLUTA		VOLUME ESPECÍFICO a 0°C (ft ³ /lb)	
mm hg	Microns	Ar	Vapor d'água
1	1000	9.420	15.100
0,5	500	18.800	30.200
0,1	100	94.200	151.000
0,05	50	188.000	302.000
0,01	10	942.000	1.510.000
0,005	5	1.880.000	3.020.000
0,001	1	9.420.000	15.100.000

5. Sistema de remoção da água. Três diferentes métodos de remoção de água podem ser empregados; condensadores, desecantes e bombas.

6. Bomba de vácuo. A função da bomba de vácuo é manter uma pressão baixa na câmara de vácuo quando ocorre a sublimação. Os gases e vapores, a uma baixa pressão, devem ser comprimidos até uma pressão ligeiramente su



perior à atmosférica e depois descarregados. Bombas rotativas de simples estágio são usadas para pressões em torno de 100 microns de Hg.

Novamente os autores consultados não se preocupam com os problemas ecológicos, apresentando apenas tabelas e dados que fornecem o melhor rendimento. Um dos exemplos consultados cita que para sistemas com altos valores de vácuo, pode-se especificar bombas de vácuo rotativas, considerando $1 \text{ ft}^3/\text{min}$ de vazão para um volume total de 1 ft^3 do sistema evacuado.

III.7 - PROJETO DAS LINHAS DE VÁCUO

O escoamento é laminar nas linhas de vácuo para as condições encontradas em processos de secagem com refrigeração. O diferencial de pressão Δp (lbf/ft²) pode ser calculado pela equação de FANNING:

$$\Delta p = \frac{f L \mu^2 \cdot \rho}{2 g D} \quad \text{Eq III.9}$$

onde:

f = fator de atrito

L = comprimento de linha (ft)

ρ = massa específica do fluido a temperatura e pressão médias de linha (lb/ft³)

μ = velocidade do fluido (ft/s)

g = aceleração de gravidade (32,2 ft/s²)

D = diâmetro interno (ft)

A equação III.9 pode ser reduzida para:

$$\Delta p = \frac{106 \text{ VLZ}}{d^4} = \frac{1,77 \text{ WLZ}}{\rho \cdot d^4} \quad \text{Eq III.10}$$

onde:

Δp = diferença de pressão (microns Hg)

V = vazão volumétrica a temperatura e pressão médias
(ft³/min)

Z = viscosidade do fluido na temperatura média de linha (centipoise)

d = diâmetro interno (in)

W = vazão mássica (lb/h)

Para o ar, a Eq III.10 se transforma:

$$\Delta p = \frac{(1,81 + 0,0055 t) \text{ VL}}{d^4} = \frac{(1,81 + 0,0055 t) \text{ WL}}{60 \rho d^4}$$

Eq III.11

onde:

t = temperatura média do fluido (°C)

Para o vapor d'água, a Eq III.10 se transforma:

$$\Delta p = \frac{(0,94 + 0,0037 t) \text{ VL}}{d^4} = \frac{(0,94 + 0,0037 t) \text{ WL}}{60 \rho d^4}$$

Eq III.12

As equações III.11 e III.12 são aplicáveis a temperaturas do fluido entre -50 e +50°C. Elas podem ser empregadas para calcular o diâmetro da tubulação se o diferencial de pressão é conhecido.

Para fins de projeto, o diâmetro da linha pode ser estimado, considerando-se que o diferencial de pressão é igual a 10% da pressão absoluta à montante. O diâmetro de linha pode, então, ser estimado por intermédio de uma das seguintes equações:

- Para o ar

$$d = \left(\frac{1,8 \times 10^8 \rho V L}{p^2} \right)^{0,25} = \left(\frac{3 \times 10^6 W L}{p^2} \right)^{0,25}$$

Eq III.13

- Para o vapor d'água

$$d = \left(\frac{1,5 \times 10^8 \rho V L}{p^2} \right)^{0,25} = \left(\frac{2,5 \times 10^6 W L}{p^2} \right)^{0,25}$$

Eq III.14

onde:

p = pressão média na linha (microns Hg)

EXEMPLO III.4

Calcular a queda da pressão em uma linha de vácuo de 8 in de diâmetro interno e 10 ft de comprimento que transporta 8,82 lb/h de vapor d'água a uma pressão média na linha de 300 microns a -10°C .

Solução:

$$\rho = \left(\frac{18}{359} \right) \left(\frac{300}{760.000} \right) \left(\frac{273}{263} \right) = 0,0000205 \text{ lb/ft}^3$$

Usando a equação III.12, temos:

$$\Delta p = \frac{0,94 + (0,0037) (-10) (8,82) (10)}{(60) (0,0000205) (8)^4} =$$

$$= 15,8 \text{ microns Hg}$$

III.8 - CONCLUSÕES PRELIMINARES

Sob os aspectos ecológicos, todos os autores consultados a respeito de processos que envolvem secagem, sublimação e destilação, e que exigem vácuo para a sua realização, são totalmente falhos.

Por várias vezes referimo-nos a essas falhas, nos capítulos abordados, sempre que verificamos que a única preocupação dos autores era o rendimento desejado e economia de tempo e energia.

C A P Í T U L O I VBOMBAS DE VÁCUOIV.1 - GENERALIDADES

Essencialmente, as máquinas, que promovem o vácuo necessário ao desenvolvimento dos processos, descritos nos capítulos anteriores, são as bombas de vácuo.

A fim de entendermos perfeitamente os diagramas e grá-ficos, que serão mostrados no capítulo seguinte, apresentare-mos agora dois tipos comuns de bombas de vácuo com seus esque-mas e curvas de funcionamento:

- Bombas pneumáticas de anel líquido para vácuo
- Bombas de vácuo para ar, gases e vapores

IV.2 - BOMBAS PNEUMÁTICAS DE ANEL LÍQUIDO PARA VÁCUO

Para exemplo e apresentação, utilizaremos - nos do Fabri-cante OMEL - Indústria e Comércio S.Á, com seu modelo ATURIA-Série BLN/MV. Este tipo de bomba compõe-se de dois laterais em ferro fundido que encerram o elemento intermediário excên-trico (também em ferro fundido), no qual gira o rotor de bron-ze, fixado sobre eixo de aço cromo. Este se apoia em mancais externos com rolamentos de esfera. O eixo ainda é provido de amplas gaxetas que impedem vazamentos.

Dois modelos da série citada podem ser vistos nas figuras IV.1 e IV.2, que se seguem:

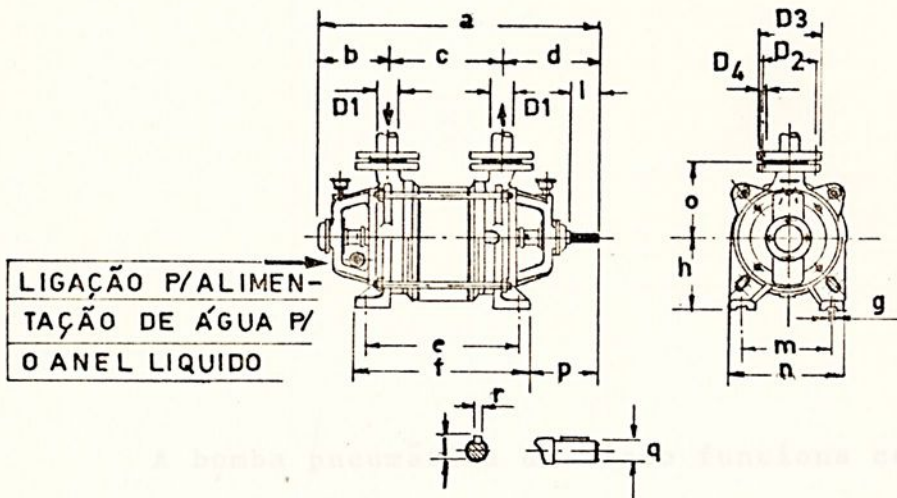


FIG. IV. 1 - BOMBA TIPO BLN/MV 155 a 185

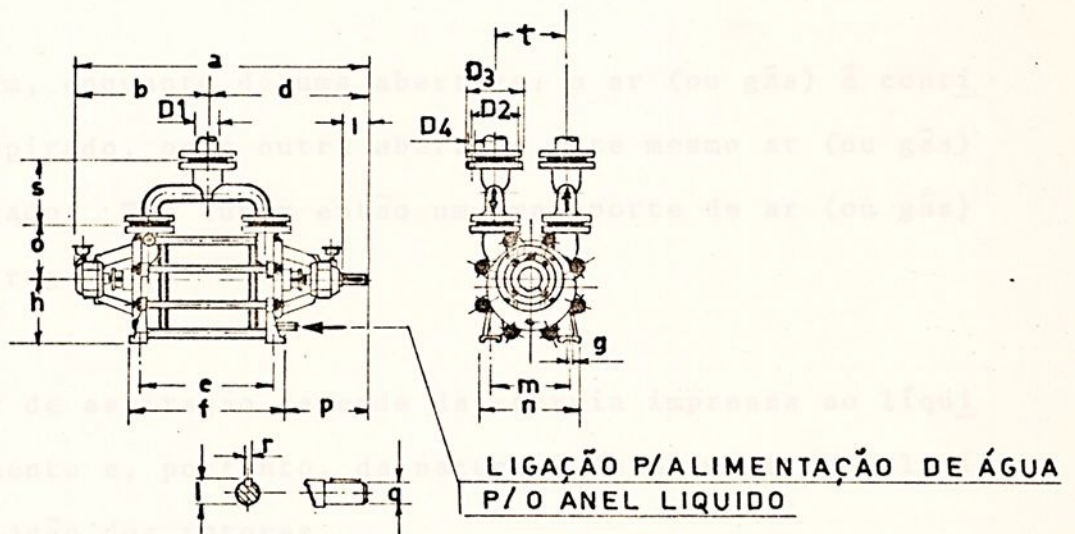


FIG. IV. 2 - BOMBA TIPO BLN/MV 200 a 520

A bomba pneumática de vácuo funciona com a intervenção de um líquido auxiliar que, alternativamente, preenche e abandona os alvéolos dos rotores. Nas paredes frontais da caixa, encontram-se aberturas colocadas de modo que uma delas se comunica com o alvéolo que se esvasia, enquanto que a outra comunica-se com o alvéolo que se preenche.

Assim, enquanto de uma abertura, o ar (ou gás) é continuamente aspirado, pela outra abertura este mesmo ar (ou gás) é descarregado. Tem lugar então um transporte de ar (ou gás) contínuo e regular.

O ar de aspiração depende da energia impressa ao líquido em movimento e, portanto, da natureza do mesmo e da velocidade de rotação dos rotores.

A tabela IV.1 que se segue, apresenta os dados característicos destes tipos de bombas de vácuo.

TABELA IV. 1
DADOS CARACTERÍSTICOS
(60 Hz)

VAZÃO EFETIVAMENTE ASPIRADA (AR RARE-
FEITO) EM m³/h E POTÊNCIA EM HP ABSORVIDA
AO EIXO DA BOMBA. VÁCUO EXPRESSO EM mm
DE Hg COM PRESSÃO BAROMÉTRICA DE 760 mm
DE Hg E COM ÁGUA DE CIRCULAÇÃO A 15 °C.
PESO ESPECÍFICO = 1.

TIPO	RPM	DIÂMETRO DAS BOCAS	VÁCUO EM mm DE Hg												CONSUMO DE ÁGUA m ³ /h
			100		200		300		400		500		600		
			m ³ /h	HP	m ³ /h	HP	m ³ /h	HP	m ³ /h	HP	m ³ /h	HP	m ³ /h	HP	
BLN/MV 155/20	1750	35	14,4	0,7	14,4	0,84	12,6	0,98	9,0	1,19	6,0	1,26	—	—	0,14
" 155/40		"	31,2	1,12	31,2	1,4	30,0	1,54	2,40	1,68	12,0	1,82	—	—	0,28
BLN/MV 185/40	"	40	57,6	1,4	56,7	1,82	57,6	2,24	54	2,52	50,4	2,66	38,4	2,80	0,48
" 185/80		"	114	3,22	114	3,92	114	4,48	108	4,62	102	4,76	78	4,90	0,84
" 185/120		"	174	4,9	174	5,6	174	6,02	162	6,58	156	7,0	120	7,0	0,89
BLN/MV 200/120	"	51	175	4,5	175	4,8	175	5,5	165	5,9	160	6,2	130	6,6	0,89
" 200/160		"	210	5,3	2,10	5,9	210	6,4	210	7,2	205	7,7	190	8,5	1,10
BLN/MV 230/120	"	65	300	9,1	300	10	300	11,2	300	12	294	12,9	264	14	1,7
" 230/160		"	372	12,6	408	13,3	408	14	408	14	396	15,4	360	16,8	2,4
" 230/200		"	468	15,4	468	15,1	468	17,5	468	18,2	456	18,5	432	19,4	2,85
" 230/240		"	612	19,6	612	19,6	612	21	600	22,4	588	23,8	528	24,2	3,4
BLN/MV 250/240	"	100	864	26,6	864	27,3	864	28	816	31,5	764	33,6	660	35	3,9
" 250/320		1450	1000	30	1000	31	1000	33,5	950	36	850	37	720	38	4,2
BLN/MV 380/200	960	125	870	24	870	25	870	26	870	27	840	27,5	720	28	3,5
" 380/300		"	1250	38	1250	39	1250	40	1250	41	1200	41,5	1100	42	5,2
" 380/400		"	1550	48	1550	50	1550	52	1550	54	1500	54,5	1300	55	6,8
BLN/MV 520/350	720	200	2000	42	2000	50	2000	58	2000	66	1900	73	1800	78	9
" 520/450		"	2600	58	2600	66	2600	75	2600	84	2500	92	2200	98	11
" 520/550		"	3100	74	3100	82	3100	92	3100	102	3000	110	2600	117	14
" 520/700		"	3700	85	3700	96	3700	108	3700	118	3700	128	3300	134	16

PREVER UM INCREMENTO DE POTÊNCIA NO MOTOR DE 10 a 15% A MAIS DO QUE ABSORVIDA.



o aeriforme pela parte superior e o líquido pela inferior. O líquido poderá ser recuperado novamente em condições, após prévio resfriamento.

