

UNESP  
Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá

ANÁLISE FUNCIONAL NA DIST. DE  
VAPOR

Guaratinguetá  
1997



1110000383



*"Análise Funcional na  
Distribuição de Vapor"*

*PAULO AFONSO PINTO DE OLIVEIRA*

**67**




"ANÁLISE FUNCIONAL NA DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR"

*PAULO AFONSO PINTO DE OLIVEIRA*

ESTA DISSERTAÇÃO FOI JULGADA ADEQUADA PARA A OBTENÇÃO DO TÍTULO DE  
"MESTRE EM ENGENHARIA MECÂNICA"

ESPECIALIDADE: ENGENHARIA MECÂNICA  
ÁREA DE CONCENTRAÇÃO: TRANSMISSÃO E CONVERSÃO DE ENERGIA

APROVADA EM SUA FORMA FINAL PELO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO

  
Prof. Dr. Mauricio Araújo Zanardi  
Coordenador

*BANCA EXAMINADORA:*

  
Prof. Dr. CARLOS DANIEL EBINUMA  
Orientador / Unesp-Feg

  
Prof. Dr. LUIZ ROBERTO CARROCCI  
Unesp-Feg

  
Prof. Dr. GENÉSIO JOSÉ MENON  
EFEI

*Julho de 1997*



**PAULO AFONSO PINTO DE OLIVEIRA**

**ANÁLISE FUNCIONAL NA  
DISTRIBUIÇÃO DE VAPOR**

**Dissertação apresentada à Faculdade de Engenharia  
da Universidade Estadual Paulista "Júlio de Mesquita  
Filho", Campus de Guaratinguetá, para obtenção do  
título de Mestre em Engenharia Mecânica.**

**Orientador: Prof. Dr. Carlos Daniel Ebinuma**

**Guaratinguetá - SP**

**1997**

**383**

T66.095.3 (043)

0480

383

## DEDICATÓRIA

À minha esposa Rosa Maria e minha filha Andréa,

Que sempre me deram apoio e, souberam

incentivar-me, nas horas

mais difíceis

## AGRADECIMENTOS

À Deus, fonte de toda minha força que me fez atravessar os momentos mais difíceis de minha vida e, chegar a esta realização.

Ao Prof. Dr. Carlos Daniel Ebinuma, que me aceitou como seu orientado e, pela sua colaboração para o desenvolvimento deste trabalho.

A todos os colegas de estudo, pelo incentivo e colaboração, principalmente nos últimos dias de realização deste trabalho.

A meu amigo Maurício Guimarães da Silva, que teve uma participação especial, na elaboração do código computacional.

A minha esposa e minha filha, pela compreensão das horas ausentes no lar.

## SUMÁRIO

LISTA DE FIGURAS. ....	7
LISTA DE TABELAS. ....	8
LISTA DE NOMENCLATURAS. ....	9
OBJETIVOS .....	11

## CAPITULOS

1	INTRODUÇÃO. ....	12
1.1	Generalidades .....	12
1.2	Poder Calorífico .....	13
1.3	Distribuição de Vapor .....	15
1.4	Recuperação de Condensado .....	23
1.5	Vapor Reevaporado. ....	31
1.6	Uso Limitado do Vapor. ....	34
2	FORMULAÇÃO MATEMÁTICA .....	45
2.1	Apresentação. ....	45
2.2	Formulação. ....	46
2.3	Qualidade do Vapor .....	50
2.4	Diâmetro Ideal .....	53
2.5	Pontos para Purgadores .....	56



## CAPÍTULOS

3	RESULTADOS .....	58
3.1	Introdução .....	58
3.2	Modelagem do Condensado .....	58
3.3	Análise Gráfica .....	59
3.4	Qualidade do Vapor .....	63
3.5	Diâmetro Ideal .....	64
3.6	Pontos para Purgadores .....	69
4	CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES.....	72
4.1	Conclusões .....	72
4.2	Contribuições do Presente Trabalho.....	74
4.3	Recomendações para Trabalhos Futuros .....	74
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	75
	RESUMO.....	77
	ABSTRACT.....	78
	ANEXO 1 - Tensão Superficial Líquido-vapor .....	79
	ANEXO 2 Programa Computacional .....	80



## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 - Contorno de Tubulação .....	21
Figura 1.2 - Juntas de Expansão Sanfonadas .....	22
Figura 1.3 - Condensado a partir de diferentes Pressões. ....	26
Figura 1.4 - Aproveitamento do condensado contaminado.. ....	28
Figura 1.5 - Recuperação do calor de condensado contaminado. ....	29
Figura 1.6 - Uso do vapor reevaporado em sistema de aquecimento. ....	33
Figura 1.7 - Reator vertical encamisado .....	39
Figura 1.8 - Equipamento encamisado do tipo Fixo. ....	40
Figura 1.9 - Berço de Ferro fundido encamisado a vapor .....	41
Figura 1.10 - Aquecedor Monotubular .....	42
Figura 1.11 - Medição direta do condensado formado .....	43
Figura 2.1 - Balanço de Massa e Energia em tubo horizontal. ....	46
Figura 2.2 - Sistema de distribuição do vapor de 1,8 MPa. ....	51
Figura 2.3 - Sistema de distribuição do vapor de 0,6 MPa .....	52
Figura 3.1 - Condensado em função do comprimento. ....	60
Figura 3.2 - Condensado em função da pressão .....	61
Figura 3.3 - Condensado em função do comprimento. ....	62
Figura 3.4 - Condensação após estimativa do diâmetro ideal .....	68
Figura 3.5 - Perda de carga após estimativa do diâmetro ideal .....	69



## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Valores de K em função da pressão de trabalho. ....	49
Tabela 3.1 - Análise de Resultados. ....	58
Tabela 3.2 - Análise de distribuição do vapor à 1,8 MPa. ....	63
Tabela 3.3 - Análise de distribuição do vapor à 0,6 MPa. ....	63
Tabela 3.4 - Função da Velocidade crítica. ....	65
Tabela 3.5 - Circuito de distribuição. ....	66
Tabela 3.6 - Função do condensado . ....	67
Tabela 3.7 - Purgadores existentes . ....	70
Tabela 3.8 - Diâmetro otimizado . ....	70
Tabela 3.9 - Ponto de purga . ....	71



## NOMENCLATURA

A	- Área de troca de calor . . . . .	$m^2$
Dn	- Diâmetro nominal da tubulação . . . . .	m
De	- Diâmetro externo da tubulação . . . . .	m
Di	- Diâmetro interno da tubulação . . . . .	m
h	- Coeficiente de transferência de calor por convecção . . . . .	$W/m^2 \text{ } ^\circ C$
$h_v$	- Entalpia do vapor . . . . .	$kJ/kg$
$h_l$	- Entalpia do condensado. . . . .	$kJ/kg$
$h_{lv}$	- Calor latente do vapor. . . . .	$kJ/kg$
$I_s$	- Coeficiente do isolamento. . . . .	%
K	- Variável da pressão de Vapor . . . . .	$kg/m^2 s$
$K_1$	- Variável das condições do vapor . . . . .	$kg \text{ } m/s^3$
$L_{eq}$	- Comprimento equivalente da tubulação. . . . .	m
m	- Massa total de vapor . . . . .	$kg/s$
$m_v$	- Massa de vapor. . . . .	$kg/s$
$m_c$	- Massa de condensado. . . . .	$kg/s$
$m_{ci}$	- Massa de condensado no ramo individual do cliente i . . . . .	$kg/s$



- $m_{\text{crc}}$  - Massa de condensado nos ramos coletivos dos quais o cliente participa ..... kg/s
- $Pr_{\text{cald}}$  - Produção geral do vapor na caldeira. .... kg/s
- $P_{\text{abs}}$  - Pressão do vapor ..... Pa
- $Pv_{\text{ci}}$  - Porcentagem do vapor produzido para atender o cliente i ..... %
- $Q$  - Calor perdido por convecção natural. .... W
- $\rho$  - Massa específica do vapor ..... kg/m<sup>3</sup>
- $\sigma$  - Tensão superficial da interface líquido-vapor ..... N/m
- $T_p$  - Temperatura da parede externa da tubulação. .... °C
- $T_{\text{ar}}$  - Temperatura do ar ambiente ..... °C
- $V_{\text{ct}}$  - Consumo de vapor dos n clientes ..... kg/s
- $V_{\text{cr}}$  - Velocidade Crítica ..... m/s
- $V$  - Velocidade do vapor ..... m/s
- $v$  - Volume específico do vapor. .... m<sup>3</sup>/kg
- $V_i$  - Consumo de vapor do cliente i. .... kg/s
- $X$  - Título do vapor ..... %

## OBJETIVOS

O objetivo principal deste trabalho, é estimular prática para avaliar a distribuição de vapor em uma instalação industrial, estimando a massa de condensado ao longo das linhas de distribuição. Tomou-se a BASF Brasileira S A, complexo industrial de Guaratinguetá como modelo de indústria Química, para obtenção de dados que ajudarão nos cálculos e determinações.

Avaliar a distribuição analisando os pontos de consumo, visando com isso fornecer vapor com qualidade além de estimar a massa de condensado que cada cliente consumidor deve se responsabilizar. Para isso, desenvolve um método prático que leva em consideração a geometria de distribuição e também a localização física de cada cliente em comparação aos demais consumidores.

Tem-se como meta minimizar a formação de condensado ao longo das linhas de distribuição e para tanto, desenvolve um método prático que avalia o sistema e, através desta avaliação a escolha do melhor diâmetro.

Leva-se em consideração, o ponto ideal para a extração da massa de condensado, desenvolvendo um método prático que irá minimizar o número de purgadores em uma linha de distribuição além de fornecer os dados suficientes para sua especificação.

Visa auxílio no projeto de novas redes de distribuição, com a elaboração de um programa de cálculo o qual, também servirá como ferramenta a uma instalação industrial, pois permite efetuar simulações das instalações atuais, dando origem a melhorias.



# CAPITULO 1

## INTRODUÇÃO

### 1.1 - GENERALIDADES

A utilização do vapor na indústria é fundamentada por duas características principais: É o melhor meio para transportar calor, e um bom meio para transformar o calor do combustível que está sendo queimado na caldeira, até o ponto onde se necessita deste calor e transformar novamente em outro tipo de energia. As razões que o torna escolhido, é o uso da água abundante da natureza como matéria prima, e a armazenagem de calor a uma temperatura adequadamente desejada.

Em conformidade com a natureza, o vapor tão logo deixa a caldeira, começa a ceder calor ao meio ambiente. Evidentemente providências devem ser tomadas, no sentido de minimizar estas perdas para que o vapor atinja o ponto de consumo, em condições ideais para uma perfeita troca térmica. Sabe-se que um dos fatores determinantes da quantidade de calor que pode ser transferido do vapor é a superfície através da qual este calor é cedido. Muitas indústrias, crescendo além do esperado, improvisam instalações paralelas de vapor e acabam em um emaranhado de linhas, tendo uma área de troca térmica muito grande e conseqüentemente, uma perda muito maior de calor. Atualmente, o alto consumo de energia tem sido uma preocupação constante nas indústrias, surgindo com isso uma conscientização em se fazer uma avaliação quanto ao uso e a forma correta de seu emprego em uma instalação industrial. Este trabalho tem por finalidade elaborar um método prático, visando o uso racional de energia na



distribuição de vapor, tendo como base a BASF BRASILEIRA S/A, complexo industrial de Guaratinguetá, em que o sistema de distribuição é através de duas modalidades: vapor à 1,8 MPa e vapor à 0,6 MPa.