IV.3 - BOMBAS DE VÁCUO PARA AR, GÁS E VAPORES

Para este tipo utilizaremos o catálogo da SULZER DO ARS 511 S/A, com bombas da série L.P. Estas bombas são de eixo líquido, funcionando segundo o princípio do rotor celular, girando excentricamente em um eixo d'água. A sua construção baseia-se em técnicas utilizadas para:

extração de ar de tubulações de aspiração em bombas de vácuo, e

Antes de colocar a bomba em funcionamento, é necessário encher de líquido o corpo da mesma, alimentando-a seguidamente e continuamente, durante o funcionamento, por uma tomada situada perto do prensa gaxeta. Para máximo rendimento (sem preocupações de ordem ecológica), a quantidade do líquido em circulação está previsto na tabela. Não há conveniência em exceder os limites da tabela pois que isto acarretaria um inútil aumento de potência absorvida. Neste ponto também o fabricante esquece de citar o problema ecológico.

O líquido será descarregado juntamente com o aeriforme que, de acordo com as necessidades, será recuperado em um tanque separador fechado. Deste separador poderá ser retirado o

o aeriforme pela parte superior e o líquido pela inferior. O líquido poderá ser recolocado novamente em condições, após prévio resfriamento.

IV.3 - BOMBAS DE VÁCUO PARA AR, GASES E VAPORES

Para este tipo utilizaremos o catálogo da SULZER DO BRASIL S/A, com bombas da série L.P. Estas bombas são de anel líquido, funcionando segundo o princípio do rotor celular, girando excentricamente em anel d'água. A sua construção baseia-se em técnicas utilizadas para:

- extração de ar de tubulações de aspiração em bombas de si - fões elevatórios, de câmaras de turbinas, etc.
- produção e manutenção de vácuo em autoclaves, ferveedores, secadores, condensadores etc.
- aspiração de ar úmido, dos gases e vapores das caldeiras e instalações de desinfecção.

As figuras IV.3 e IV.4 apresentam detalhes da disposição das bombas de vácuo e a Fig. IV.5 apresenta a bomba em questão, vista em corte.

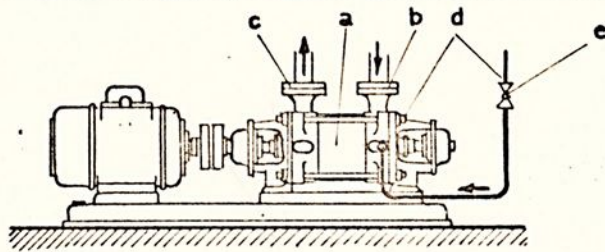


FIG. IV. 3 - BOMBA A VÁCUO OU COMPRESSOR COM REFRI-
GERAÇÃO POR ÁGUA SEM RETORNO

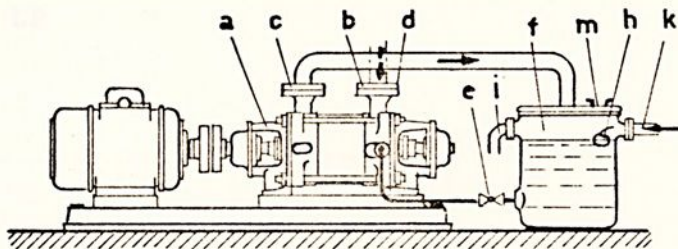


FIG. IV. 4 - BOMBA A VÁCUO TIPO LP COM RESERVATÓRIO
PARA ÁGUA DE RETORNO

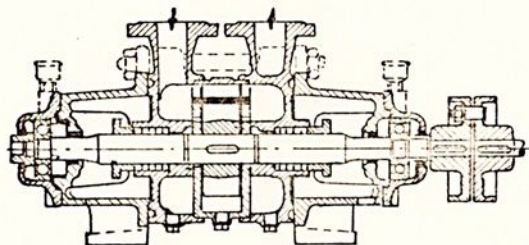


FIG. IV. 5 - CORTE DE BOMBA LP 12-4

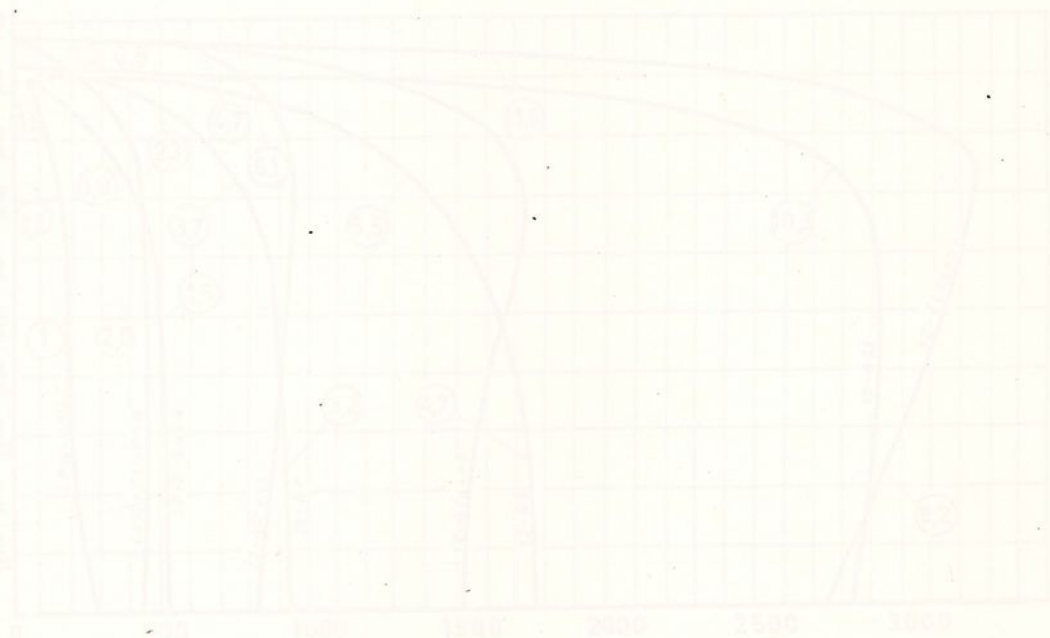
LEGENDA

- a — BOMBA TIPO LP
- b — FLANGE DE ASPIRAÇÃO
- c — FLANGE DE SAÍDA
- d — LIGAÇÃO ÁGUA/RESFRIAMENTO
- e — TORNEIRA DE REGULAGEM
- f — RESERVATÓRIO DE ÁGUA
- h — VÁLVULA DE BOIA
- i — ESCOADOR
- k — ADICIONAMENTO DE AGUA
- m — SAÍDA DE AR

TABELA IV.2
BOMBAS DE VÁCUO LP
CURVAS CARACTERÍSTICAS APROXIMATIVAS

Já a tabela IV.2 apresenta as curvas aproximativas das bombas de vácuo LP

n = 3500 r.p.m.
 TEMPERATURA DA ÁGUA
 NA ENTRADA: 12°C



VOLUME DE AR ASPIRADO EM L/MIN
 POTÊNCIA ABSORVIDA EM HP

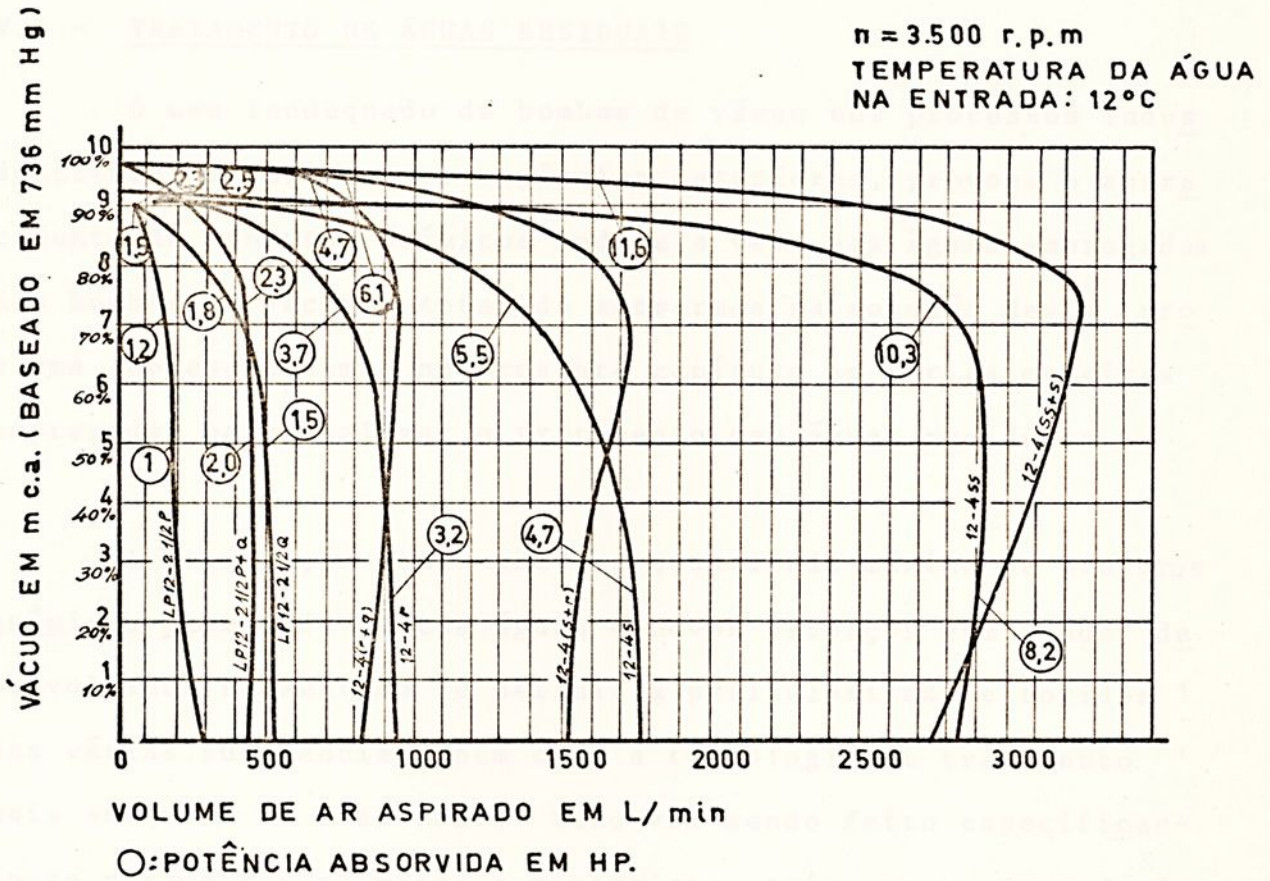
IV.4 - CONCLUSÕES PRELIMINARES

Como se observa, não há preocupação dos fabricantes de bombas de vácuo em fornecer dados à obtenção de bons resultados sob o ponto de vista ecológico.

A preocupação constante é falar do alto grau de vácuo obtido, que é de aproximadamente 99,6%, ratificando a teoria apresentada pelos autores e citada nos capítulos II e III anteriores.

TABELA IV.2
BOMBAS DE VÁCUO LP

CURVAS CARACTERÍSTICAS APROXIMATIVAS



CONSUMO DE ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO

- 4,5 L/MIN — LP 12 — 2 1/2 P
- 4,5 L/MIN — LP 12 — 2 1/2 Q
- 5,5 L/MIN — LP 12 — 2 1/2 P+Q
- 8 L/MIN — LP 12 — 4 r
- 10 L/MIN — LP 12 — 4 (r+q)
- 13 L/MIN — LP 12 — 4 s
- 14 L/MIN — LP 12 — 4 (s+r)
- 25 L/MIN — LP 12 — 4 (ss+s)
- 25 L/MIN — LP 12 — 4 ss

C A P Í T U L O VPROBLEMAS DECORRENTES DO EMPREGO INADEQUADO DAS BOMBAS DE VÁCUOV.1 - TRATAMENTO DE ÁGUAS RESIDUAIS

O uso inadequado de bombas de vácuo nos processos industriais, descritos nos capítulos anteriores, provoca o aparecimento de produtos químicos indesejáveis nas águas empregadas nas bombas de vácuo. Antes de entrarmos na solução deste problema, apresentaremos no presente capítulo as várias maneiras empregadas para realizar o tratamento das águas residuais.

A legislação atual prevê a quantidade máxima de produtos químicos permitida nestas águas e novos esforços vêm sendo desenvolvidos no sentido de definir a periculosidade e toxidez das várias substâncias, bem como a tecnologia de tratamento mais adequada em cada caso.. Tudo vem sendo feito especificando-se parâmetros químicos e biológicos, tais como a demanda de oxigênio nas águas, bem como a demanda bioquímica de oxigênio.

No Brasil, já temos a "Legislação Aplicada ao Controle da Poluição", contendo o "Código de Águas", constantemente atualizado. Nos Estados Unidos, a Administração Ocupacional de Segurança e Saúde frequentemente lança novas Normas, visando regular a solução do problema. Um dos seus últimos trabalhos foi a apresentação da Tabela V.1, que especifica as substâncias suspeitas de causarem o câncer.



Tabela V.1 - Agentes causadores do câncer

- 4 - Nitrobifenil
- α - Naptilamina
- 4,4' - Bimetileno (2-cloroanilina)
Metil-Cloro-Metil-Éter
- 3,3' - Diclorobenzidina (e seus sais)
Diclorometil éter
- β - Naptilamina
Benzidina
- 4 - Aminodifenil
Etilenoimina
- β - Propiolactona
- 2 - Acetilaminofloreno
- 4 - Dimetil-amino-azo-benzeno
- N - Nitrosodimetilamina
Cloreto de Vinila

Outra lista de poluentes tóxicos foi recentemente publicada no Estados Unidos, após acordo entre a U.S. District Court, a U.S. Environmental Protection Agency e os grupos de indústrias químicas. A Tabela V.2 apresenta os poluentes mais conhecidos da lista citada, em sua maioria solventes oriundos de distilações, sublimações, evaporações e outros processos a vácuo.

Tabela V.2 - Principais poluentes orgânicos

Benzeno	Isoforona
Benzenos clorados	Nitrofenóis
Etanos clorados	Nitroaminas
Éteres clorados	Fenol
Fenóis clorados	Éster-fenolatos
Dicloroetilenos	Difenil policlorado
Etilbenzeno	Aromáticos polinucleares
Haloéteres	Tetracloroetileno
Halometanos	Tolueno
Hexaclorobutadieno	Tricloroetileno
Hexaclorociclohexano	Compostos vinílicos
Hexaclorociclopentadieno	

Além destas duas tabelas, outra lista de 306 substâncias foi elaborada e, estas substâncias, definidas como de periculosidade média para as águas naturais.

Não é de nosso interesse discutir aqui o acerto da elaboração destas tabelas, mas sim destacar as dificuldades que nos são apresentadas quando se deseja tratar de despejos industriais e, finalmente, apresentar soluções, visando minimizar a contaminação das águas naturais.

Os processos atuais de tratamento de águas residuais envolvem modelos matemáticos de sistema de tratamento, métodos de otimização e novos métodos de análises químicas. Além disso, o alto preço das substâncias químicas, principalmente



dos solventes derivados do petróleo, leva-nos a discutir seriamente os processos de destruição e de recuperação.

A fim de obter sucesso no método de recuperação, é necessária a implantação de um centro de controle e recuperação de solventes com processos de análises altamente sofisticados, tais como a cromatografia gasosa, a cromatografia líquida, espectroscópios ultravioleta, infravermelho e espectrometria mássica.

Os principais processos - envolvendo a tecnologia do controle de poluição das águas, podem ser classificados em:

- biológicos
- de separação física
- de oxidação

Dos processos acima, o que interessa mais de perto às indústrias químicas é o de separação física, pois, neste, a extração do solvente arrastado por bombas de vácuo é de bastante utilidade.

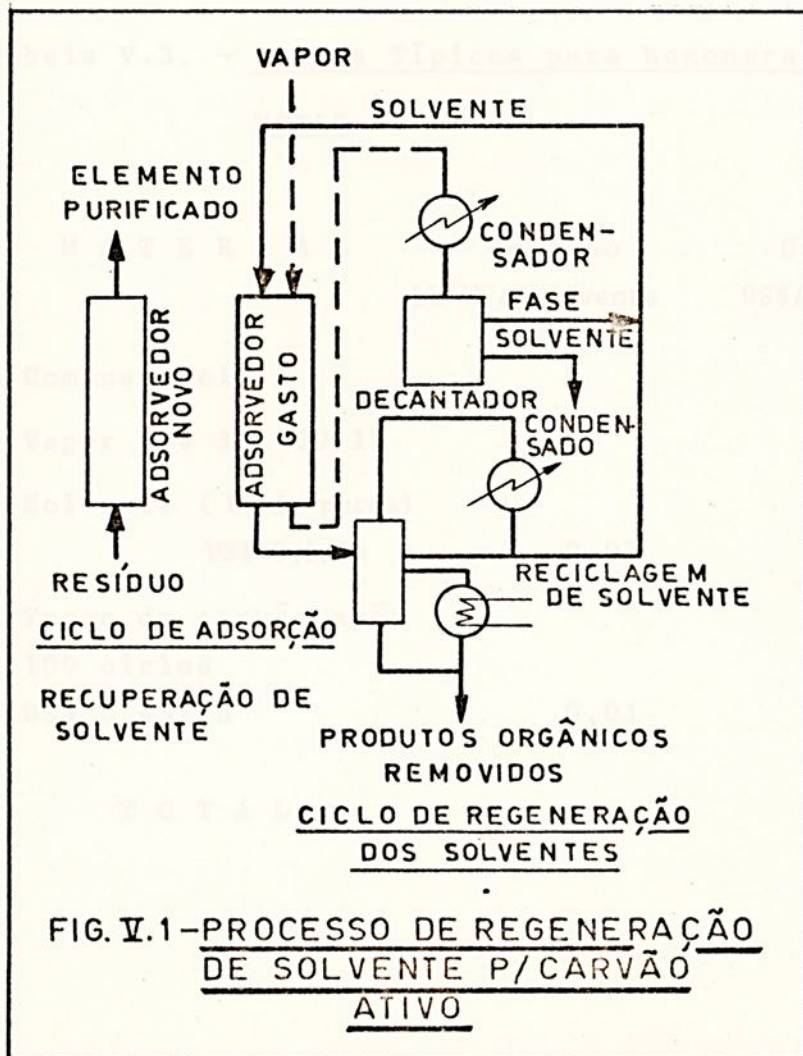
V.2 - REGENERAÇÃO COM SOLVENTE

A regeneração por solvente envolve o emprego de uma fase solvente para desabsorver os compostos orgânicos do adsorvente. O solvente é então removido com vapor como nos sistemas normais e convencionais. Esta tecnologia de regeneração

com solvente tem recebido, recentemente, inovações cada vez em maior escala. O processo envolve uma sequência de operações unitárias convencionais, comuns a todos os processos químicos.

O único requisito para o seu emprego é o de que os compostos orgânicos, a serem recuperados, sejam solúveis em um solvente comum, tais como o metanol, acetona e benzeno. Um ponto interessante deste processo é o de que os solventes miscíveis em água podem ser usados para - em essência - separar os compostos orgânicos da água.

O processo é apresentado esquematicamente na fig. V.1, onde um leito de carvão saturado está em contato com uma quantidade adequada de solvente.



O solvente, contendo compostos orgânicos, é destilado para sua recuperação deixando no fundo uma pasta concentrada de compostos orgânicos para recuperação ou incineração. Quando um solvente já faz parte do processo, um equipamento adicional para destilação deste solvente se faz necessário. O carvão saturado com o solvente tem a sua capacidade adsorvedora recuperada com o emprego de vapor para retirada do solvente. Os vapores contendo solvente são condensados e separados por técnicas convencionais.

Neste processo, o ciclo de adsorção e desadsorção pode ser repetido diversas vezes, antes da troca do carvão. A tabela V.3 abaixo, dá-nos uma idéia de outros tipos de processos.

Tabela V.3. - Custos Típicos para Regeneração com solvente

M A T E R I A L	Relação lb/lb adsorvente	Custo Típico US\$/lb adsorvente
- Combustível	0	0
- Vapor US\$ 3/1000 lb	2	0,006
- Solvente (1% de perda) US\$ 0,1/lb	0,07	0,007
- Troca de carvão após 100 ciclos US\$ 0,45/lb	0,01	0,0045
T O T A L	-	0,0058

Observa-se que os custos típicos do processo não são altos por libra de adsorvente, o que, no entanto, contrasta com o investimento inicial no equipamento necessário à sua execução. Além disso, como veremos no item seguinte, ainda há necessidade de se incinerar os compostos orgânicos não recuperáveis e que aumenta ainda mais o investimento inicial.

V.3 - INCINERAÇÃO DOS RESÍDUOS INDUSTRIAIS

As principais firmas especializadas neste assunto - nos Estados Unidos, chegaram à conclusão de que a incineração de substâncias químicas, com alto ou médio grau de periculosidade, após a sua separação das águas residuais, é a melhor resposta aos problemas ecológicos, pelos seguintes motivos:

- Trata-se de excelente método para eliminar todos os tipos de resíduos industriais;
- a completa oxidação dos resíduos elimina a possibilidade de poluição das águas.
- propicia uma perfeita aplicação das normas de combate à poluição.

O processo de incineração baseia-se no funcionamento de quatro (4) unidades básicas:

1. Sistema de manuseio e transporte de materiais
2. Componentes de incineração
3. Equipamento de controle de poluição do ar

4. Equipamento de controle de poluição da água

A primeira unidade básica, isto é, o sistema de manuseio e transporte de materiais, pode ser vista esquematicamente na fig. V.2.

A segunda unidade básica de incineração é mostrada na fig. V.3.

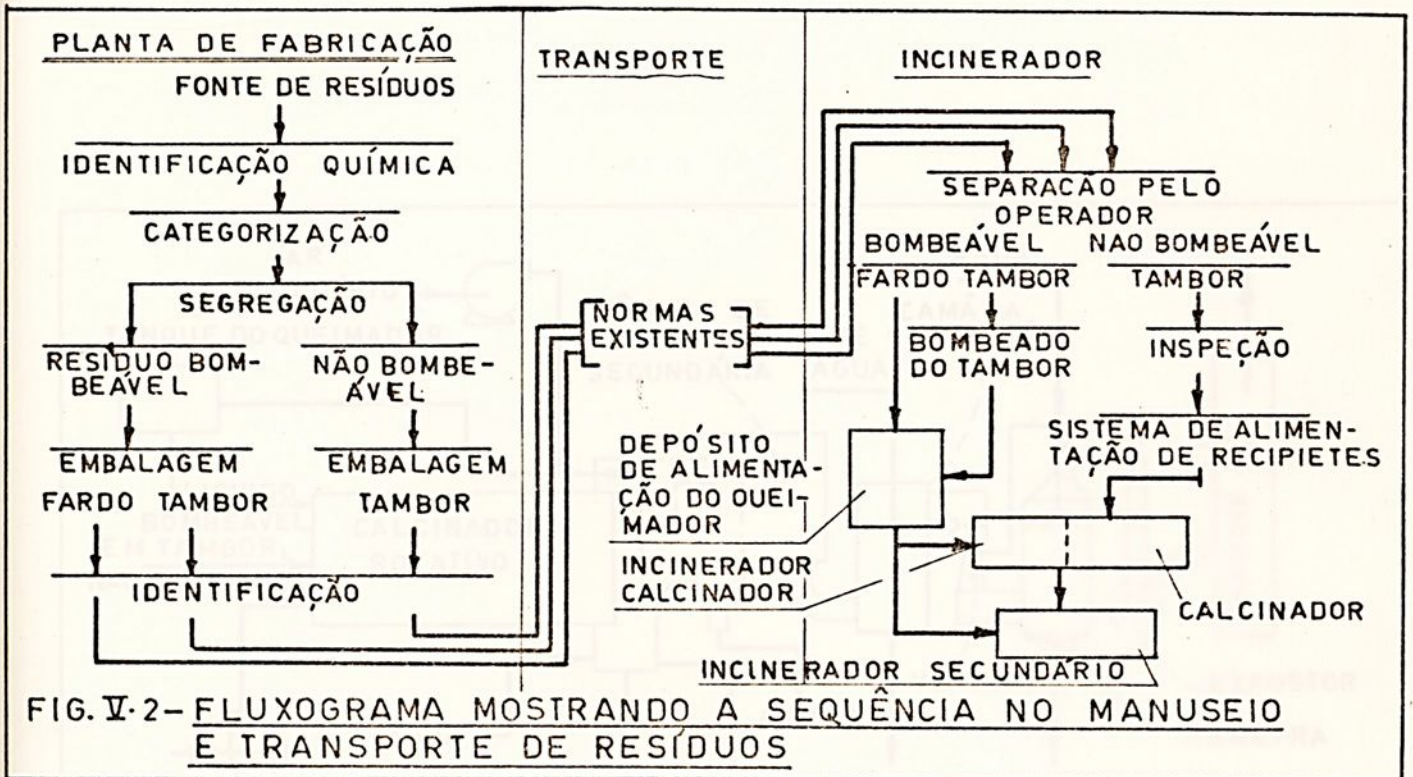


FIG. V.3-INSTALAÇÃO DO INCINERADOR MOSTRANDO UM CALCINADOR ROTATIVO E UMA CÂMARA DE COMBUSTÃO SECUNDÁRIA PARA PARTICULAS.

V.4 - CONCLUSÃO PRELIMINAR

O presente capítulo foi apresentado com o intuito de mostrar as dificuldades de um tratamento de águas residuais e a alta tecnologia colocada em prática, bem como os altos investimentos iniciais necessários.

Realmente é um processo que se faz presente e necessário quando a análise das águas industriais demonstrar a sua inviabilidade de reutilização. No entanto, o que nos propomos a defender é a necessidade de se encontrar soluções para os problemas ecológicos - ainda durante o processo unitário industrial, bem como a escolha do melhor vácuo em um processo.