## 1.2 - Poder Calorífico

### 1.2.1 - Vapor Saturado

Na geração de vapor, calor é fornecido a água por um processo em que, o agente calorífico é uma combustão ou circulação de corrente elétrica. Na fase preliminar, ocorre elevação de temperatura, correspondente a uma razão de 1°C para cada kJ de calor fornecido a cada kg de água[6]. Esta elevação é facilmente perceptível aos nossos sentidos e o calor acrescido denomina-se calor sensível. Assim o calor sensível é transferido a água até atingir o ponto de ebulição, sendo este, uma variável em função da pressão de operação da caldeira.

No ponto de ebulição, o calor que continua sendo transferido não provoca aumento na temperatura da água e passa a alterar as suas propriedades físicas, transformando-a da fase líquida para a fase gasosa que é conhecido como vapor.

Nesta segunda fase, o calor fornecido para transformar as moléculas líquidas em vapor não é percebido pelos nosso sentidos como um aumento de temperatura, e é denominado de calor latente. A quantidade de calor latente é consideravelmente maior do que a quantidade de calor sensível. Em geral representa cerca de 70 a 80% do valor total presente no vapor [ 7 ].



Ao deixar a caldeira, o vapor leva consigo calor sensível e calor latente que evidentemente será fornecido a um equipamento por meio de um contato. Neste contato, o vapor cede primeiro o calor latente e condensa. Ao condensar, permanece com temperatura elevada que, evidentemente, poderá ser reduzida com possíveis transferências de parte do calor sensível presente no condensado.

A quantidade de calor que pode ser transferido do vapor para uma substância a ser aquecida, depende da diferença de temperatura entre ambas, caracterizando com isso uma maior ou menor quantidade de calor fornecido. Neste caso o condensado gerado, em retorno a caldeira, terá variedades em quantidade de calor sensível, para propiciar economia para o agente calorífico na geração de novas taxas de vapor.

### 1.2.2 - Vapor Superaquecido

Não é uma prática comum, utilizar o vapor superaquecido[9] em sistemas de aquecimento, em virtude de dois fatores principais:

- . Sua temperatura dificilmente será controlada nas instalações.
- . A transferência de calor, para o meio a ser aquecido é muito lento em relação ao vapor saturado.

O emprego ideal para o vapor superaquecido é em conexão com a energia mecânica, como força geradora da energia elétrica.

Tendo em vista que para um sistema de aquecimento o ideal é o uso do vapor saturado seco, tem-se como opção sair da caldeira com o vapor superaquecido o suficiente para atingir os equipamentos em estado da saturação. Porém isto não é adequado, devido as variações de distâncias entre equipamentos e caldeiras. Em grandes

instalações como, por exemplo, refinarias, é comum usar o vapor superaquecido primeiramente para gerar energia e, em seguida utilizado para o sistema de aquecimento. Neste caso se utiliza um desuperaquecedor para assegurar que o vapor está realmente saturado.

Quando em condições de partida, à medida que o vapor superaquecido vai passando pelas tubulações ainda fria, transmite em primeiro lugar a quantidade extra de calor sensível de superaquecimento, para depois, como saturado, transmitir o calor latente para se condensar normalmente. Embora a quantidade de condensado seja menor, deve-se instalar os pontos de drenagem como se fossem para vapor saturado, pois, apesar do volume de condensado ser menor, as velocidades nas linhas de vapor superaquecidos geralmente são maiores, aumentando a possibilidade dos golpes de aríete.

### 1.3 - Distribuição de Vapor

Define-se um sistema de distribuição, ao conjunto de componentes envolvidos no processo desde a geração até o ponto de consumo. É sem dúvida, o elo de ligação mais importante entre o produtor e o consumidor de vapor, sendo sua eficiência, o fator predominante para que os objetivos no fornecimento de calor sejam atingidos. Alguns investimentos, embora eficientes, feitos na área de produção ou local de consumo podem se tornar desperdícios, se o sistema de distribuição não apresentar as condições ideais para que o vapor atinja sua eficiência. Assim, torna-se o sistema de distribuição, uma via que transporta energia, que se dá de forma irreversível em virtude da dissipação de uma pequena parte, que se perde sob forma de calor [9]. Toda vez que houver fluxo de vapor no interior de um tubo, ocorrerá atrito entre vapor e paredes internas, provocando uma

diferença de pressão ao longo de sua extensão. Como consequência deste fato, ao se necessitar uma determinada pressão e/ou temperatura em um ponto de utilização, torna-se necessário uma previsão daquilo que pode ocorrer com o vapor em todo o trajeto, desde o ponto de produção. Outro fato evidente é que a energia sempre se desloca do ponto de alta para o de baixa temperatura, deixando patente uma tubulação de vapor que, embora isolada implica na transferência de energia do vapor para o meio ambiente, pois a temperatura no interior do tubo é sempre maior que a externa. Concluiu-se portanto que, um sistema de distribuição funciona satisfatoriamente quando procura minimizar tanto as perdas de pressão (perdas de carga), quanto as perdas de calor por transferência. Este ponto ótimo, o de perdas mínimas, só se consegue através de um bom dimensionamento de tubulações e utilização de equipamentos adequados.

### 1.3.1 - Dimensionamento de Tubulação

Uma tubulação deve apresentar diâmetro conveniente para determinada vazão de vapor, pois se subdimensionada provoca velocidades muito altas, tendo como consequência grandes perdas de carga, além do que, é de conhecimento que uma tubulação trabalhando a altas velocidades, sofre erosão e conseqüentemente um desgaste prematuro [12]. Uma tubulação superdimensionada, soluciona os problemas de perdas de carga, porém há dois inconvenientes: custo inicial elevado e dissipação de energia através de uma área maior que a necessária.

Existe um número enorme de gráficos e tabelas para dimensionamento de tubulações de vapor, que podem ser construídos levando-se em conta a velocidade ou a perda de carga, isto é, determina-se qual a velocidade ou perda de carga desejada para uma determinada vazão e, de posse desses dados calcula-se o diâmetro necessário.

O método da velocidade, é recomendado para dimensionamento de curtos trechos (no máximo 20 metros) [12], que saindo de um ramal alimenta um só equipamento. A razão para isto é que, este método não prevê o comprimento da tubulação e, neste caso a perda de carga total poderá ser surpreendentemente grande, obtendo baixas pressões de vapor no final da linha, quando da utilização deste método para grandes trechos de tubulações. Para o cálculo do diâmetro necessário, pode-se utilizar a seguinte fórmula :

[12]:

$$D = CT \sqrt{\frac{Q \cdot v}{V}}$$

Sendo:

D	-	Diâmetro	[ m ]
CT	-	Constante adimensional	[ 112,83 ]
Q	-	Vazão	[ kg / s ]
v	-	volume específico do vapor	[ m <sup>3</sup> / kg ]
V	-	Velocidade	[ m/ s ]

Para grande extensão, o método da perda de carga é o ideal [12], pois fornece dados de pressão em qualquer ponto da tubulação e, pela relação direta pressão/temperatura, obtém-se a temperatura do meio de aquecimento que pode ser importante. Este método utiliza sempre fatores empíricos, determinados na prática. São fatores relacionados com a pressão de entrada e saída dos tubos, e estão de acordo com a norma DIN 2441, sendo também conhecida a vazão necessária. Por meio de gráficos e tabelas, determina-se o diâmetro necessário. Uma tubulação é sempre composta por trechos retos, mais os acessórios que servem para atender a certos requisitos específicos como, por exemplo, filtros, válvulas de bloqueio, de retenção, curvas, etc. Ao se calcular

as perdas de cargas, normalmente se faz relacionando os trechos retos da tubulação por facilidade de aplicação nas equações simplificadas. Levando-se em conta os acessórios, criou-se o conceito de comprimento equivalente. Estudos foram feitos com aproximação e pode se agregar a cada acessório um comprimento virtual maior que seu comprimento real, o qual é denominado comprimento equivalente. Existem várias tabelas de comprimentos equivalentes, onde a ordem de grandeza dos valores são coerentes com a natureza de cada acessório. Somando o comprimento equivalente de cada acessório ao comprimento real obtém-se o comprimento equivalente total da tubulação.

### 1.3.2 - Drenagem do Condensado

Em todo sistema de distribuição ocorre sempre a condensação do vapor devido a perda de calor ao longo das linhas de distribuição. O condensado formado vai se acumulando na tubulação, criando uma película que altera a eficiência do processo na transferência de calor. Para evitar a ocorrência deste fato, algumas providências precisam ser tomadas. Uma forma ideal, é a inclinação das tubulações no sentido do fluxo a um valor médio de 0,5% [12]. A razão para isto é que ambos(vapor e condensado), tenham um fluxo de escoamento no mesmo sentido, para facilitar a eliminação do condensado nos pontos de drenagem. Se a inclinação é ascendente(contra o fluxo), o condensado descerá, porém o vapor o deslocará em sentido contrário tornando difícil sua eliminação, além do que misturando com o vapor, irá baixar sua qualidade.

O condensado pode ser facilmente eliminado da tubulação, por meio de pontos de drenagem localizados a intervalos que variam de 30 a 50 metros(linear ou equivalente) ao longo da tubulação [2]. Nestes pontos, recomenda-se a instalação de um coletor de diâmetro aproximadamente igual ao da tubulação a ser drenada. O condensado

acumulado no fundo é descarregado pela ação automática do purgador instalado em linha conectada ao coletor. Uma das falhas comuns encontradas nos pontos de drenagem, é a colocação de coletores cujos diâmetros são bem inferiores aos da tubulação. Isto torna-o inútil, uma vez que somente uma proporção insignificante de condensado irá encontrar o pequeno orifício de saída.

### 1.3.3 - Purgadores

Em geral, são válvulas automáticas que abrem para descarregar o condensado e fecham automaticamente quando se faz presente o vapor. É considerado o melhor método para eliminação de condensado através de regulação automática. Sua característica principal é a eliminação do condensado, sem perda de vapor. Existem no mercado diferentes tipos de purgadores e cada tipo apresenta, características próprias, faixas de trabalho e aplicações onde é mais indicado. É muito importante selecionar o purgador cujas características forneçam uma ótima performance ao sistema.

Uma das causas mais comuns dos purgadores apresentarem vazamentos é a sujeira provenientes de impurezas, incrustações, ferrugens e outros materiais comumente encontrados em tubulações. Em virtude de sua instalação ser no ponto mais baixo do sistema, este tipo de material estranho, pode atacar o purgador atuando principalmente na sede impedindo-a de fechar, podendo até provocar uma erosão localizada, caso não seja rapidamente desobstruída. Uma das maneiras para evitar que estas impurezas o ataquem é ter um poço para coleta de sujeira antes do purgador o que muitas vezes é pouco satisfatório, pois enquanto as mais pesadas caem no coletor as mais leves são carregadas pelo condensado para dentro dos purgadores. A mais eficiente e eficaz, é a instalação de um filtro antes de cada purgador. Este, embora simples, tem grande utilidade pois sua

principal peça é uma tela de metal perfurada que tem a finalidade de reter corpo estranho com dimensões iguais ou superior a de suas aberturas. Sendo a tela removível, aconselha-se limpezas periódicas, o que propiciará o bom funcionamento do purgador.

O uso indevido de um purgador, tem grande influência na retenção de condensado e perda de sua eficiência ou seja, o purgador não abre suficientemente para eliminar todo o condensado existente na tubulação. O fato mais comum e causador deste inconveniente é a drenagem coletiva onde dois ou mais equipamentos descarregam na mesma linha de retorno que leva o condensado a um só purgador. Embora tenha condições e possua capacidade para drenar a somatória de condensação dos equipamentos, esta não é uma maneira correta em virtude de diferença de pressão criada pelas diferentes taxas de condensação em cada equipamento. Estas diferenças de pressão, pode propiciar que enquanto um equipamento envia condensado ao purgador, outro equipamento envia vapor ainda não condensado e, sendo assim sua sede não abre não havendo portanto descarga da linha de retorno. O método correto é a drenagem individual, onde cada equipamento tem seu purgador ligado a tubulação de retorno que estará operando a uma pressão mais baixa que a existente na saída do purgador, assim cada equipamento descarrega o condensado através de seu purgador independente das condições de operação dos outros equipamentos.

#### 1.3.4 - Dilatação das Tubulações

Embora corretamente dimensionadas, as tubulações são instaladas a frio, ou seja a temperatura ambiente. Ao ser submetidas ao aquecimento, quando em operação normal, evidentemente irão se expandir. A expansão média de um tubo padrão é de aproximadamente  $0,00125 \text{ m}^\circ\text{C}$  em cada 100 metros de comprimento [2]. Assim, alguns



cuidados precisam ser tomados para assegurar o correto alinhamento das tubulações quer esteja fria, quer esteja aquecida dentro de um padrão de temperatura desejada. Quando se trata de instalações onde as linhas de tubulações são curtas, de pequenos diâmetros e cheias de curvas, a própria estrutura permite movimentos suficientes nas mudanças de direção e com isso permite a expansão sem causar distorções ou desalinhamentos. Entretanto, quando se tem uma instalação de maior diâmetro, mais extensa, com poucas ou nenhuma curvas, conseqüentemente será mais rígida e com isso terá o problema de expansão.

Para corrigir ou absorver a expansão, algumas técnicas são aplicadas:

**CONTORNO DE TUBULAÇÃO:** Um trecho de tubulação descreve um volta completa, tornando-se geometricamente um círculo no plano horizontal, tendo a entrada pela parte superior e saída pela parte inferior, evitando em ambos os casos o acúmulo de condensado. (Fig. 1.1) [9]

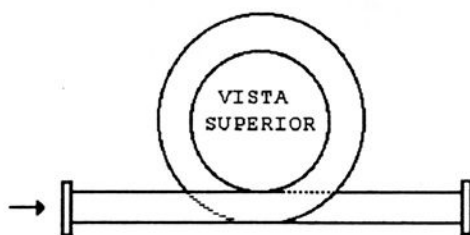


Figura 1.1 - Contorno de Tubulação

Este tipo produz uma força contrária a expansão da tubulação, no entanto, com a existência de pressão dentro do mesmo, ela tenderá a abrir-se causando tensões adicionais às flanges e conexões.

**LIRA OU FERRADURA:** Com um formato de ferradura, este tipo é largamente aplicado e, se houver espaço suficiente, é recomendável a instalação no plano horizontal a fim de evitar acúmulo de condensado a montante, sendo que no plano vertical

deve prever pontos de drenagem. Neste caso a pressão interna não tende a abri-lo, havendo pequena tendência a deformação e não causará problemas nas flanges. Existe uma regra prática, aconselha-se um raio de curvatura para a ferradura, em um valor aproximado de 6 vezes o diâmetro da tubulação.

**JUNTAS SANFONADAS:** São usadas para absorver os movimentos axiais, laterais e angulares. Devido ao formato de uma sanfona, a pressão tende a afastar suas dobras, assim a ancoragem e os suportes deverão ser projetados para suportar essa pressão. Devido a este tipo de problema, as juntas sanfonadas são normalmente aplicadas paralelamente entre duas curvas rígidas tendo um formato em Z (Figura 1.2)[ 12 ]. Desta maneira o formato em Z absorverá a expansão, tendo as juntas atuando como um flexível evitando tensões indevidas nas conexões.

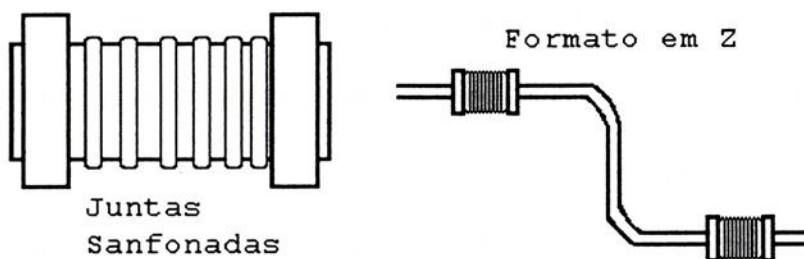


Figura 1.2 - Juntas de Expansão Sanfonadas

### 1.3.5 - Isolamento Térmico

Uma tubulação sem isolamento, perde uma enorme quantidade de calor latente, que foi cuidadosamente introduzido no vapor, quando se utilizou de um meio calorífico (queima de combustível) na casa de caldeiras. Muitas vezes, alguns equipamentos que são aquecidos à vapor, possuem áreas de perda de calor muito maiores

que as próprias superfícies de troca de calor com o processo. Com isso, todas as superfícies que possam perder calor, sejam elas tubulações, flanges, válvulas, etc.. devem ser isoladas reduzindo-se assim as perdas em torno de 75% [3]. Além da queima desnecessária de combustível que isto representa, a falta de isolamento ou isolamento deficiente ocasiona perda de calor de tal ordem que, as paredes internas ficam recobertas por uma película de condensado que assume um papel decisivo na baixa qualidade do vapor. Perdas evitáveis de calor, são aquelas que podem ser reduzidas pelo isolamento prático e econômico de tubulações e equipamentos aquecidos. Uma indicação da quantidade de desperdício de combustível que ocorre, quando tubulações aquecidas não são isoladas, serve para medir o potencial de conservação de energia em uma instalação industrial.

Mesmo sendo de boa qualidade, o isolamento térmico necessita de proteção, para se manter em condições satisfatórias de eficiência. Um isolamento térmico nada mais é do que uma concentração de milhares de células microscópicas de ar [3]. Se essas células ficarem encharcadas ou amassadas, perdem as características isolantes e o isolamento térmico torna-se um transmissor de calor. Há casos em que ocorre na prática, são tubulações instaladas ao nível do solo, que tem sobre si em algum trecho, uma passagem de pedestre. De tanto ser pisado, ocorre detrimento do material isolante que vai aos poucos sendo amassado. Neste caso torna-se viável a construção de um pontilhão sobre os tubos, que servirá de proteção.

## 1.4 - Recuperação de Condensado

Uma das razões pelas quais se produz vapor, é fornecer um meio para transportar energia a um ponto onde se faz necessário o seu uso. Para sua geração,



inicialmente é acrescentado calor sensível até a água atingir a temperatura de ebulição, sendo que esta varia de acordo com a pressão com que a caldeira está operando. Após atingir o ponto de ebulição, todo acréscimo de calor não elevará mais a temperatura da água, porém fará com que ela altere suas propriedades físicas, transformando-se em vapor. Ao acréscimo de calor que provoca esta transformação dá-se o nome de calor latente. Ao ser utilizado nas instalações industriais, o vapor cede ao processo somente o calor latente, transformando-se em condensado. Ao condensar, transfere ao material em aquecimento cerca de 75% [13] da energia recebida pela caldeira, restando ainda uma grande quantidade de calor que foi acrescida a água pela queima de combustível. Além do calor, o condensado é água tratada que, se desperdiçada, é algo que não faz sentido financeiro, ecológico ou técnico.

O condensado é descarregado através de purgadores de um ambiente em alta pressão para outro em menor pressão. Na queda de pressão, ocorre reevaporação de parte do condensado denominado vapor flash ou vapor reevaporado que, se descarregado na atmosfera como uma nuvem de vapor sem ser aproveitado, significa uma taxa de combustível queimando somente para aquecimento da atmosfera.

Devido a quantidade de calor retido e a sua adequação química, o condensado é uma água ideal para alimentação de caldeira, razão pela qual, a escolha é retorná-lo a casa de caldeiras, tendo com isso água com temperatura elevada pela recuperação de calor do condensado, que de outra maneira seria desperdiçado. Quanto mais a temperatura da água de alimentação se aproximar da temperatura de saturação, menor será o trabalho a ser executado pela caldeira para transformar em vapor. Uma regra prática nos mostra que para cada 5°C que se aumenta a temperatura da água de

alimentação haverá 1% de economia de óleo combustível [4], o que torna ideal a recuperação de até mesmo pequenas quantidades de condensado. Além da economia de combustível, estamos fornecendo água em melhores condições pois a mesma estará a uma temperatura próximo do ponto de ebulição.

#### 1.4.1 - Linhas de Retorno de Condensado

O dimensionamento de tubulações empregadas para retornar o condensado, tem como base a pressão de operação da seção de onde se extrai o condensado. Assim sendo, para cada pressão de operação uma necessidade diferente é requerida. Basicamente, o condensado na saída de todos os purgadores são coletados em uma única tubulação que os retornará a casa de caldeiras ou a um local onde se fará o seu uso. Para determinação do diâmetro da tubulação, deve-se levar em consideração o que realmente fluirá em seu interior o que nos leva a chegar a algumas conclusões [5]:

1- No início de operação, os purgadores descarregam uma certa quantidade de ar.

2- Durante a partida, o condensado estará relativamente frio, haverá pouco vapor reevaporado e a taxa de condensação estará em seu ponto máximo. Por estarem frias as instalações no começo da operação, a condensação é rápida, aumentando o consumo de vapor em duas ou três vezes que em condições normais de operação. Assim, durante este período haverá grande quantidade de condensado, pouco ou quase nenhum vapor reevaporado e uma pequena pressão diferencial através dos purgadores.

3- Após aquecida a instalação, a formação de condensado tende a diminuir, mas à medida que este vai se aproximando da temperatura do vapor saturado, vai surgindo a reevaporação na descarga do purgador.

Para dimensionamento das tubulações, é necessário saber não somente a quantidade de condensado, mas também a quantidade de vapor reevaporado que será liberado. A experiência tem demonstrado que as tubulações devem ser dimensionadas para as condições de pico de carga que suportará muito bem as condições normais de trabalho, ou adotar um valor nominal para o dobro da capacidade normal.

#### 1.4.2 - Purgador Operando a Pressões Diferentes

Quando se tem vários purgadores operando a pressões diferentes e ligados a um retorno comum, é provável que haja interferência [13] na descarga do condensado de alta pressão com a descarga de um outro purgador operando a uma pressão menor. Este fato desconsidera que a alta pressão e a pressão menor existem somente até a sede dentro de cada purgador. O que se considera, é que ao sair do purgador, o condensado encontra uma contrapressão resultante do vapor reevaporado que escoar ao longo dos ramais de descarga conforme figura 1.3.