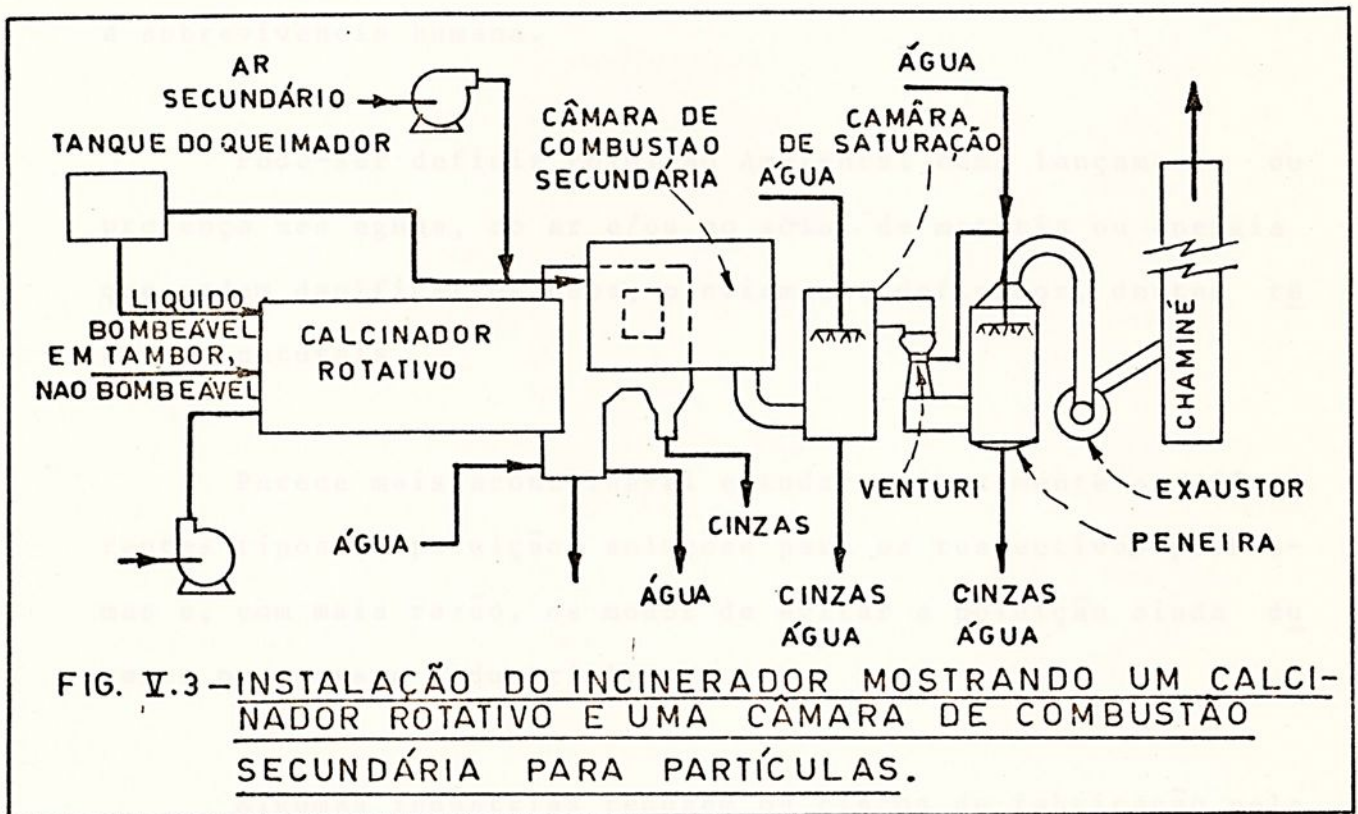


FIG. V.3 - INSTALAÇÃO DO INCINERADOR MOSTRANDO UM CALCINADOR ROTATIVO E UMA CÂMARA DE COMBUSTÃO SECUNDÁRIA PARA PARTÍCULAS.

C A P Í T U L O VITÉCNICA DE VÁCUO, VISANDO AO PROBLEMA ECOLÓGICOVI. GENERALIDADES

Todo ser vivo reage com seu ambiente e produz resíduos; estes, a menos que o ambiente possa dissipá-los convenientemente (auto-depuração), podem interferir no próprio ciclo vital. O ser humano, vivendo em comunidades, tem também desenvolvido processos que produzem grandes quantidades de sub-produtos ou resíduos em forma de matéria ou energia. Tais processos têm profundo significado econômico, político, social, sanitário e militar. Eles afetam a própria saúde do homem, além de seu conforto e segurança, sua riqueza e seu poder. Interferir nestes processos é na verdade, interferir com a própria civilização humana, mas ignorar seus sub-produtos é ignorar uma ameaça à sobrevivência humana.

Pode-se definir Poluição Ambiental como lançamento ou presença nas águas, no ar e/ou no solo, de matéria ou energia que podem danificar os usos, previamente definidos, destes recursos naturais.

Parece mais aconselhável estudar conjuntamente os diferentes tipos de poluição, soluções para os respectivos problemas e, com mais razão, os modos de evitar a poluição ainda durante o processo industrial.

Algumas indústrias reduzem os riscos de fabricação pela



captação dos resíduos e lançamento na atmosfera comunal, onde eles podem se tornar em ameaça a toda a comunidade.

Planejar a disposição dos resíduos e sub-produtos nas águas, no ar e/ou no solo, de modo que não haja poluição, é um dever da comunidade e um direito de seus cidadãos. Na realidade, este planejamento deve ser considerado parte de um planejamento integrado, compreensivo e a longo prazo para toda a área em estudo, que leve em consideração, não só a disposição conveniente dos resíduos, mas também outros problemas comunitários de natureza econômica, social, física e fisiológica. Convém ressaltar que o planejamento econômico isolado não é suficiente e as metas econômicas podem ser arriscadas, a menos que seja dada atenção às necessidades específicas da Saúde Pública e saneamento do meio, habitação, educação e bem estar social.

Os Governos - de modo geral, preocupam-se com o problema da poluição e, o Governo do Estado de São Paulo, em particular, publicou o seu Decreto nº 8.468, de 8 Set. 76, aprovando a regulamentação da lei nº 997, de 31 Mai 76, que dispõe sobre a prevenção e o controle da poluição do meio ambiente.

Dentro do espírito preventivo, visamos atacar a poluição nas suas origens, isto é, procurando evitar o aparecimento de despejos ou de resíduos industriais, sem prejudicar de maneira marcante ao processo econômico.

A técnica de vácuo é muito empregada em indústrias químicas e farmacêuticas, principalmente aplicada a produtos quí



micos orgânicos, já que mais de 500.000 produtos orgânicos diferentes já foram descobertos e identificados nos laboratórios de pesquisas. Os produtos orgânicos, fabricados em escala comercial, podem ser contados às centenas e sua fabricação envolve problemas de ordem específica.

Pode-se dizer praticamente que estão em vigor desde 1976 os seguintes conceitos básicos relacionados com as legislações existentes sobre despejos industriais:

- Padrões gerais de qualidade de corpos d'água receptores, baseados na concentração dos poluentes dos despejos industriais após diluição nos corpos d'água.
- Padrões gerais para a qualidade do efluente da indústria, uniformemente aplicado ou graduado em função da capacidade assimiladora dos cursos d'água.
- Padrões particulares para a qualidade do efluente de cada classe de indústria.
- Carga de poluentes no despejo por unidade de matéria prima empregada ou por unidade de produto fabricado.
- Cobrança de taxas ou de tarifas pela descarga de efluentes nos cursos d'água ou nas Depuradores Municipais de Esgotos.

O primeiro destes conceitos é empregado na Irlanda, no Brasil e, mais particularmente, no Estado de São Paulo. É o

modo de agir apropriado para países com meio ambiente danificado e assegura que um aumento de industrialização não causará danos. Leva em consideração o relacionamento entre a carga poluidora de vários poluentes - em particular, e a capacidade depuradora natural dos cursos d'água.

Dentro desta filosofia, procuramos resolver o problema onde ele é mais grave: técnica de vácuo para solventes orgânicos em indústria química farmacêutica.

Todos os processos que incluem o vácuo para a sua realização foram abordados em capítulos anteriores. Os problemas foram apontados em cada fase do processo e os autores consultados não apresentaram soluções nem providências para a redução da perda de solventes e das quantidades de esgotos industriais quando do emprego de bombas à vácuo.

Uma bomba de vácuo que atendesse ou solucionasse os problemas ecológicos poderia simplesmente receber a denominação genérica de ECOBOMBA.

Nem sempre uma ECOBOMBA seria necessária ou possível de ser encontrada e, neste caso, os itens abaixo devem ser verificados ou estudados para que o processo seja favorável à ecologia:

- O sistema de condensação deve ser reexaminado.
- Deve ser escolhido o melhor vácuo para o processo; para testes de verificação e obtenção do melhor vácuo,

este deve ser regulado por etapas para pressões mais baixas.

- Verificar a perfeita vedação da aparelhagem.

Nosso trabalho visa especialmente dois aspectos:

- Especificação do trabalho de uma ecobomba
- Especificação do melhor vácuo, visando à diminuição da perda de solventes e diminuição dos esgotos industriais.

VI.2- INSTALAÇÕES À VÁCUO

A fig. VI.1 mostra o esquema de uma instalação à vácuo típica para trabalhos favoráveis à Ecologia. Consiste em um evaporador (misturador, destilador, secador), de um sistema de condensação, uma regulagem de pressão e uma bomba de vácuo.

O vácuo é usado inicialmente para poupar os produtos, isto é, para possibilitar a evaporação e condensação a baixas temperaturas. Em processos nos quais não há necessidade de poupar os produtos (por exemplo na água mãe, cujos resíduos são depois queimados), deve-se trabalhar com pressão normal.

Outros pontos que podem indicar o emprego de vácuo são:

- Quando o ponto de ebulição do produto não pode ser alcançado com a temperatura média de aquecimento do reator.

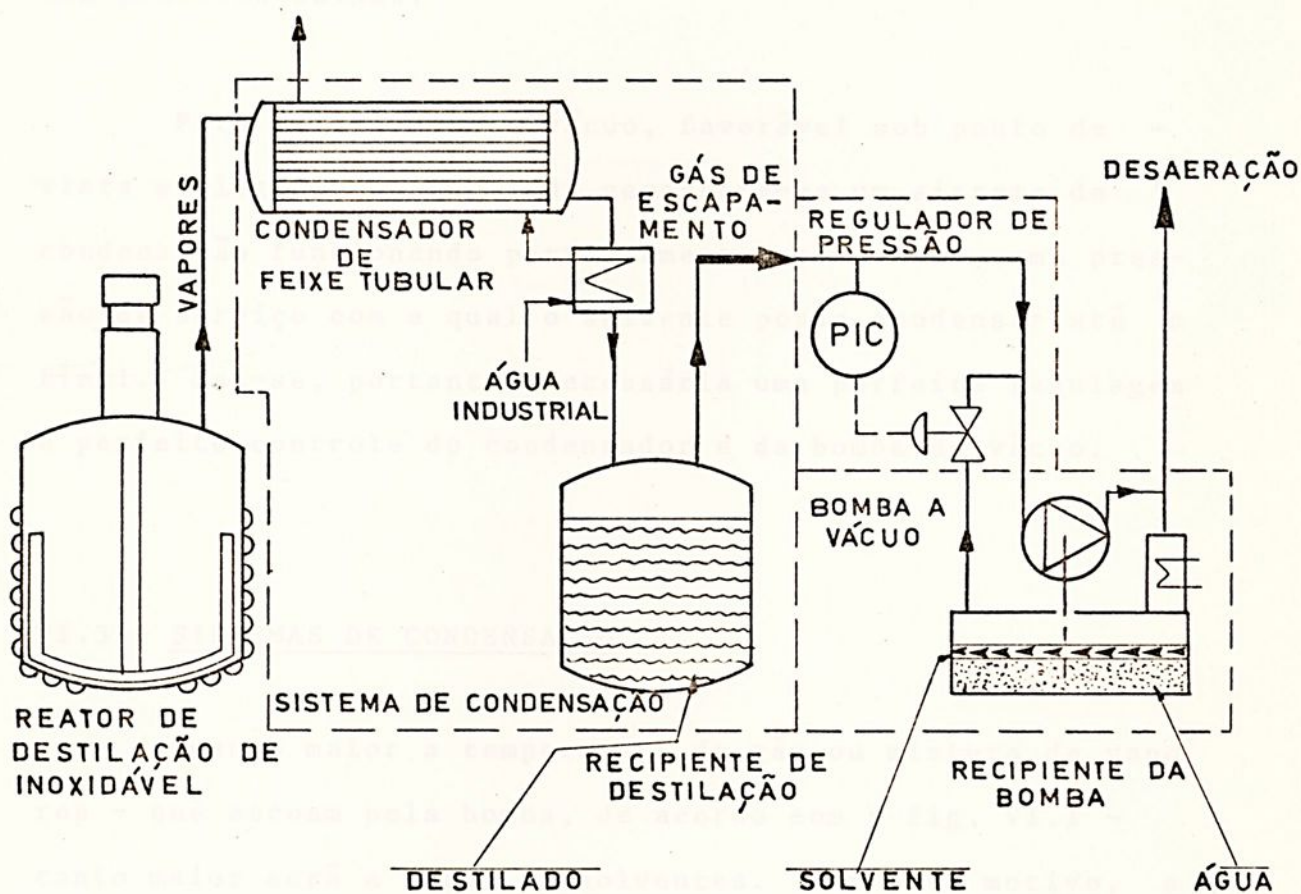


FIG. VI.1 - ESQUEMA DE UMA INSTALAÇÃO DE VÁCUO TÍPICA

CONDENSADORES E DIMINUIÇÃO DO VÁCUO

- Quando se deseja uma destilação rápida. Tem-se tempos de aquecimento mais curtos e uma diferença maior de temperatura, Δt , entre a camisa de aquecimento e o produto, isto é, o rendimento de evaporação aumenta.

Este último ponto especialmente permite um trabalho com pressões baixas.

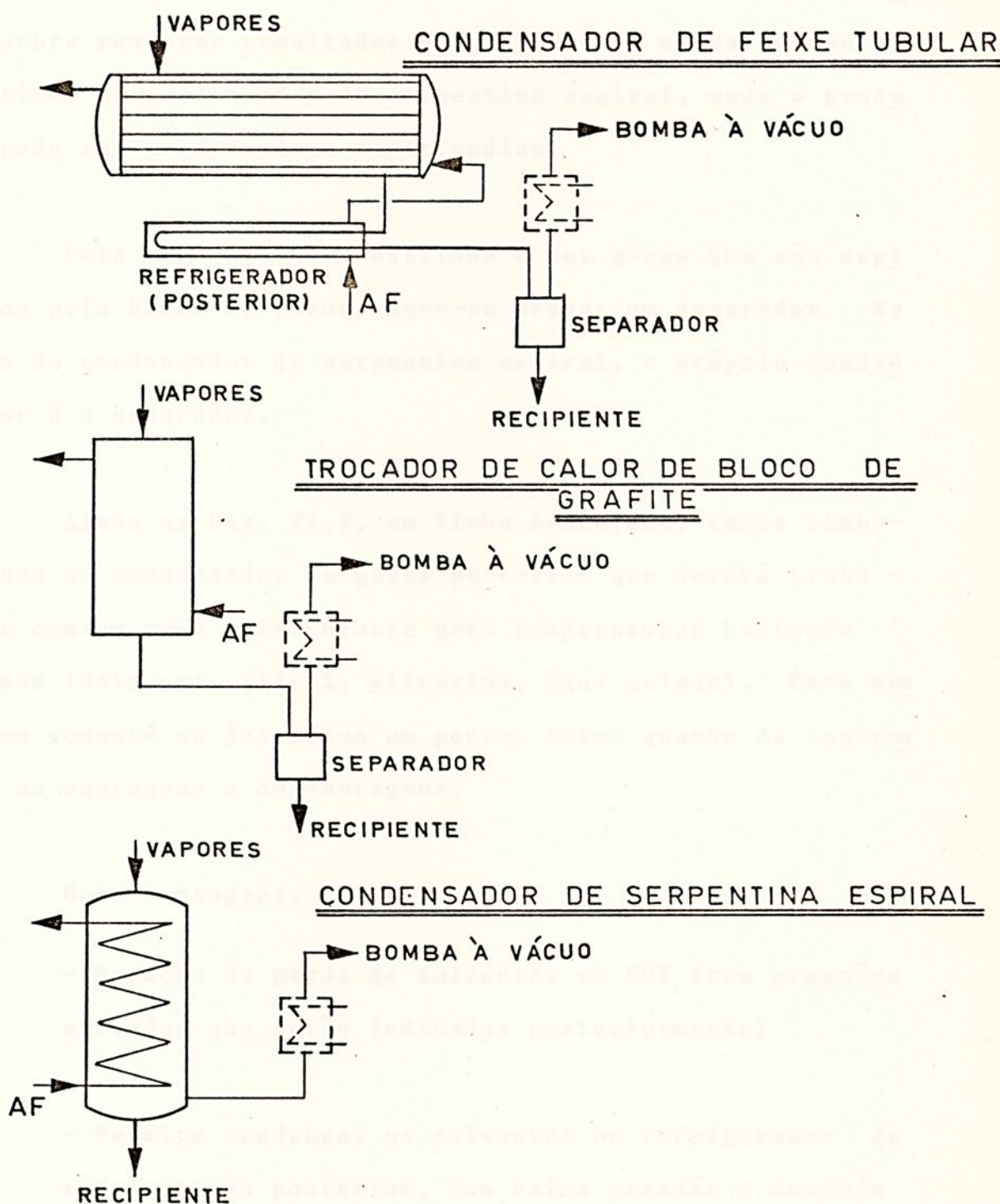
Para um trabalho a vácuo, favorável sob ponto de vista ecológico, por um lado necessita-se um sistema de condensação funcionando perfeitamente; por outro, uma pressão de serviço com a qual o solvente possa condensar até o final. Faz-se, portanto, necessária uma perfeita regulagem e perfeito controle do condensador e da bomba de vácuo.

VI.3 - SISTEMAS DE CONDENSAÇÃO

Quanto maior a temperatura do gás ou mistura de vapores - que escoam pela bomba, de acordo com a fig. VI.1 - tanto maior será a perda de solventes. Por este motivo, o condensado deve ser resfriado e o vácuo produzido na região mais fria do sistema de condensação.

A fig. VI.2 apresenta os tipos mais importantes de condensadores. No condensador de feixa tubular, com condensação na camisa de refrigeração, o condensado não é superaquecido, de modo que um segundo refrigerador de produto tenha que ser usado.

FIG. VI.2

CONDENSADORES E DIMINUIÇÃO DO VÁCUO

IMPORTANTE: O VÁCUO DEVE SER REMOVIDO (OU REDUZIDO) NA PARTE MAIS FRIA.
GÁS E CONDENSADO DEVEM PODER SE SEPARAR.

LEGENDA:

EVENTUAL REFRIGERADOR (POSTERIOR) COM TEMPERATURA MAIS BAIXA.

AF : ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO

No trocador de calor de bloco de grafite, o produto pode ser condensado e superfundido ao mesmo tempo. É montado sobre reatores esmaltados e apresenta as mesmas características do condensador de serpentina espiral, onde o produto pode ser condensado e superfundido.

Para separação do destilado e dos gases que são aspirados pela bomba de vácuo, deve-se prever um separador. No caso do condensador de serpentina espiral, o próprio condensador é o separador.

Ainda na Fig. VI.2, em linha tracejada, temos simbolizado um condensador de gases posterior que deverá trabalhar com um meio refrigerante para temperaturas bastante baixas (salmoura, glicol, glicerina, água gelada). Esta montagem somente se justifica em poucos casos quando de confrontam as vantagens e desvantagens.

Como vantagens, temos:

- Redução de perda de solventes em 80% (com pressões elevadas que serão indicadas posteriormente)
- Permite condensar os solventes no refrigerador de refrigeração posterior, com baixa pressão e despejo nas águas do processo. Esta vantagem - que nos leva a trabalhar com pressões por demais baixas - é, por conseguinte, também uma vantagem.

REGULAGEM DE VÁCUO MANUAL OU AUTOMÁTICO

Como desvantagens, podemos apontar:

- Despesa elevada de investimento
- Perigo de congelamento em misturas solvente-água
- Despesas elevadas com energia
- Perigo de ruptura para o condensador de saída dos gases e, conseqüentemente, novas perdas de solventes.

VI.4 - REGULAGEM DE VÁCUO

O modo mais simples de se obter a regulagem e controle da faixa de trabalho é, conforme a fig. VI.3, com AR FALSO, abre-se a válvula na sucção da bomba, de tal modo que se obtenha o vácuo desejado.

Deve-se tomar o cuidado de não aspirar o "ar falso" antes do reator, pois este poderá se saturar de solvente, aumentando suas perdas.

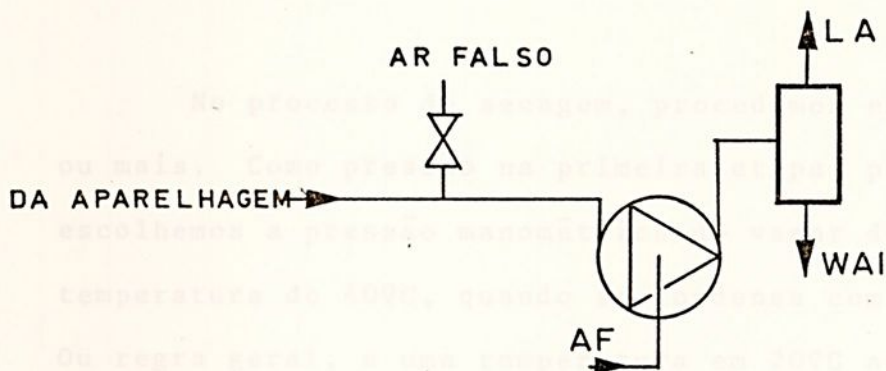
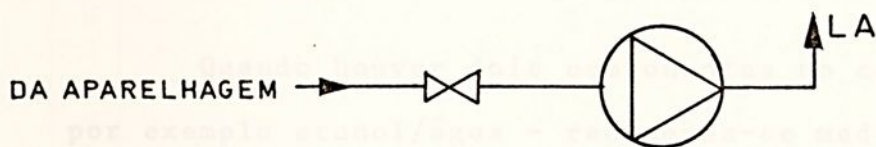
VI.5 - ESCOLHA DO MELHOR VÁCUO

Quanto mais baixa a pressão, isto é, quanto maior o vácuo, maior a perda de solvente. Por este motivo, o vácuo deve ser produzido da melhor maneira necessária e não tanto quanto possível. O vácuo deve ser especificado de tal modo que, de um lado a temperatura do produto não seja alta de mais e, por outro, a temperatura de condensação não seja baixa demais.

FIG. VI. 3

REGULAGEM DE VÁCUO MANUAL OU AUTOMÁTICOBOMBA DE ANEL LÍQUIDO :BOMBA DE JATO DE ÁGUA:

COM AR FALSO

BOMBA DE REGISTRO ROTATIVO: ESTRANGULAMENTOBOMBA DE JATO DE GÁS

REGULAGEM CONFORME MONTAGEM

De maneira alguma estas duas temperaturas serão iguais. A temperatura do produto é mais alta na sua temperatura de ebulição do que na de condensação.

Ensaio e testes devem fornecer a temperatura máxima permissível para o produto, relativamente ao aquecimento.

No processo de secagem, procedemos em dois estágios ou mais. Como pressão na primeira etapa, por conveniência, escolhemos a pressão manométrica do vapor do solvente na temperatura de 40°C, quando se condensa com água industrial. Ou regra geral, a uma temperatura em 20°C acima da temperatura de entrada do agente refrigerante e seca-se ao ponto do condensado apenas gotejar.

Esvazia-se então o recipiente do condensado e usa-se o melhor vácuo até o final da secagem.

Quando houver dois componentes no condensado - como por exemplo etanol/água - recomenda-se medir a pressão manométrica do vapor do condensado.

Deve-se evitar também a reevaporação do solvente por meio de repetidos esvaziamentos do recipiente do condensado.

A fig. VI.4 dá-nos a pressão de vapor de alguns solventes mais usados e a Fig. VI.5 apresenta um exemplo de como determinar o melhor vácuo para a destilação.