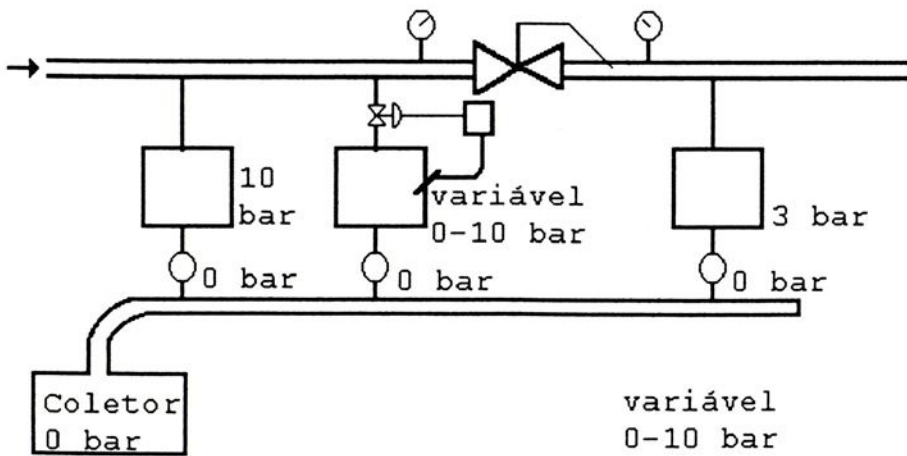


Figura 1.3 - Condensado a partir de diferentes Pressões

Se a tubulação de condensado estiver subdimensionada, a contrapressão pode restringir o escoamento do purgador que estiver operando com baixa pressão. Cada setor de

tubulação, deve ser dimensionada para comportar as vazões de condensado juntamente com o vapor reevaporado, a uma velocidade aceitável, para que não haja grande elevação de pressão e, conseqüentemente a descarga do purgador de alta pressão não interferirá na do purgador de pressão menor. As contrapressões em linhas de condensado podem reduzir a capacidade de um purgador, dificultar a eliminação do ar e criar controle irregular em equipamentos de temperatura controlada.

### 1.4.3 - Condensado Elevado

Para elevar o condensado de um purgador de um nível baixo, até uma linha de retorno elevada, deve-se levar em consideração a altura hidrostática. Cada 10,6 metros de elevação, corresponde  $1 \times 10^5$  ( Pa ) de contrapressão na linha [1], ocasionando significativa redução na pressão diferencial alterando com isso a capacidade do purgador. Na partida do sistema, as pressões do vapor são geralmente muito baixas e por períodos significativos. Desta forma, é comum encontrar acúmulo de água antes do purgador, o que pode causar golpes de aríete na linha ou no purgador. Para evitar este fato, deve-se drenar o condensado até que a pressão do vapor seja suficiente para vencer a contrapressão da linha de retorno ou instalar um purgador termostático de expansão líquida que descarregará o condensado frio até ser suficiente para empurrar o condensado quente através do purgador.

### 1.4.4 - Condensado Contaminado

Muitas vezes ocorre o retorno de condensados de equipamentos em que há possibilidade de contaminação por líquidos de processos corrosivos ou, em outras ocasiões condensado do vapor de descarga de um motor , contendo ainda traços de óleo. Em ambos



os casos, torna-se inadequado o reaproveitamento deste condensado na caldeira. Entretanto, embora contaminado este condensado contém o mesmo calor útil da mesma maneira que o condensado limpo[13].

A figura 1.4 mostra um exemplo onde se pode recuperar parte do calor do condensado antes de ser descarregado como efluente. O condensado quente e contaminado é levado até um tanque, tendo instalado no fundo um dreno para retirada da água fria. A água que circula por uma serpentina no interior do tanque, poderá ser de reposição à caldeira que, se elevar em  $6^{\circ}\text{C}$  de temperatura economizará cerca de 1% de combustível, que seria queimado na caldeira [13].

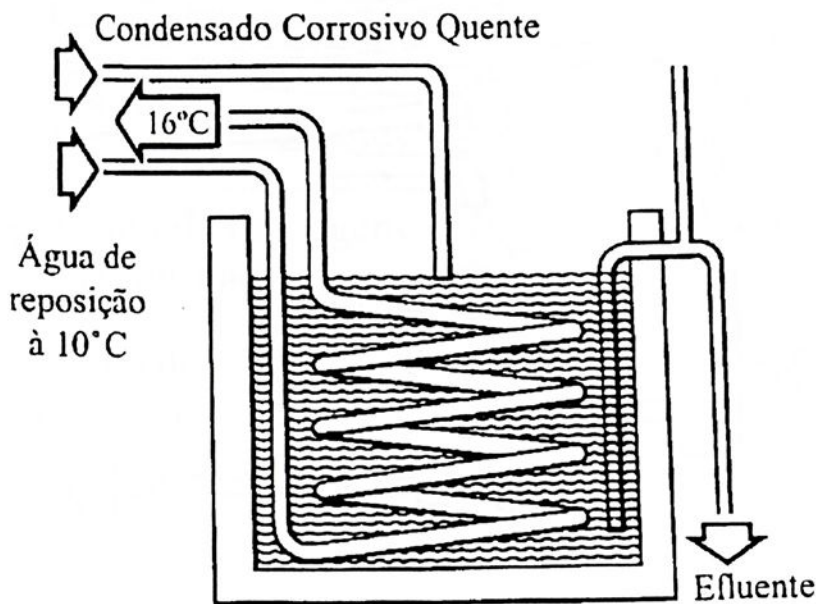


Figura 1.4 - Aproveitamento do condensado contaminado

Em processos de galvanização e revestimento metálico, não se pode confiar na pureza do condensado das serpentinhas de aquecimento de vapor dos tanques de solução ácida em razão da possibilidade de vazamento destas serpentinhas. A figura 1.5 [13] dá uma

idéia de como economizar energia, quando se encontra em situações deste tipo. O condensado é levado para um tanque de reevaporação de vapor, denominado tanque flash. O vapor reevaporado obtido, é usado para alimentar uma serpentina que pré-aquece a água de reposição da caldeira. O condensado de baixa pressão da serpentina é aproveitado juntamente com aquele proveniente do tanque de vapor reevaporado, nos tanques de efluente quente. Em alguns casos pode ser mais eficaz, descarregar o condensado dos tanques do processo de revestimento metálico diretamente nos tanques de efluente quente.

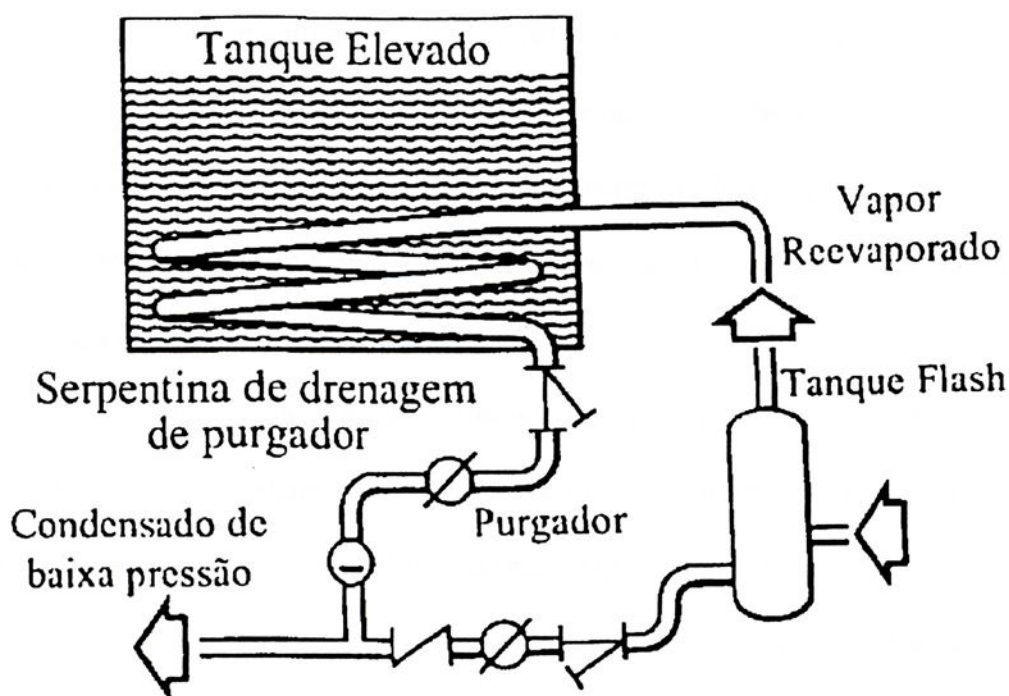


Figura 1.5 - Recuperação do calor de condensado contaminado

Uma solução semelhante pode ser aplicada onde houver caldeiras alimentadas com óleo combustível pesado vindo de tanques aquecidos. O condensado gerado em tanques aquecedores de óleo pode ter sido contaminado por vazamentos nas serpentinhas, assim, muitas vezes é drenado como efluente. Da mesma forma, o vapor

reevaporado deste condensado pode pré-aquecer a água de reposição com ganhos satisfatórios.

#### 1.4.5 - Bombeamento de Condensado

Há ocasiões em que elevar o condensado é conveniente, porém mesmo que as condições sejam favoráveis, esta elevação pode causar transtornos no início de operação do sistema devido a contrapressão causada pela altura hidrostática. Esta contrapressão retarda a drenagem de condensado da tubulação, o que dificultará a eliminação do ar através do purgador, facilitando com isso a mistura com o vapor, dando origem a uma película isolante na superfície de aquecimento. É evidente também que para qualquer manutenção, a coluna de condensado terá que ser drenada. Tudo isto pode ser evitado, se todo o condensado for drenado a um tanque por queda natural, e em seguida bombeado de volta para a casa de caldeira.

O tanque opera a pressão atmosférica, pois se pressurizado dificultará a admissão e descarga do condensado. O excesso de pressão poderá ocorrer pela formação de vapor reevaporado, se o tanque coletor receber condensado de equipamentos operando a alta pressão. Este caso será evitado, com a instalação de um tanque de reevaporação antes do tanque coletor.

Bombas elétricas são utilizadas para transportar o condensado do tanque coletor à casa de caldeiras. Este método torna-se eficiente, principalmente quando se trata de trechos longos com tubulações tortuosas e cargas elevadas. O condensado recolhido no tanque coletor estará normalmente a alta temperatura, em torno de 90 a 95°C [4], e isto poderá causar problemas em encontrar uma bomba que opere a esta temperatura. Se o problema for somente cavitação nas bombas, pelo excesso de temperatura, este poderá ser

resolvido pelo reposicionamento do tanque de tal maneira que exista uma coluna de água suficientemente grande para compensar a sucção da bomba. Efetivamente a altura da coluna de água para determinadas temperaturas, é em função da pressão de entrada da bomba e terá variação de acordo com o tipo de bomba usada.

## 1.5 - Vapor Reevaporado

O vapor reevaporado, forma-se pela diminuição de pressão nas descargas de condensado quente, e freqüentemente é mais seco que o vapor saturado que vem direto da caldeira [5]. Através do auxílio de um simples equipamento ele pode, em muitas ocasiões, ser recuperado e colocado economicamente em uso. Qualitativamente, é igual ao obtido quando se adiciona calor a água a uma pressão constante.

Quando se condensa em uma tubulação ou reservatório, o condensado assim formado está a mesma temperatura que o vapor, sendo conseqüentemente drenado através do purgador. Na saída, provavelmente é orientado a um sistema de retorno de condensado que será enviado ao tanque de alimentação da caldeira que muitas vezes está à pressão atmosférica. Se o condensado estava, por exemplo, a 0,7 MPa, continha 715 kJ/kg de calor sensível e uma temperatura de 169,6°C, enquanto que, à pressão atmosférica a água ferve a 100°C e contém 414,6 kJ/kg [5]. Esta diferença de calor, faz com que parte do condensado se transforme em vapor, ocorrendo portanto o fenômeno da reevaporação. Obviamente quanto maior for a diferença entre a pressão inicial e a pressão de transformação, maior será a quantidade de vapor de reevaporação disponível.

### 1.5.1 - Uso do Vapor Reevaporado

Para fazer uso do vapor reevaporado é preciso saber primeiro qual a quantidade disponível. Isto se consegue através de tabelas especiais ou por meio de cálculos baseados nas condições de operação do sistema.