FIG. VI.4
CURVAS DE PRESSÃO DE VAPOR PARA ALGUNS
SOLVENTES

TEMPERATURA EM FUNÇÃO DA PRESSÃO DE VAPOR

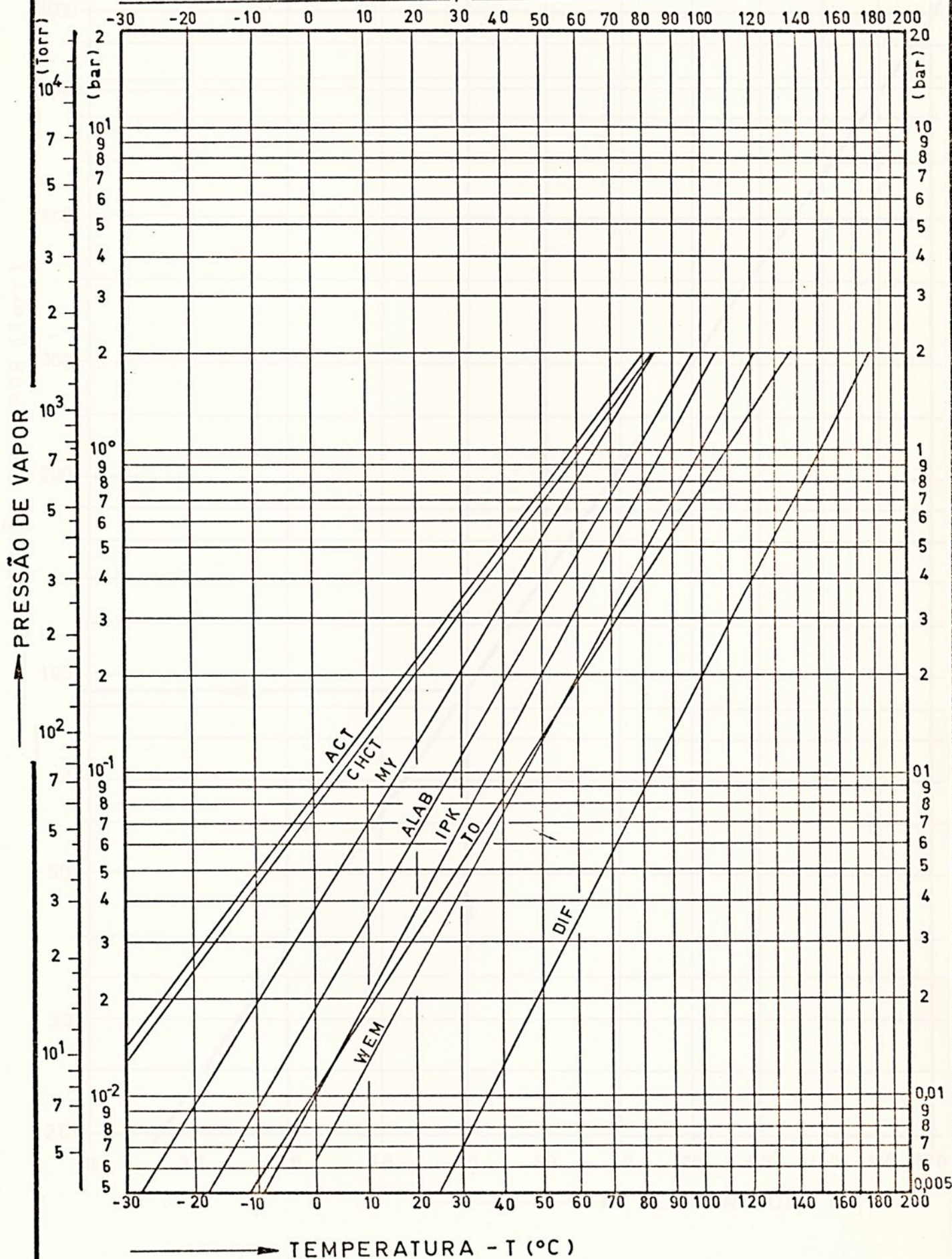
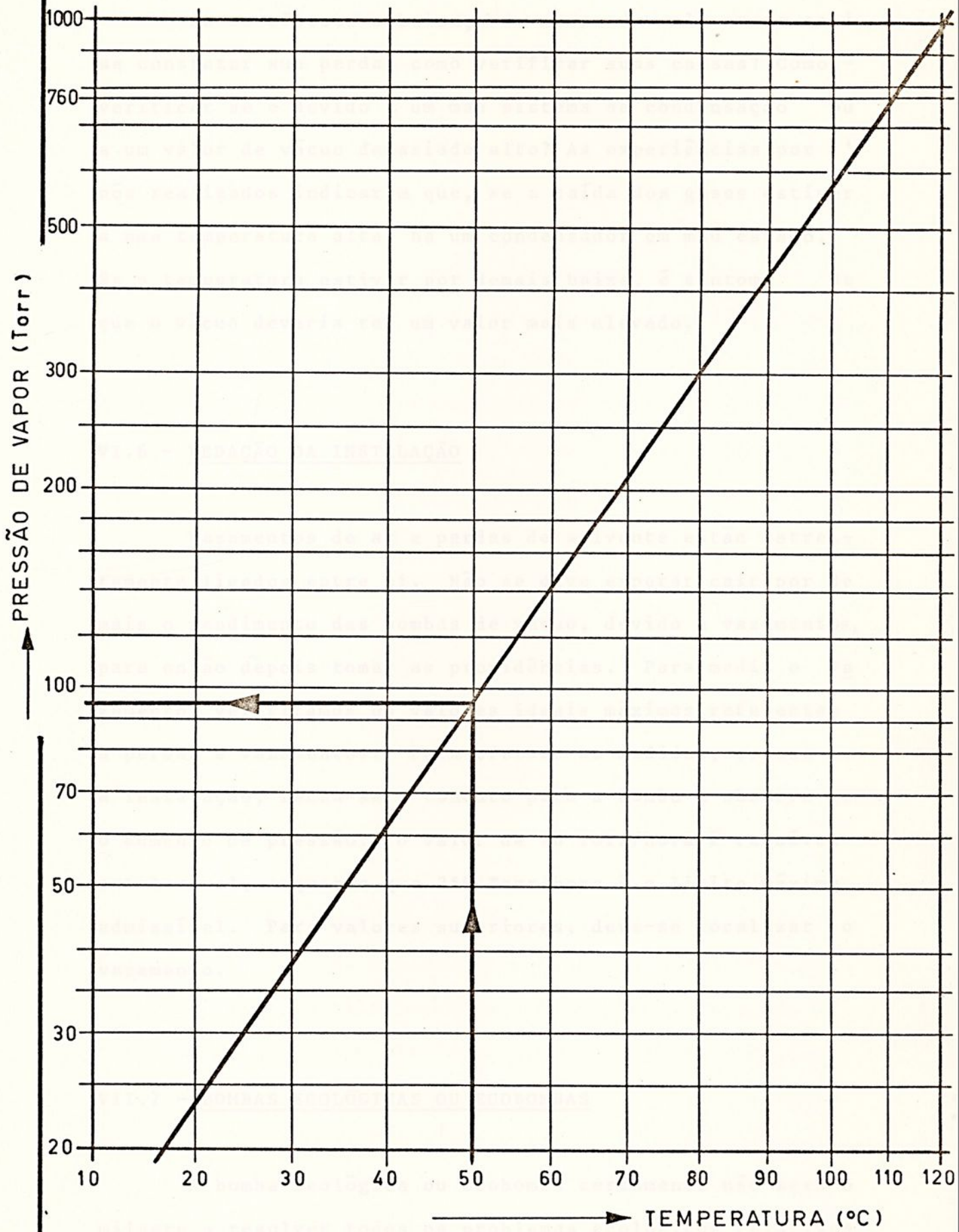


FIG. VI.5

CURVA DE PRESSÃO DE VAPOR PARA TOLUOL

Ao se efetuar o balanço de massa do solvente e ao se constatar sua perda, como verificar suas causas? Como verificar se é devido a um mau sistema de condensação ou a um valor de vácuo demasiado alto? As experiências por nós realizados indicaram que, se a saída dos gases estiver a uma temperatura alta, há um condensador em mau estado. Se a temperatura estiver por demais baixa, é sintoma de que o vácuo deveria ter um valor mais elevado.

VI.6 - VEDAÇÃO DA INSTALAÇÃO

Vazamentos de ar e perdas de solvente estão estreitamente ligados entre si. Não se deve esperar cair por demais o rendimento das bombas de vácuo, devido a vazamentos, para então depois tomar as providências. Para medir o vazamento, verificamos os valores ideais máximos referentes a perdas e vazamentos. Para efetuar as medidas, evacua-se a instalação, fecha-se o conduto para a bomba e observa-se o aumento de pressão. O valor de 70 Torr/hora é razoável e tolerável, enquanto que 250 Torr/hora é o limite máximo admissível. Para valores superiores, deve-se localizar o vazamento.

VII.7 - BOMBAS ECOLÓGICAS OU ECOBOMBAS

A bomba ecológica ou ecobomba certamente não será o milagre a resolver todos os problemas ecológicos relativos às bombas de vácuo de anel líquido.



As experiências que realizamos, a fim de definir e especificar uma ecobomba ideal, seguiram, inicialmente, dois passos. De início, tentamos diminuir o consumo de água industrial e, finalmente, definir nossa bomba ecológica.

Não existe simplesmente uma ECOBOMBA. Qualquer bomba de vácuo pode ser equipada de tal modo a se transformar em uma bomba ecológica, ou seja, pode ser equipada de maneira a que os vapores de solventes aspirados possam ser condensados e adsorvidos. O principal problema das bombas de vácuo utilizadas atualmente, que na sua maioria são bombas de anel líquido e injetores de vapor vivo, consiste não apenas nas perdas de solventes, como também no grande consumo de água industrial e, conseqüentemente, na produção de grande quantidade de águas residuais ou servidas (esgoto).

Uma bomba de anel líquido normalmente necessita de cerca de 700 litros d'água/hora e um injetor de vapor vivo de cerca de 3.500 litros d'água/hora. Na fig. VI.6, esquematizamos nossas experiências, visando à diminuição das águas servidas ou de esgoto. Nas bombas de anel líquido e de jato d'água, a circulação emprega o próprio líquido já algo saturado de solventes adsorvidos. A aeração dispõe de um trocador de calor que provoca a condensação de gases de solvente que porventura não ficaram retidos na água de circulação. Ao chegar ao ponto de saturação o líquido de circulação é trocado no recipiente. Por sua vez, a energia da bomba é dissipada pelo líquido de refrigeração da bomba.

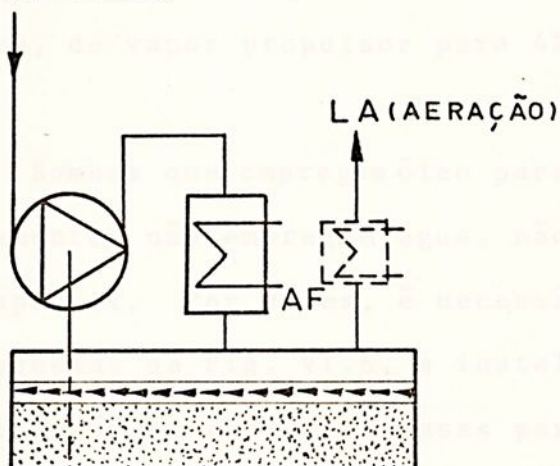


FIG. VI. 6

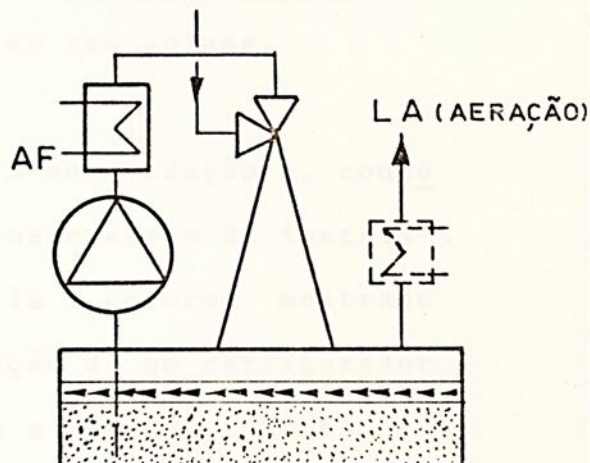
EQUIPAMENTO DE BOMBAS DE VÁCUO PARA
ECONOMIA DE WAI (ÁGUA INDUSTRIAL)

BOMBA DE ANEL LÍQUIDO

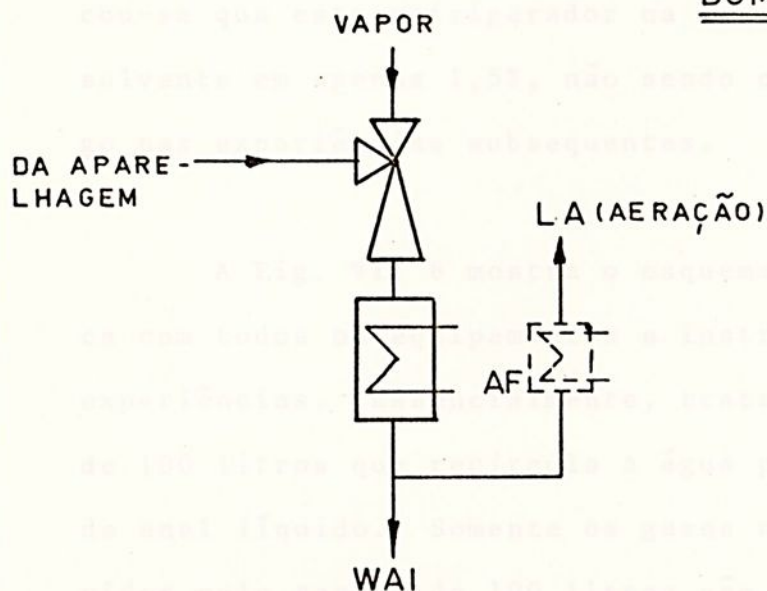
DA APARELHAGEM

BOMBA DE JATO DE ÁGUA

DA APARELHAGEM



SISTEMA DE CIRCULAÇÃO DO LÍQUIDO (1 OU MAIS BOMBAS)

BOMBA DE JATO DE GÁSBOMBA DE REGISTRO GIRATÓRIOBOMBA DE REGISTRO DE BLOQUEIO

NÃO NECESSITA DE ÁGUA

CONDENSAÇÃO DA SUPERFÍCIE DO
GÁS DE ACIONAMENTO

OBSERVAÇÃO: AF = ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO
WAI = ÁGUAS RESIDUAIS

No uso de várias bombas trabalhando num mesmo recinto, podemos utilizar ou não somente um reservatório de água de circulação.

No caso das bombas de jatos de vapor (gás), consegue-se a diminuição da quantidade das águas de esgoto pela condensação superficial em lugar da condensação de toda a mistura, do vapor propulsor para 4% do seu volume.

Bombas que empregam óleo para a sua vedação e, conseqüentemente, não empregam água, não necessitam de instalação especial. Por vezes, é necessária - conforme mostrado nos esquemas da Fig. VI.6, a instalação de um refrigerador na tubulação de saída dos gases para a aeração. Este refrigerador deve funcionar com agente refrigerante no lugar da água para provocar a condensação dos gases.

Nas primeiras experiências que realizamos, verificou-se que este refrigerador na aeração reduz as perdas de solvente em apenas 1,5%, não sendo compensado o seu emprego nas experiências subsequentes.

A Fig. VI. 6 mostra o esquema de uma bomba ecológica com todos os equipamentos e instrumentos que usamos nas experiências. Essencialmente, trata-se de um recipiente de 100 litros que recircula a água para a bomba de vácuo de anel líquido. Somente os gases não condensados e absorvidos pelo tanque de 100 litros são liberados para a atmosfera. As águas de recirculação são continuamente analisa-



das e destruídas somente quando saturadas de solvente.

A fim de aumentar a eficiência da bomba de vácuo, colocamos um ejetor de gases. A válvula com bóia permite recompletar o recipiente de 100 litros após eventuais perdas.

Os gases succionados pela bomba de vácuo são escoados com a água para dentro do recipiente, após passar por um trocador de calor do tipo placas de 2 m^2 .

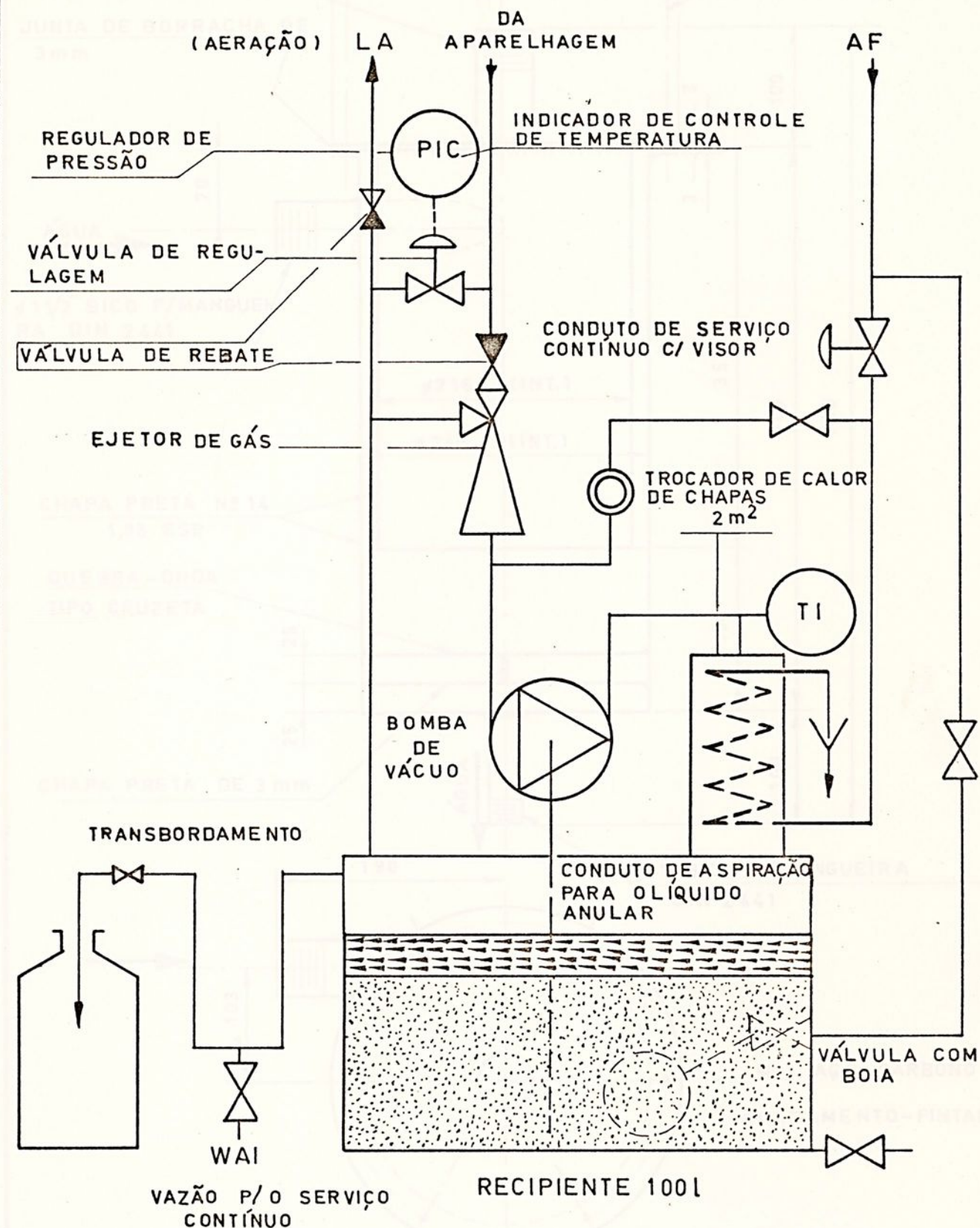
Outro item levado em conta em nossas primeiras experiências foi o emprego de gás inerte (nitrogênio) nos reatores, secadores e destiladores, o que aumenta também a eficiência da solução para os problemas ecológicos. Este assunto, porém, é tema para outro trabalho, já que antes de se aplicar o vácuo, os recipientes devem ser inertizados. Isto é feito de modo a que o vácuo seja regulado para 300 Torr e, em seguida, deixa-se escoar nitrogênio.

As bombas empregadas, de fabricação SULZER podem ser reguladas para obter o vácuo de 200 Torr em 10 minutos. De modo geral, para um reator de 4000 litros, e volume total da instalação de 10 m^3 , necessita-se uma bomba de vácuo com desempenho de aspiração de no mínimo $100 \text{ m}^3/\text{hora}$.

Outro modelo prático e simples - empregado em nossas experiências para absorver o ar das bombas de vácuo, é mostrado em detalhes na Fig. VI.8

FIG. VI. 7

ESQUEMA DE BOMBA ECOLÓGICA



ESPAÇO NECESSÁRIO: 600 x 800 mm SUPERFÍCIE
1500 mm ALTURA

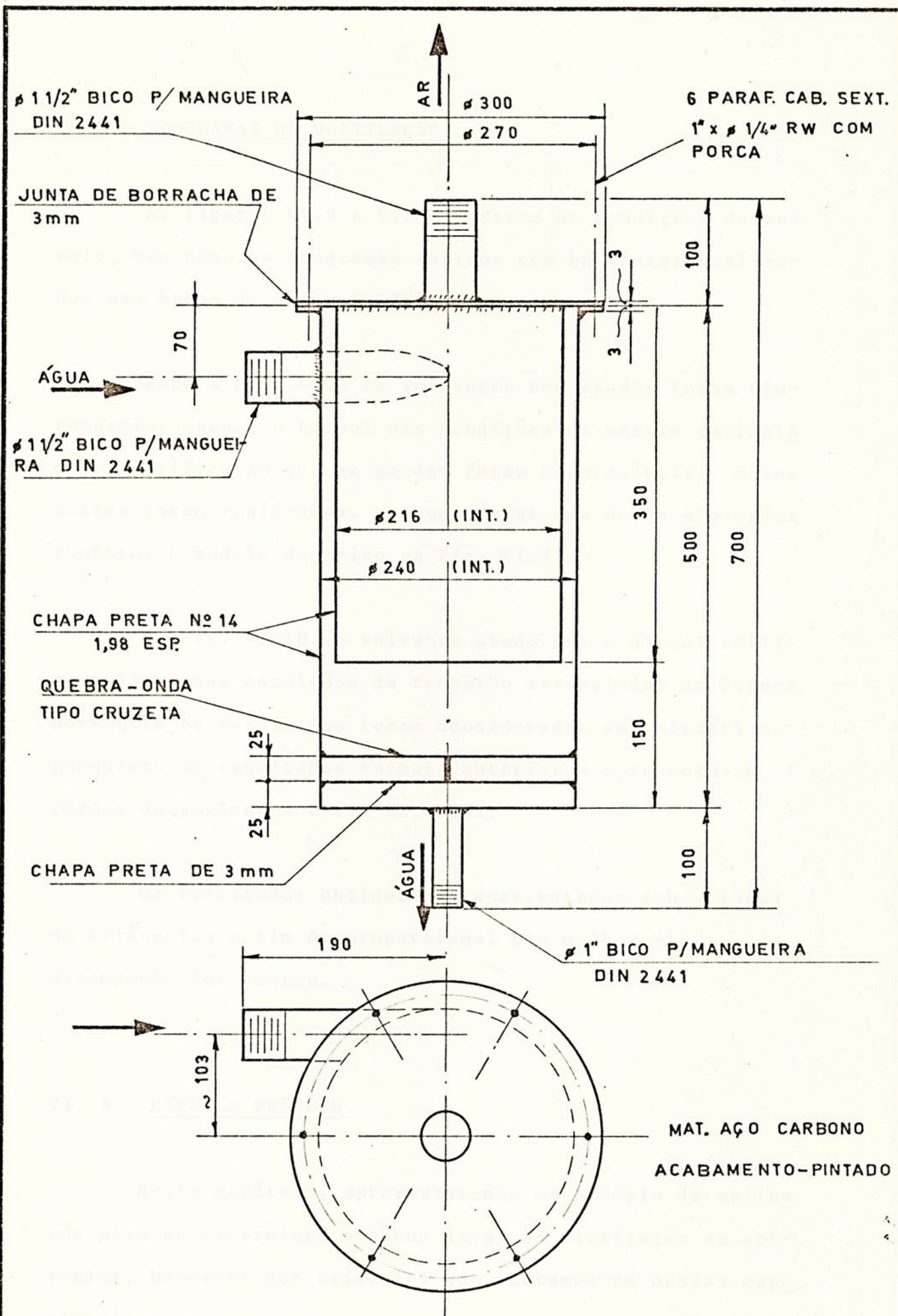


FIG. VI 8 - SEPARADOR DE AR PARA BOMBA DE VÁCUO
 "SULZER" MOD. LP-12-4

VI.8 - ECOGRAMAS DE DESTILAÇÃO

As figuras VI.9 e VI.10 mostram as condições de ensaio, bem como os ecogramas obtidos com os testes realizados com bomba de vácuo SULZER.

Para a Fig. VI.9 os solventes empregados foram clorofórmio, etanol e toluol nas condições de ensaio assinalados e verifica-se que as perdas foram desprezíveis. Estes testes foram realizados, empregando-se uma bomba ecológica conforme o modelo descrito na Fig. VI.7.

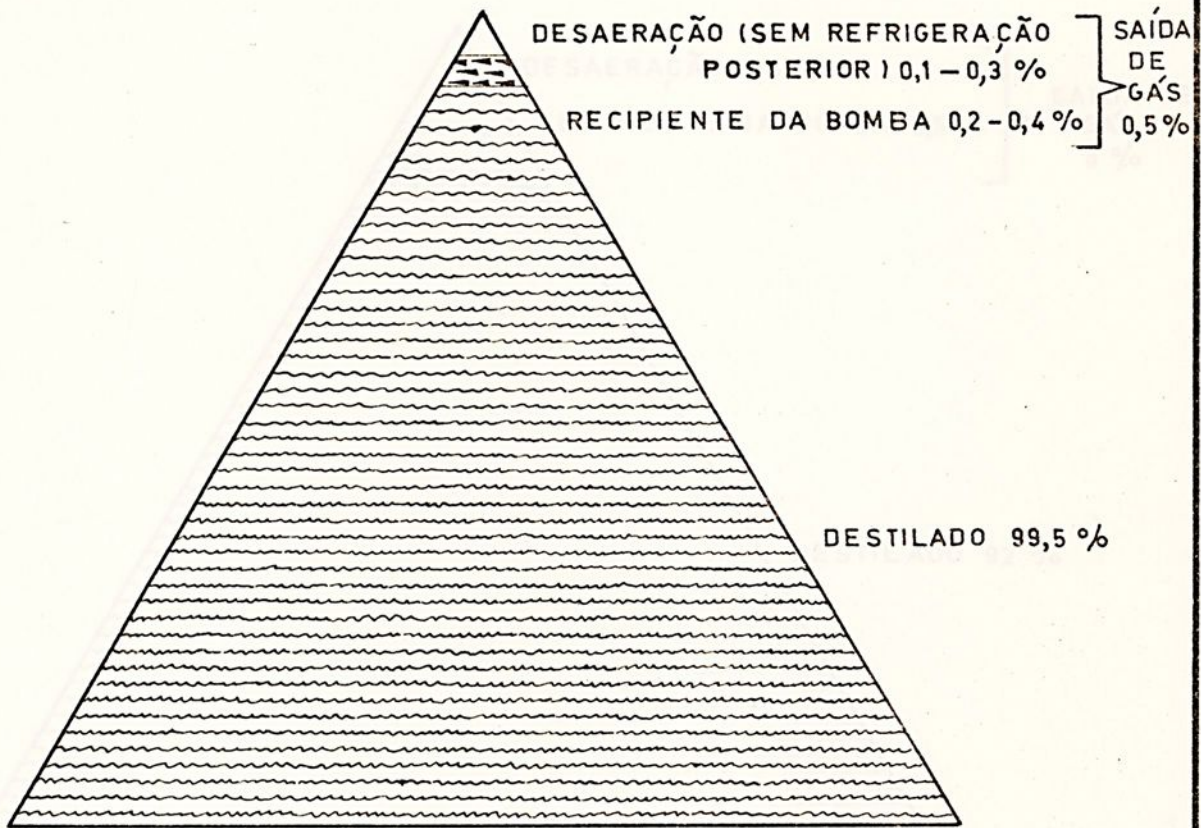
Na Fig. VI.10, o solvente usado foi o álcool etílico a 65% e nas condições de trabalho assinaladas na Figura. Novamente os resultados foram considerados satisfatórios, porquanto os resultados normais anteriores apresentavam perdas de solventes entre 12 e 15%.

Os resultados obtidos são apresentados sob a forma de triângulos a fim de proporcionar uma melhor visão do desempenho dos testes.