Nas instalações industriais, as unidades de fabricação drenam o condensado através de purgadores, para uma linha comum que retornam ao tanque de alimentação da caldeira e que normalmente está em comunicação com a atmosfera através de pequenos orifícios. Assim sendo, depois de passar pelos purgadores, a pressão do condensado passa a ser a atmosférica da linha de retorno.

De uma maneira geral, o vapor reevaporado formado nos purgadores segue com o condensado ao longo das linhas de retorno. Se a tubulação não é perfeitamente isolada, condensará dissipando o calor para o ar e, se eficientemente isolada, uma boa parte alcançará o tanque de alimentação da caldeira. Se o retorno do condensado no tanque for acima do nível da água[5], o vapor de reevaporação escapará para a atmosfera e, se for abaixo do nível da água, poderá se condensar e elevar a temperatura do tanque de alimentação, aproveitando com isso o conteúdo calorífico que estava presente no condensado logo após os purgadores. Uma alta elevação de temperatura no tanque pode causar cavitação das bombas, por não haver coluna de água suficiente para compensar a sucção. Assim sendo, a forma correta para usar o vapor de reevaporação e ao mesmo tempo, superar muitas das dificuldades do condensado, que é muito quente para manuseio, é colocar um tanque com vapor de reevaporação no sistema de retorno de condensado. Assim o vapor de reevaporação desprendido pode então ser levado para uma unidade ou sistema de vapor de baixa pressão.

### 1.5.2 - Aplicações Típicas

Sabe-se através de estudos em tabelas de propriedades de vapor saturado, que o vapor a alta pressão possui um conteúdo de calor latente inferior ao de baixa pressão.

Assim, qualquer quantidade de calor que se necessite, é mais econômico usar-se um vapor à uma pressão mais baixa possível. No entanto, existe uma desvantagem. Devido a baixa pressão e temperatura do vapor, tanto as tubulações como as unidades de aquecimento e as superfícies de troca de calor terão que ser maiores, tendo portanto investimento inicial maior do que em um sistema de alta pressão. Com isso, torna-se viável e com vantagem em todo e qualquer projeto do sistema, o uso do vapor de reevaporação. Se em um sistema de aquecimento, o equipamento a ser aquecido consiste de cinco banhos, então deve-se especificar quatro deles com vapor a alta pressão, dos quais o vapor de reevaporação é recuperado para alimentar o quinto banho à baixa pressão, conforme é mostrada na figura 1.6 a seguir [ 4 ].

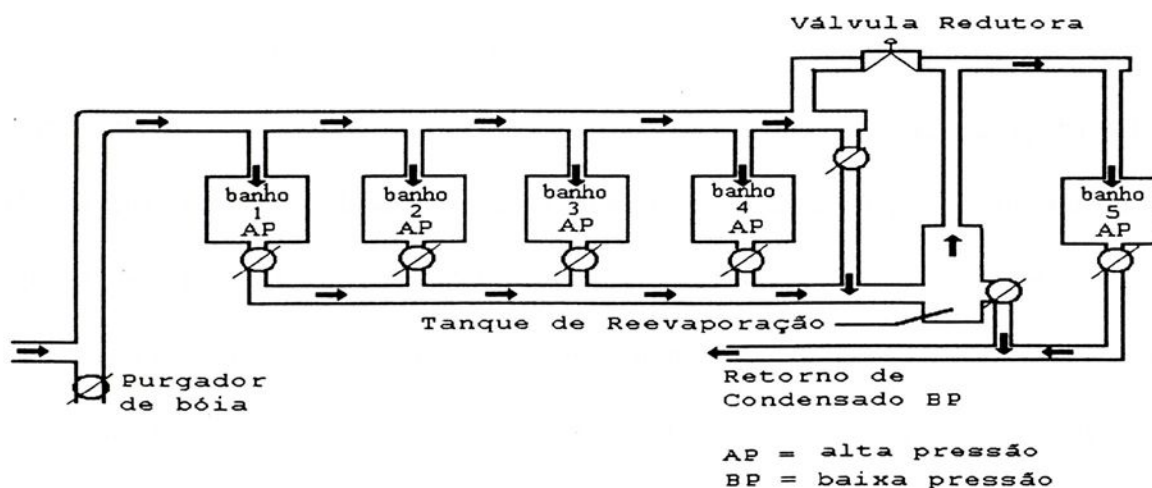


Figura 1.6 - Uso do Vapor reevaporado em sistema de aquecimento

## 1.6 - Uso Limitado do Vapor

### 1.6.1 - Pressão Ótima

O vapor utilizado em processo de aquecimento é de preferência o vapor saturado, devendo este estar o mais seco possível [ 10 ]. Desta forma, a pressão de trabalho é a responsável para determinar suas características e propriedades e sua escolha deve ser bastante criteriosa. O primeiro aspecto a ser analisado é a temperatura do processo de aquecimento, considerando sempre os limites superior e inferior quando estes existirem, pois de uma maneira geral, são faixas de temperaturas críticas. Como exemplo básico, tem-se a vulcanização da borracha, cujo aquecimento e processamento exige que as temperaturas sejam mantidas entre 150°C e 153°C. O limite inferior, determina a temperatura abaixo da qual não haverá vulcanização e o limite superior determina a temperatura acima da qual, haverá endurecimento muito grande e o produto terá baixa qualidade. Para este caso, em consulta as tabelas de vapor saturado, verifica-se que a pressão ideal ao processo é em torno de 0,4 MPa.

Outro aspecto importante a ser analisado é o rendimento do sistema. Se um equipamento de aquecimento receber vapor a uma pressão inferior a aquela especificada pelo projeto, terá seu rendimento substancialmente baixo. Esta queda é justificada pela redução da quantidade de calor transferida que será proporcional ao diferencial de temperatura e ao coeficiente global de transferência de calor. O nível ótimo de pressão de um sistema deve, além da temperatura de aquecimento e processamento do produto, dar máxima importância a dois aspectos principais [ 10 ]:



## A) Vantagens do vapor com pressão elevada

A.1 - Maior Temperatura: Como consequência tem-se maior temperatura diferencial e maior coeficiente global de transferência de calor. Isto representa menor superfície de troca de calor e portanto economia de espaço útil e um menor custo dos equipamentos.

A.2 - Menor volume específico: Representa menores velocidades para a mesma vazão e conseqüentemente permitirá usar tubulações de menores diâmetros e, portanto mais leves e econômicas.

A.3 - Maiores pressões diferenciais entre os equipamentos e a linha de retorno de condensado. Conseqüentemente tem-se mais facilidades de drenagem do condensado através dos purgadores, podendo este ser de menor tamanho e preço.

## B) Vantagens do vapor com baixa pressão

B.1 - Tem maior calor latente: Muito útil, principalmente em aplicações de aquecimento, onde o condensado deve ser drenado tão logo seja formado, para evitar alagamento do sistema, o que provocaria uma queda no rendimento do sistema. O uso de pressões mais baixas permite uma economia maior de vapor.

B.2 - Maior sensibilidade no controle de temperaturas, principalmente nos sistemas que usam válvulas não moduladoras, as quais trabalham totalmente abertas ou totalmente fechadas. Ao fechar, permanece no interior do equipamento uma certa quantidade de vapor, que se em alta pressão, possuirá menor volume específico e conseqüentemente maior massa. Esta massa armazenará maior quantidade de calor e, se o sistema está com pequena demanda, esta quantidade de calor poderá superaquecer o produto.



B.3 - Redução no custo, devido não necessidade de se exigir paredes muito espessas para equipamentos que devem ser fabricados com materiais especiais como é o caso de certos panelões e digestores.

Para o estudo dos equipamentos usados em aquecimento deve-se ter um cuidado todo especial na sua classificação. Esta classificação deverá levar em conta: as formas como o vapor atuará, em contato direto com o produto ou não, os efeitos que o ar e os outros gases incondensáveis poderá provocar, as pressões compatíveis e outros aspectos importantes que implicará na sua atuação.

### 1.6.2 - Injeção direta

No equipamento de injeção direta [ 10 ], o vapor entra em contato direto com o produto que está sendo processado e, como é de se esperar, alguns resíduos do tratamento químico da água da caldeira, pode se incorporar aos produtos quando eles não estão envolvidos por uma proteção qualquer. Quando se trata de produtos embalados, este fato não acontece, porém, em se tratando de líquidos, este é um fato presente. Portanto um cuidado especial deverá ser dispensado neste aspecto.

O aquecimento de líquidos com injeção direta tem uma série de pontos favoráveis. Entre eles se destaca a simplicidade do sistema, o baixo custo e a facilidade de manutenção. O calor sensível do vapor é aproveitado no próprio sistema, além do calor latente que torna o processo bastante econômico. Não exige linhas de retorno de condensado, além de obter uma agitação do produto que em muitos casos é altamente desejável e necessário. Uma das desvantagens do processo é a diluição da solução devida a condensação do vapor que lhe é incorporado. Há maneiras diferentes de se injetar o vapor

na solução, entre os quais se destaca: Tubos perfurados, Injetor Termostático e Circulador Termostático.

1.6.2.1 - Tubos perfurados: Com uma extremidade fechada, o tubo perfurado contém furos em sua extensão axial por onde fluirá o vapor a ser injetado no líquido. A condensação total do vapor se faz necessário, para evitar perdas desnecessárias pela superfície livre. Estas perdas são provocadas por fatores predominantes no meio, tais como: alta velocidade da bolha no interior do líquido, bolhas de elevado tamanho, altura manométrica e a própria temperatura do líquido.

A velocidade do vapor no interior da solução está intimamente ligada à pressão do vapor, à entrada do tubo e sua altura com a superfície livre do líquido. A uma pressão de vapor a 0,25 MPa e uma altura manométrica de 1 metro, pode se atingir velocidades do vapor na ordem de 390 m/s [ 10 ]. Com esta velocidade, evidentemente haverá pouco tempo para as bolhas se condensarem na massa da solução e uma considerável quantidade de vapor seria perdida pela superfície livre. Bons resultados tem sido obtidos com pressões diferenciais abaixo de 0,1 MPa, geralmente em torno de 0,07 MPa [ 10 ]. Um recurso interessante além da baixa velocidade das bolhas, é a localização dos furos, que devem ser posicionados de tal forma que fiquem voltados para um plano inclinado em relação à horizontal e para baixo, aumentando com isso o percurso entre a bolha e a superfície livre do líquido.

O tamanho das bolhas é em função da pressão, do tamanho dos furos do tubo e da velocidade do vapor em seu interior. Quando se deseja uma agitação vigorosa da solução, lança-se mão de pressões mais elevadas. Assim se consegue bolhas maiores, tem-



se uma maior superfície de contato com a solução, permitindo maior troca de calor e uma condensação do vapor mais rápida.

A altura do líquido acima do ponto de injeção de vapor além de provocar uma contra pressão que reduzirá o tamanho e velocidades das bolhas, irá permitir um maior espaço onde elas poderão se condensar.

A temperatura do líquido será importante uma vez que maiores valores de temperatura diferencial entre vapor e líquido permitirão condensação mais rápida e portanto mais favorável a eficiência do sistema.

Para se obter resultados ideais e satisfatórios, recomenda-se a instalação de um sistema de controle da pressão e da temperatura. Com este sistema, obtém-se em um só tempo: a pressão desejada para se conseguir as condições de condensação e o controle preciso da temperatura do líquido evitando superaquecimento do mesmo. Para obter estes dois controles é recomendável a instalação de uma válvula redutora termostática.

1.6.2.2 - Injetores Termostáticos e Circuladores Termostáticos: Os “Injetores e Circuladores” são versões dos purgadores termostáticos de expansão líquida, com a diferença de que o condensado, ao invés de ser drenado do sistema, é incorporado ao líquido. Controlam a temperatura da solução, não havendo, portanto, necessidade de se instalar uma válvula controladora de temperatura. São limitados ao uso para algumas soluções corrosivas, em virtude dos materiais de que são construídos (bronze fosforoso, aço inox). A regulagem de temperatura obtida por intermédio destes injetores é bastante razoável, atingindo valores com a variação de  $\pm 5^{\circ}\text{C}$ [10]. Além do controle de temperatura, apresentam a vantagem do trabalho silencioso. Nos injetores termostáticos, o vapor é injetado diretamente na solução, enquanto que nos circuladores termostáticos, a solução circula através de seu corpo, ocasião na qual o vapor é misturado com a mesma.

Em vantagem aos injetores, os circuladores provocam maior agitação na solução, o que permite maior homogeneização da temperatura.

A escolha de um ou de outro para se fazer uso, depende do tipo de solução em que está condicionado. De uma maneira geral estes injetores são ideais para aquecimento de água para usos gerais, desde que não seja para a elaboração de alimentos, pois o vapor poderá conter resíduos do tratamento químico da água da caldeira.

### 1.6.3 - Equipamentos Encamisados

É o de maior aplicação e uso, apresentando construções de várias formas diferentes, porém terá sempre uma “camisa” ou “jaqueta” de vapor. As formas geométricas mais comuns são as cilíndricas e as hemisféricas ou uma combinação entre ambas, podendo ainda ser horizontais ou verticais. Enquadram neste tipo de equipamentos os caldeirões para fabricação de doces, geleias e massa em geral, os panelões para cozinha e os reatores encamisados. Os vulcanizadores de borracha é uma combinação deste tipo e de injeção direta. A figura 1.7 representa um reator vertical, onde a entrada de vapor é pela parte superior [10].

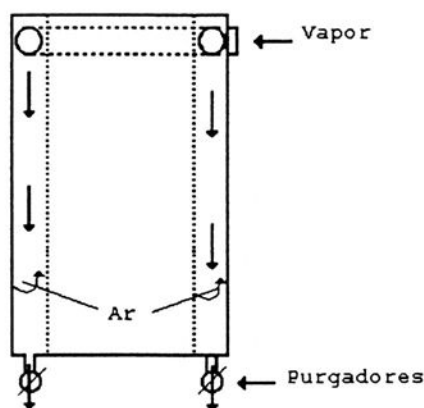


Figura 1.7 - Reator vertical encamisado

Neste caso a preocupação maior é no sentido de que os purgadores instalados na parte inferior sejam bons eliminadores de ar, ou que tenham dispositivos para permitir esta ação, enquanto que na parte superior isto não se faz necessário devido a distribuição contínua do vapor em toda a periferias dos círculos da camisa.

A figura 1.8 mostra um panelão ou caldeirão encamisado do tipo fixo [ 10 ].

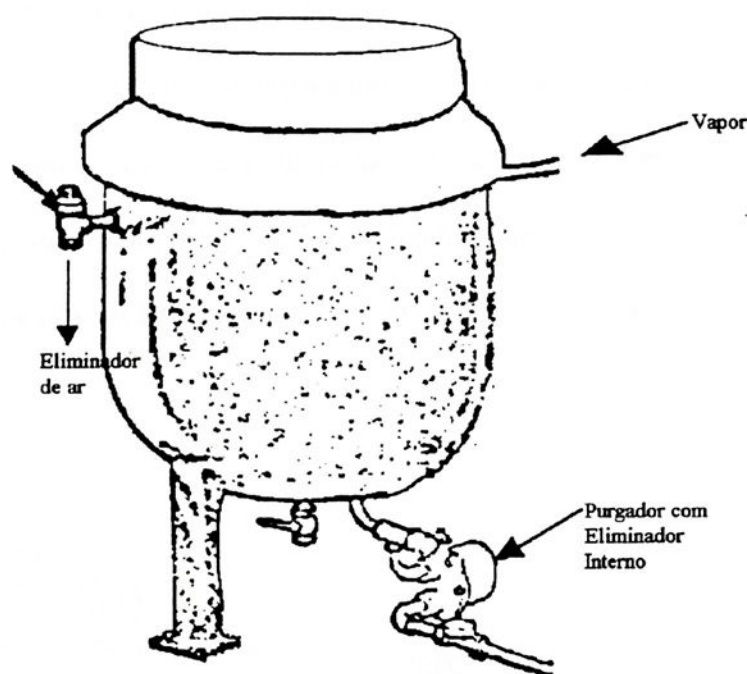


Figura 1.8 - Equipamento encamisado do tipo Fixo

Sua construção é similar na forma, para as aplicações mais diversas. Assim tem-se similaridade entre panelões de cozinha e de uso industrial. Quando se trata de panelão para usos industriais, o problema se prende a reduzir o tempo de cozinhamento ou aquecimento e homogeneizar o produto. Quando se trata de panelão de cozinhas o problema é garantir que o alimento obtido tenha a mesma qualidade independente da posição em que fique dentro do equipamento. Os panelões industriais, trabalham a altas temperaturas e pressão e

por isso possuem construções mais robustas, sendo fabricados com chapas mais espessas que os usados com a finalidade de cocção de alimentos. O procedimento para se determinar o ponto ideal no equipamento para instalação de um eliminador de ar, consiste em encher o panelão com água e ligar o vapor. No local visível a olho nu junto a parede, onde não houver atividades da água, existe um bolsão de ar, devendo ser aí instalado o eliminador de ar. O purgador ideal é o de bóia com eliminador interno de ar, podendo este ser substituído por um do tipo termodinâmico.

Outros equipamentos enquadrados dentro da classificação de “encamisados”, são as passadeiras de roupas ou calandras. Os modelos mais antigos eram construídos possuindo um berço de ferro fundido onde se fazia a introdução do vapor que iria aquecer por irradiação os cilindros revestidos que entra em contato com a roupa a ser passada.

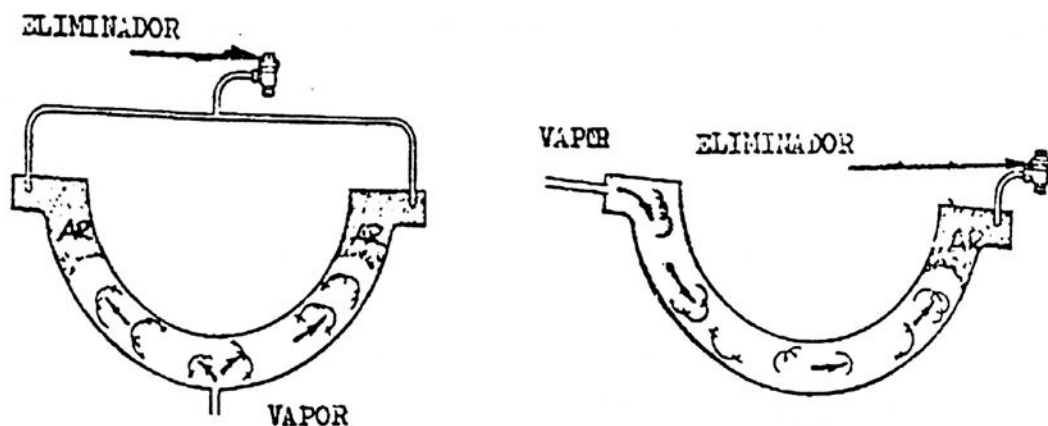


Figura 1.9 - Berço de Ferro fundido encamisado a vapor

Na figura 1.9 [ 10 ], são apresentados os modelos mais antigos com a entrada de vapor pela parte inferior e pela parte lateral. O eliminador de ar para um e outro caso está também indicado. Nas construções mais modernas, feitas com chapas e com divisões internas para a distribuição mais perfeita de vapor a eficiência é consideravelmente

melhorada. Deve-se ter em mente que a não eliminação do ar neste tipo de equipamento, tem como consequência o aquecimento desigual dos cilindros revestidos o que provoca a distorção do tecido de seus revestimentos e da roupa que está sendo passada.

#### 1.6.4 - Serpentinhas ou tubulares

São os mais utilizados, em aplicações de aquecimento. A pressão de trabalho é de acordo com os princípios e necessidade do processo de operação. Nas serpentinhas, o problema de presença de ar pode ser controlado com a instalação de um purgador que seja bom eliminador de ar, pois devido as características de construção não haverá pontos de acumulação de ar, seguindo todo para a saída, onde se instala o purgador. Em um aquecedor monotubular ou feixe tubular o problema de presença de ar é considerável. A figura 1.10 [ 7 ] mostra esquematicamente um aquecedor monotubular. Pode-se ter no ponto A, a presença de uma bolsa de ar que irá tomar um espaço de vapor, cujas consequências não é a ideal para o processo. Neste ponto é aconselhável a instalação de um eliminador de ar.

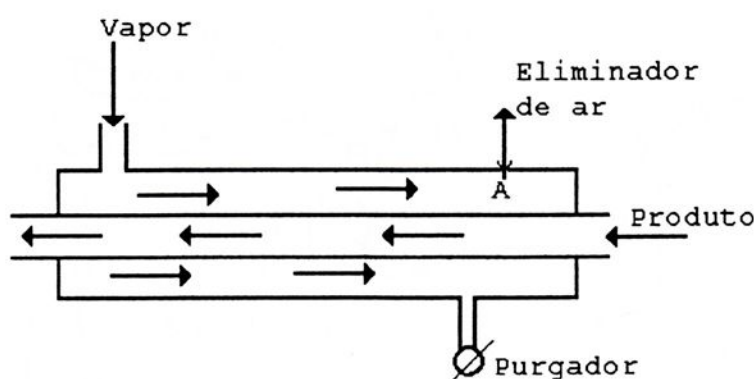


Figura 1.10 - Aquecedor Monotubular

### 1.6.5 - Cálculo do consumo de vapor

O consumo de vapor pode ser obtido por uma das seguintes formas:

- . Dados do fabricante
- . Medida direta através do condensado formado
- . Cálculos teóricos

Dados do Fabricante: A análise a estes dados, leva em consideração a situação a que se refere o consumo: em marcha normal de funcionamento, em consumos médios ou se são relativos aos picos de carga. Em caso de não se mencionarem estas informações, é interessante obter junto aos fabricantes, tendo com isso a preocupação na escolha dos sistemas de controle (Válvulas termostáticas, redutores de pressão, etc.) e do sistema de drenagem (purgadores, válvulas de bloqueio, visores, etc.) que serão dimensionados e selecionados em função das vazões de vapor e condensado.