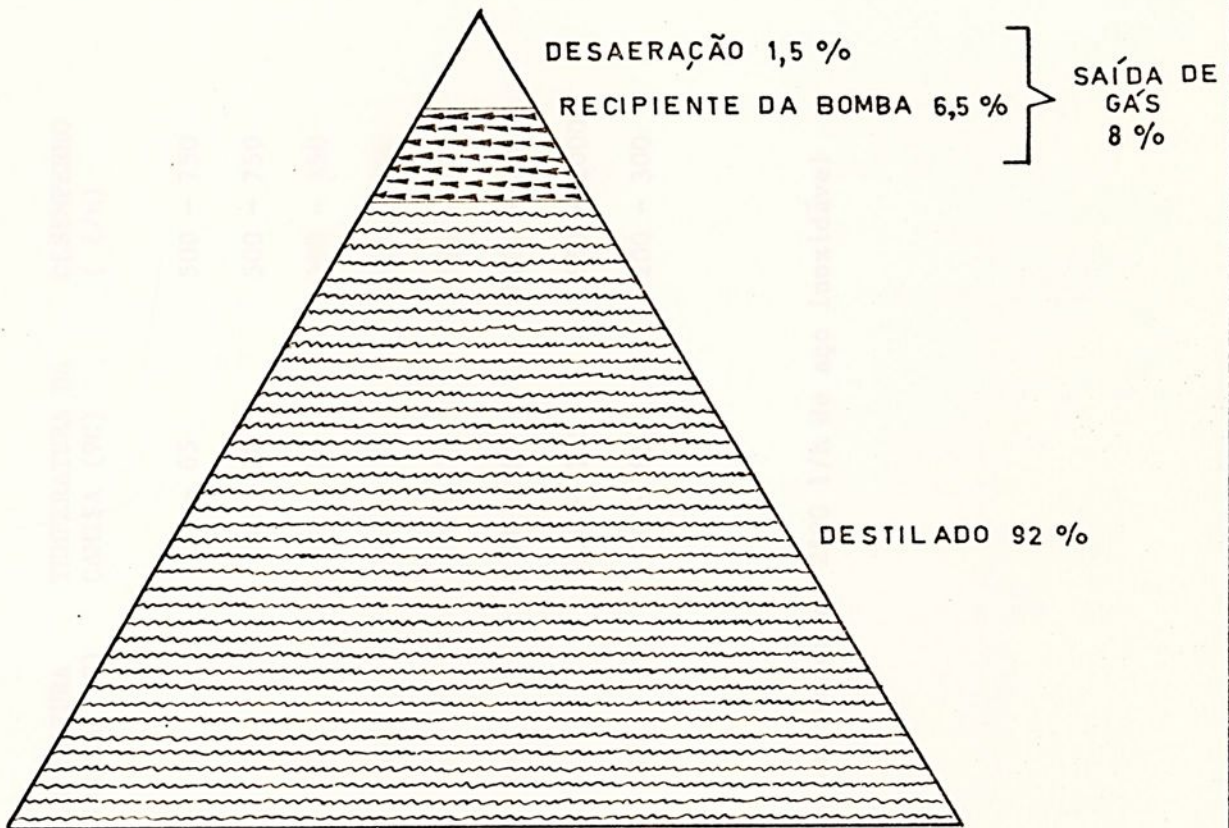
VI. 9 - EXEMPLO PRÁTICO

Neste capítulo, apresentaremos um exemplo de aplicação para se determinar o vácuo ideal na destilação de solventes, baseados nos critérios que adotamos em nossas experiências.

FIG. VI.9

RESULTADOS DE ENSAIOS: ECOGRAMA DE DESTILAÇÃOCONDIÇÕES DE ENSAIO

SOLVENTE	TEMPERATURA DE EBULIÇÃO °C	PRESSÃO DA DESTILAÇÃO Torr	DESEMPENHO DE EVAPORAÇÃO Kg/h
CLOROFORMIO	39	320	800
ETANOL	47	160	250
TOLUOL	50	90	260

FIG. VI.10RESULTADOS DE ENSAIOS : ECOGRAMA DE SECAGEMCONDIÇÕES DE ENSAIO

SOLVENTE: ETANOL 65 %

VÁCUO: 3 HORAS 130 Torr (40 Kg CONDENSADO/h)
10 HORAS 40 Torr (5 Kg CONDENSADO/h)

TEMPERATURA VAPOR: 40 - 50 °C

TABELA VI.1 - VALORES SUGERIDOS DA PRESSÃO NA DESTILAÇÃO A VÁCUO

SOLVENTE	VALOR DA PRESSÃO (TORR)	TEMPERATURA INTERNA (°C)	TEMPERATURA DA CAMISA (°C)	DESEMPENHO (ℓ/h)	PONTO DE EBULIÇÃO DA ÁGUA (°C)
Acetona	430	42	55 - 65	500 - 750	85
Clorofórmio	410	45	60 - 70	500 - 750	84
Metanol	280	43	60 - 70	300 - 450	75
Etanol	160	43	60 - 70	400 - 600	62
Isopropanol	130	46	65 - 75	600 - 900	56
Toluol	95	50	70 - 85	1100 - 1600	49
Dimetilfor mamida	50	73	110 - 125	650 - 1000	37
Água	100	52	70 - 85	200 - 300	52

- Testes realizados em reator de 2500 l/h de aço inoxidável



Desejamos concentrar uma água mãe com toluol como solvente a 10% até uma concentração de 50%. Sabemos que a temperatura de 60°C não deve ser ultrapassada. Sabe-se igualmente, que - até uma concentração de 60%, pode-se esperar uma elevação do ponto de ebulição de cerca de 2°C por 10% de aumento na concentração.

Em nosso caso, isto significa que a água mãe entra em ebulição a 60°C e que o solvente condensará a $5 \times 2 = 10$ °C, inferiores a 60°C, ou seja, 50°C. Nesta temperatura, o líquido refrigerante poderá ser a água industrial à temperatura ambiente.

Da Tabela da Fig. VI.5, que apresenta a curva de pressão de vapor para o toluol, tiramos o valor da pressão correspondente a 50°C e encontramos o valor teórico de 95 Torr.

Nossas experiências levaram-nos à confecção, igualmente, da tabela VI.1, que apresenta valores a serem seguidos na destilação de solventes. A pressão manométrica do vapor de alguns solventes é apresentada na Fig. VI.4.

A Tabela VI.1 apresenta, portanto, valores limites de pressão que não deverão ser ultrapassados em hipótese alguma, sob pena de se aumentar a perda de solventes.

Os valores tabelados são válidos para solventes puros e a temperatura interna dos reatores sobre 2°C/10% de aumento na concentração dos componentes, o que deve ser observado para a terceira coluna da Tabela.



VI.10 - CONCLUSÃO

O presente trabalho visou modestamente apresentar subsídios no sentido de evitar a poluição ecológica quando do emprego de bombas de vácuo aplicado à extração de solventes. Para tanto foi sugerida a adaptação de um tanque especial de recirculação e o emprego, não do vácuo máximo, mas do valor ideal, tabelado para cada solvente testado.

O problema da poluição preocupa por demais todos os ramos da engenharia. Os conceitos tradicionais sobre as dimensões e responsabilidades da engenharia acham-se em franca revisão em todo o mundo, em parte por causa da evolução interna da profissão mas, sobretudo, porque a sociedade humana vê com olhos muito mais críticos que antes aquilo que fazem os profissionais que devem servi-la. A reação social é particularmente intensa quando o que é feito pelos profissionais tende a perturbar muito a ecologia, com efeitos imediatos incidindo desfavoravelmente sobre o bem estar humano. É necessário reconhecer que a reação é muito menor quando se perturba apenas a ecologia animal ou vegetal e não a humana, ou quando os efeitos mais sensíveis somente são previstos para as gerações futuras. Em honra aos engenheiros é necessário dizer que bom número dentre eles demonstra uma séria preocupação por esses efeitos de grande alcance; os engenheiros estão transformando e alterando as dimensões de sua profissão.

A realidade profissional é que um engenheiro fica tecnicamente fora de moda, na proporção em que ele não é



também um humanista.

Os engenheiros podem aprender fora do Brasil os aspectos mais avançados de modernas tecnologias, mas só no Brasil aprenderão a agir profissionalmente na exclusiva defesa, preservação e aumento do patrimônio humano e natural do país.

A engenharia é, na realidade, internacional, mas a engenharia ecológica não pode ser entendida senão como uma atividade de sadio nacionalismo.

Todo o Brasil, pode-se dizer sem medo de errar, necessita centros de engenharia ecológica; a questão é onde começar, onde realizar a primeira implantação e a primeira experiência. Consideramos que a localização mais aconselhável será onde exista já uma interação entre o homem e sua tecnologia e a natureza, onde a necessidade de cura já seja sentida e onde o desejo de prevenir tenha que começar a formar-se. Em outras palavras, onde em vez da pergunta: Quanto nos vai custar implantar essa nova engenharia?, se formule esta outra: Quanto nos custará o não implantá-la?

O Estado de São Paulo, com sua pujante industrialização e vida urbana é, provavelmente, o que mais interfere com a ecologia natural e o que mais necessidade tem de formar técnicos capazes de entrar ativa e frequentemente no exercício de funções destinadas a otimizar o quadro ecológico regional. Como o que se procura são estudos que levem a soluções práticas, pesquisas relativas a problemas urgen

BIBLIOGRAFIA

tes, e projetos passíveis de realização imediata, não nos resta dúvida de que a própria engenharia deve tomar a responsabilidade principal.

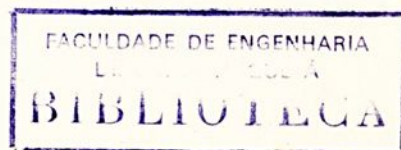
- Chemical Engineering - John Perry
- Crystallization - James O. Osborn
- Diffusional Operations - Kar * Kammermeyer
- Molecular Crystallization - K. C. D. Hickman
- Leaching, Sublimation, Freeze Drying - Coleman T. Major
- Psychrometry, Drying of solids - Kar Bagnoli
- Evaporative Cooling - Robert W. Norris
- Manuskriptauszug der Orientierung Technik Pharma vom 2/3/75 -
Ökologiefreundliche Vakuumtechnik - 36702
- Crystallization - Theory and Practice - Andrew Van Hook
- Acta Crystallographica, published by the International Union
of Crystallography
- Analytical Chemistry, published by the American Chemical
Society
- Canadian Journal of Chemistry, published by the National
Research Council
- Chemical Reviews, published by Wiley Co.
- Industrial and Engineering Chemistry, published by the American
Chemical Society
- Journal of Agricultural and Food Chemistry, published by the
American Chemical Society
- Journal of the American Chemical Society, published by the
American Chemical Society
- Journal of Chemical Physics, published by the American Institute
of Physics
- Journal of the Franklin Institute, published by the Franklin
Institute

UNESP
BIBLIOTECA

BIBLIOGRAFIA

- Chemical Engineers' Handboock - John Perry
- Crystallization - James O. Osburn
- Diffusional Operations - Karl Kammermeyer
- Molecular Destillation - K. C. D. Hickman
- Leaching, Sublimation, Freeze Drying - Coleman Y. Major
- Psychrometry, Drying of solids - Eno Bagnoli
- Evaporative Cooling - Robert W. Norris
- Manuskriptauszug der Orientierung Technik Pharma vom 9/4/76 -
Oekologiefreundliche Vakuumtechnik - SANDOZ
- Crystallization - Teory and Practice - Andrew Van Hook
- Acta Crystallographica, published by the International Union
of Crystallography
- Analytical Chemistry, published by the American Chemical
Society
- Canadian Journal of Chemistry, published by the National
Research Council
- Chemical Reviews, published by Wilkins Co.
- Industrial and Engineering Chemistry, published by the American
Chemical Society
- Journal of Agricultural and Food Chemistry, published by the
American Chemical Society
- Journal of the American Chemical Society, published by the
American Chemical Society
- Journal of Chemical Physics, published by the American Institute
of Physics
- Journal of the Franklin Institute, published by the Franklin
Institute

00182



- Journal of Physical Chemistry, published by the American Chemical Society
- National Bureau Of Standards Journal Of Research, published by the U.S.A. National Bureau of Standards.
- Nature, published by Macmillan and Co. Ltd.
- Philosophical Magazine, published by Taylor and Francis Ltd.
- Proceedings of the Royal Society, published by the Royal Society
- Quarterly Reviews (London), published by the Chemical Society
- Review of Scientific Instruments, published by the American Institute of Physics
- Transactions of the American Geophysical Union, published by the American Geophysical Union
- Zeitschrift für Elektrochemie, published by Verlag Chemie GMBh
- Legislação Aplicada ao Controle de Poluição de Nircles Monticelli, publicado pela Editora Juriscredi Ltda.
- Bombas Centrífugas y Turbocompressores de Carl Pfleiderer, publicado pela Editorial Labor. S.A.
- Die Kondensation bei Dampfkraftmaschinen - K. Hoefer, published by Springer
- Gasmachinen und Konpressoren mit Wasserkolben G. Stauber, published by R. Oldenbourg
- Wasserringpumpen für Luftförderung - Josef Briechle, published by T.H. Hannover
- Untersuchung an Wasserring - Luftpumpen - W. Struck, published by T.H. Hannover
- Über selbstansaugende Kreiselpumpen - C. Ritter, published by Dr. M. Jaenecke
- Über Luftansaugende Kreiselpumpen - K.A. Schmidt, published by Hoschs
- Untersuchung über Kreiselpumpen - H. Engels, published by Hoschs

- On the Characteristics of the Wes type Rotary Pumps - H. Takai
published by Soc. Mech En Japan.
- Apostila do Curso sobre Poluição do Ar e da Água - publicada pe
lo Instituto Brasileiro do Petróleo
- Catálogo da OMEL S.A.- Indústria e Comércio
- Catálogo da Sulzer do Brasil S.A.
- Chemical Engineering Deskbook - Mc Graw - Hill
- Treatment of Industrial Wastewaters - Thomas J. Malligar and
Robert D. Fox, Hydrosience Associates, Inc.



unesp