Medição através do condensado formado:

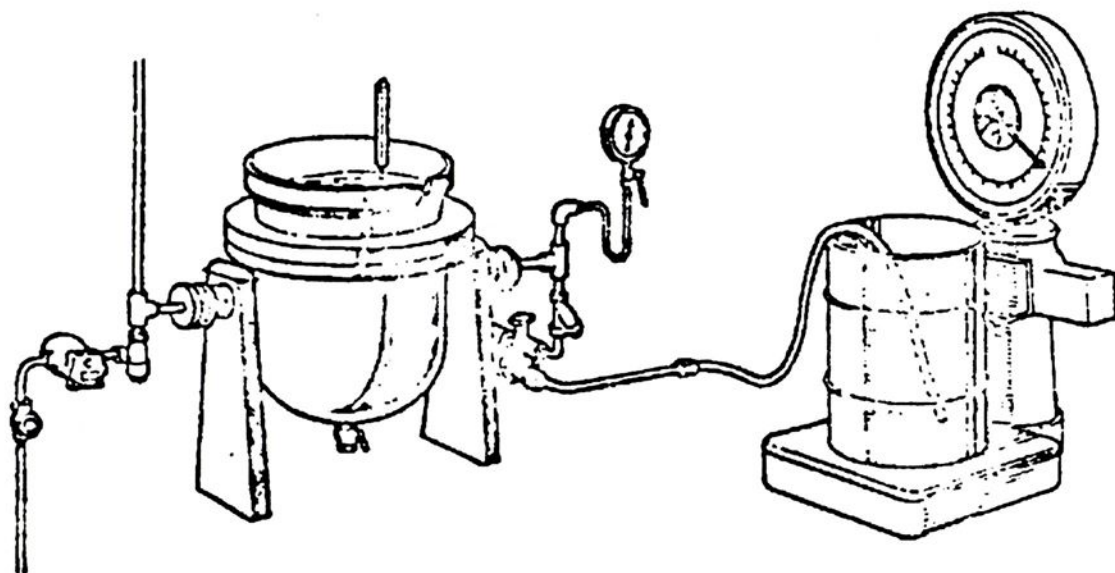


Figura 1.11 - Medição direta do condensado formado

É realizada com a utilização de equipamentos ideais a se fazer uma medição. Basicamente, conforme ilustrado na figura 1.11 [10], consta-se de um reservatório comum, uma balança, manômetro na saída de condensado, termômetro a ser instalado no produto e uma mangueira. A finalidade do manômetro e termômetro é obter as condições do processo em que foi obtido o consumo, para eventuais comparações em outras condições de processo. Ao reservatório, aconselha-se no início de medição uma quantidade de água de tal forma que o condensado seja descarregado em sua parte inferior, cujos objetivos é evitar que o vapor de reevaporação formado pela descompressão do condensado seja perdido. Com a introdução da mangueira no interior da água, este vapor reevaporado irá se condensar e consequentemente será também medido.

Cálculos Teóricos [ 10 ]: Para um sistema de aquecimento, pode se empregar fórmulas especiais e obter valores aproximados do calor requerido para o aquecimento, assim como o calor necessário para a evaporação e também o calor perdido por convecção.



## CAPÍTULO 2

### FÓRMULAÇÃO MATEMÁTICA

#### 2.1 - Apresentação

Após introdução e apresentação de algumas propriedades de vapor, assim como algumas características fundamentais em produção, distribuição e recuperação efetuados no capítulo 1, dedica-se este capítulo para apresentar a formulação desenvolvida e utilizada no cálculo da massa de condensado ao longo das linhas de distribuição de vapor, assim como a porcentagem de perda tendo como evidência a localização de cada local de consumo.

A massa de condensado formada nas linhas de distribuição, tem como base de cálculo as propriedades do vapor saturado seco, uma vez que conforme ilustrado no capítulo 1, não é prática comum a utilização de vapor superaquecido em sistemas de aquecimento. A taxa de condensação[2] sobre qualquer superfície é influenciada por alguns fatores específicos tais como natureza da superfície, área de escoamento, material e velocidade sobre a mesma. Assim sendo, os cálculos efetuados estão baseados em escoamentos interno a tubos, com características e propriedades fornecidas pela BASF Brasileira S.A. e estão de acordo com as normas ANSI B 36.19 e ANSI B 36.10.

Em se tratando de escoamento em regime permanente, a equação governante é um balanço de energia aliada com a perda de calor ao longo dos tubos, sendo esta perda intimamente ligada a eficiência do isolamento. Estando este nos padrões adequados de espessura, a perda de calor é reduzida para 25% em comparação a uma linha não isolada[2].

A análise do calor perdido ao longo dos tubos, tem como evidência o coeficiente de transferência de calor por convecção para um cilindro horizontal [8]. A superfície para a troca térmica, tem como base o diâmetro externo da tubulação, em função do comprimento equivalente, sendo este além do comprimento nominal, a inclusão dos acessórios (válvulas, flanges, etc.), que compõe um comprimento de tubulação. A variação de pressão, assim como as bases para determinação do comprimento equivalente dos tubos são dados práticos obtidos in loco.

## 2.2 - Formulação

### 2.2.1 - Tubulação de Vapor

A figura 2.1 esquematiza um trecho de tubulação, através da qual, a meta principal é formular o problema para determinação do condensado em linhas de distribuição. A fim de quantificar os fluxos de entrada e saída, utilizamos o balanço de massa e energia, as quais são características fundamentais para um estudo energético em instalações e processos industriais.

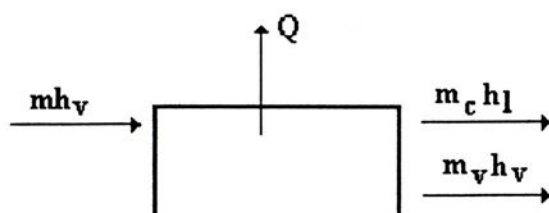


Figura 2.1 - Balanço de Massa e Energia em um tubo horizontal [24]

. Balanço de massa :  $m = m_c + m_v$  (2.1)

. Balanço de Energia :  $m \cdot h_v = Q + m_c \cdot h_l + m_v \cdot h_v$  (2.2)

. Associando as equações (2.1) e (2.2) tem-se:

$$m_c = \frac{Q}{h_{lv}} \quad (2.3)$$

$$\text{sendo: } h_{lv} = h_v - h_l$$

Conclui-se portanto, que a condensação é uma função do calor latente.

### 2.2.2 - Calor por Convecção Natural

Na partida de um sistema de distribuição de vapor, observa-se uma taxa maior na formação de condensado[2], decorrente de um período para aquecimento das tubulações. Uma vez aquecidas, esta taxa estabilizará e o que se observa é a perda de calor através da tubulação cujo consumo de vapor para a referida condensação dependerá da temperatura ambiente e eficiência do isolamento.

Na prática, a perda de calor através de linhas isoladas é reduzida para 25% [2] em comparação a uma linha não isolada. Assim sendo, a análise deste trabalho é um fluxo de calor por convecção ao longo das linhas de distribuição, tendo em vista a eficiência do isolamento em 75%.

. Equação governante [ 8 ] :

$$Q = h \cdot A \cdot \Delta T \quad (2.4)$$

$$\text{. Sendo } h = 1,32 \cdot \left( \frac{T_p - T_{ar}}{De} \right)^{1/4} \quad (2.5)$$

$$A = \Pi \cdot De \cdot L_{eq} \quad (2.6)$$

$$\Delta T = T_p - T_{ar} \quad (2.7)$$

. O coeficiente de transferência de calor h é para convecção natural em superfícies cilíndricas horizontais, expostas ao ar à pressão atmosférica. De acordo com a referência [ 8 ], quando a tubulação é longa - comprimento infinito - pode ocorrer um desvio em torno de 4% no valor calculado.



. Área de transferência de calor : A troca de calor para cada trecho de tubulação é função do diâmetro externo e o comprimento equivalente ( $L_{eq}$  = Comprimento efetivo + acessórios) obtidos in loco.

. A temperatura  $T_p$  externa a parede é a mesma do vapor saturado, pois considera-se um fluxo contínuo em tubulação sem isolamento.

. Associando as equações (2.4), (2.5), (2.6) e (2.7) e rearranjando:

$$Q = (1,32) \cdot \Pi \cdot (T_p - T_{ar})^{1,25} \cdot (De)^{0,75} \cdot L_{eq} \quad (2.8)$$

. Considerando a eficiência térmica do isolamento[ 2 ] em 75%, de (2.8), vem :

$$Q = (1,32) \cdot \Pi \cdot (T_p - T_{ar})^{1,25} \cdot (De)^{0,75} \cdot L_{eq} \cdot I_s \quad (2.9)$$

. Associando os termos já considerados constantes temos:

$$Q = (1,037) \cdot (T_p - T_{ar})^{1,25} \cdot De^{0,75} \cdot L_{eq} \quad (2.10)$$

. Associando as equações (2.10) e (2.3) temos:

$$m_c = K \cdot De^{0,75} \cdot L_{eq} \quad (2.11)$$

$$\text{Sendo: } K = \frac{(1,037 \cdot 10^{-3}) \cdot (T_p - T_{ar})^{1,25}}{h_{lv}} \quad (2.12)$$

A pressão de vapor é a característica principal do processo de operação[ 3 ] na produção de vapor. Em função desta pressão podemos associar os parâmetros  $T_p$  e  $h_{lv}$ , tornando o primeiro membro da equação ( 2.11 ) a um valor  $K$ , sendo este uma função da pressão de trabalho na produção de vapor e da temperatura ambiente( $T_{ar}$ ), tendo esta um valor que pode ser considerado constante, o qual atribuímos 20°C.

Com isso podemos concluir, que a massa de condensado formada ao longo das tubulações é uma função do seu diâmetro externo e comprimento equivalente.

Tabela 2.1 - Valores de K em função da pressão de trabalho

$P_{abs}$ [ MPa ]	$K \cdot 10^{-4}$ [ kg / m <sup>2</sup> s ]
0,5	2,18
0,6	2,34
0,7	2,50
0,8	2,64
0,9	2,77
1,0	2,90
1,1	3,01
1,2	3,13
1,3	3,23
1,4	3,33
1,5	3,43
1,6	3,53
1,7	3,62
1,8	3,71
1,9	3,80
2,0	3,89



## 2.3 - Qualidade do Vapor

### 2.3.1 - Distribuição Atual

Conforme citado no capítulo anterior, o sistema de distribuição na BASF BRASILEIRA S/A é através de 2 modalidades: Vapor à 0,6 MPa e vapor à 1,8 MPa.

Os consumidores de uma maneira geral, são os prédios de produção que localizam-se em pontos estratégicos e diferenciados no espaço físico da fábrica. É de conhecimento, que dentro de um parâmetro adequado, o custo energético para o setor de produção é uma relação direta com a massa de vapor recebida no prédio. Esta massa corresponde uma avaliação quantitativa, não levando em consideração a localização do consumidor em comparação a um outro cuja distância é de maior ou menor extensão em relação a caldeira que é a geradora de vapor.

Este item avalia a distribuição, através de uma análise com a qual leva-se em consideração alguns parâmetros conforme se segue:

- . As linhas de distribuição são diversificadas e ocorre ramificações
- . Cada trecho de tubulação está conduzindo vapor de dois ou mais consumidores
- . A massa de condensado formado em cada trecho de tubulação, é vapor produzido na caldeira.
- . O custo energético desta produção, são dos consumidores que fazem uso deste trecho de tubulação, para receber o vapor desejado em seu setor.

### 2.3.2 - Formulação da Qualidade

Tomando como base, o consumo individual nos setores, as ramificações no trajeto de distribuição e fazendo uso da equação (2.9), foi possível obter uma equação

matemática para a análise qualitativa do vapor em cada prédio consumidor. Esta equação leva em consideração o trajeto e as respectivas massas de condensado formada, assim como o rateio entre os consumidores que utilizam deste trechos. Assim sendo em cada ponto de consumo, pode se avaliar a massa recebida em termos de porcentagem em relação a produção total da caldeira.

As figuras 2.2 e 2.3, analisam a qualidade no sistema de distribuição de vapor nos seus respectivos pontos de consumo e mostra a seguir a equação matemática desenvolvida para a referida análise. Os pontos circulados e numerados são denominados nós, e caracterizam os pontos onde ocorrem ramificações das tubulações de vapor. A ordem sequencial dos números é de acordo com um sistema de padronização interna, onde se observa que o ponto inicial da trajetória do vapor é a caldeira, tendo como identificação o nó 0(zero).

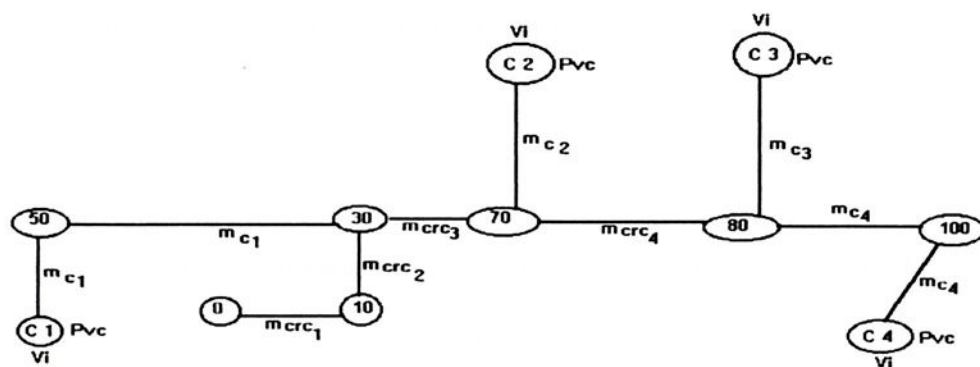


Figura 2.2 - Sistema de distribuição do vapor de 1,8 MPa

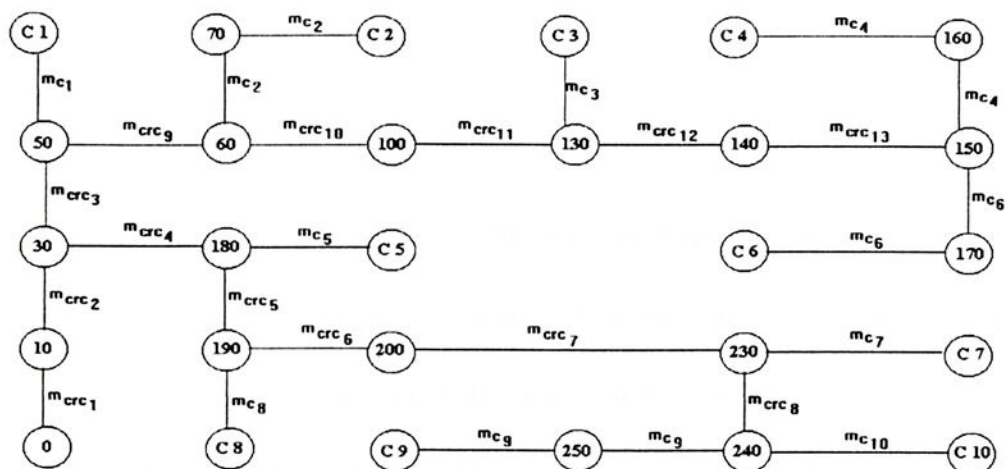


Figura 2.3 - Sistema de distribuição do vapor de 0,6 MPa

A equação matemática desenvolvida é assim apresentada:

$$P_{V_{ci}} = \frac{V_i}{V_i + m_{ci} + \frac{V_i}{V_{ct}} (m_{crc})} \quad (2.13)$$

Sendo :  $P_{V_{ci}}$  - Porcentagem do vapor produzido para atender o cliente  $i$

$V_i$  - Consumo de Vapor do cliente  $i$

$m_{ci}$  - Massa de condensado no ramo individual do cliente  $i$

$V_{ct} = \sum_{i=1}^n V_i$  - Consumo de vapor dos  $n$  clientes

$m_{crc} = \sum_{j=1}^m m_{crc_j}$  - Massa de condensado nos ramos coletivos dos

quais o cliente participa

A equação matemática para a determinação do vapor produzido na área de Utilidades é:

$$Pr_{\text{cald}} = 100 \left( \sum_{i=1}^n \frac{V_i}{Pv_{ci}} \right) \quad (2.14)$$

## 2.4 - Diâmetro Ideal

### 2.4.1 - Condensado e Comprimento Equivalente

Como meta principal do capítulo 2, a equação (2.11), permite calcular a massa de condensado ao longo de uma linha de distribuição. Verifica-se através desta, que em uma instalação industrial, a função direta do condensado é o diâmetro da tubulação uma vez que, estabelecido o trajeto e as condições de operação, os demais parâmetros serão pre-estabelecidos. Com base nesta observação, uma avaliação pode ser para uma determinada situação desejada a qual relacionará a massa de condensado em uma distribuição de vapor.

A análise demonstra que a menor quantidade de condensado que se forma, embora ocorra também variação no comprimento equivalente, é quando se utiliza um menor diâmetro. Diante desta situação, dedica-se este item a colocar em questão a especificação do melhor diâmetro para uma determinada massa de vapor em um trecho de tubulação pré-estabelecido.

### 2.4.2 - Condensação em Película

A fim de que se possa criar uma condição que permita uma relação entre valores envolventes ao processo, coloca-se em discussão a condensação em película no

interior de tubos horizontais[8]. Quando a taxa de condensação é grande, o escoamento pode se transformar em um fluxo anular, com o vapor escoando internamente a uma película de condensado que se acumula sobre as paredes do tubo. Esta taxa de acumulação de líquidos, transforma o processo a uma condição crítica, pois gotículas podem ser arrastadas ao longo da tubulação junto ao vapor, tornando-se impossível a sua retirada pelo sistema de purgadores.

Mozharov[11] através de dados experimentais desenvolveu uma equação que limita a velocidade do vapor quando submetido a escoamento contínuo, em condições consideradas críticas para o processo. A uma menor velocidade que ultrapasse este valor estabelecido como crítico, torna-se evidente o arrastamento de partículas o que irá comprometer a qualidade do vapor.

A equação é assim descrita:

$$V_{cr} = 115 (\sigma v)^{1/2} \left[ \frac{X}{Di(1-X)} \right]^{1/4} \quad (2.15)$$

Sendo :

$V_{cr}$	-	Velocidade crítica	( m/s )
$\sigma$	-	Tensão superficial da interface líquido-vapor	( N/m )
$X$	-	Título do vapor	( - )
$v$	-	Volume específico do vapor	( m <sup>3</sup> / kg )
$Di$	-	Diâmetro interno da tubulação	( m )

### 2.4.3 - Otimização do Diâmetro

Para a otimização, serão utilizadas simultaneamente, a equação (2.15) e a equação da velocidade em fluxo contínuo:

$$V = \frac{m}{\rho \cdot A} \quad (2.16)$$

Com as condições de operação do vapor determina-se a velocidade crítica e a velocidade nominal de acordo com as equações (2.15) e (2.16). É evidente que a velocidade nominal deve ser menor que a velocidade crítica, porém se muito menor, altera-se o diâmetro a um valor menor o que equilibrará a diferença entre ambas. O diâmetro ideal será aquele em que após os cálculos, a velocidade nominal aproxima-se da velocidade crítica.

### 2.4.4 - Cálculo da perda de carga

Para se ter uma melhor avaliação em termos de distribuição, as perdas de cargas serão analisadas através da equação:

$$\Delta p = (4,29 \cdot 10^{-4}) \frac{Q^{1,95} \cdot v^{0,95} \cdot L}{D^{5,1}}$$

onde:

$\Delta p$	-	Perda de carga	[ Pa ]
$Q$	-	Vazão	[ kg / s ]
$v$	-	Volume específico	[ m <sup>3</sup> / kg ]
$L$	-	Comprimento da tubulação	[ m ]
$D$	-	Diâmetro do tubo	[ m ]

## 2.5 - Pontos Para Purgadores

### 2.5.1 - Introdução

Tendo como objetivo principal a qualidade nos pontos de consumo, analisaremos neste item a distribuição, visando obter o ponto ideal para a extração da massa de condensado. É de conhecimento que sua geração, é função direta de cada tubulação, ocasionando com isso valores diferentes de massa, para uma mesma extensão de linhas. Assim sendo, utilizaremos o comprimento equivalente como base de cálculos para obter o ponto ideal para a extração. A equação matemática, que descreve a situação é um desenvolvimento das equações obtidas nos itens anteriores e seus parâmetros são funções das condições de operação do vapor.

A eficiência quanto ao número de purgadores assim determinados em cada trecho, visa economia no projeto de instalação de linhas de distribuição, além de fornecer dados inerentes a sua especificação. Assim sendo, após determinação do diâmetro ideal conforme item 2.1, a especificação do número de purgadores em cada trecho concretiza de uma maneira geral, uma distribuição ideal com qualidade de vapor aos pontos consumidores.

### 2.5.2 - Formulação Para Extração

Para o desenvolvimento da equação matemática, que analisa o ponto ideal a extrair a massa de condensado, torna-se evidente as equações já determinadas em itens anteriores e a equação para determinação do título.



O título de vapor é definido por:

$$X = \frac{m - m_c}{m} \quad (2.17)$$

Associando as equações ( 2.11 ), ( 2.15 ) e ( 2.17 ) obtém-se:

$$L_{eq} = \frac{m \cdot X \cdot v^2}{Di \cdot De \cdot V_{cr}^4} \quad (2.18)$$

Sendo: 
$$K_1 = 2.10^8 \frac{\sigma^2 \cdot h_{lv}}{(T_p - T_{ar})^{1.25}} \quad (2.19)$$

Através da equação (2.18) determina-se o comprimento equivalente na linha de distribuição, que é o ponto ideal para a instalação de um purgador. Como pode se observar, trata-se de uma equação que tem como parâmetros fundamentais, as condições de operação do vapor, aliadas a velocidade crítica. Observa-se também, que os diâmetros interno e externo da tubulação, também tem influência na determinação deste ponto ideal para extração do condensado.

Assim sendo, a velocidade crítica além de otimizar o diâmetro, tem também influência na dimensionalização de purgadores, pois a este ponto, a massa de condensado é facilmente calculada.



# CAPÍTULO 3

## RESULTADOS

### 3.1 - Introdução

Após estabelecidos os parâmetros fundamentais e o desenvolvimento de uma formulação no capítulo 2, dedicamos este capítulo para apresentar resultados fazendo uso desta formulação. As equações matemáticas assim obtidas, permitiu desenvolver um código computacional para atingir os resultados desejados e atender os objetivos pre-estabelecidos neste trabalho.

Na utilização, estas equações estão adequadas a gráficos e tabelas, permitindo com isso facilidade na visão global do sistema de distribuição e combinação das variáveis. Assim, a modelagem é adequada ao código computacional, o que viabiliza a sua utilização em plantas diversas num sistema de distribuição de vapor.

### 3.2 - Modelagem do Condensado

	Consumo [ kg/s ]	Condensado Gerado [ kg/s ]	Produção Total [ kg/s ]
Vapor à 1,8 MPa	0,7056	0,0695	0,7751
Vapor à 0,6 MPa	3,5061	0,2801	3,7862

Tabela 3.1 - Análise de Resultados

A tabela 3.1, é uma análise da BASF Brasileira S A onde mostra através do balanço de massa a necessidade requerida para a produção de vapor na área de utilidades. O condensado gerado é uma somatória das linhas de distribuição, desde a caldeira até os pontos consumidores, enquanto que o consumo é a somatória dos clientes consumidores.

A produção requerida é a produção total das modalidades(vapor à 1,8 MPa e à 0,6 MPa). É importante salientar que a produção requerida é vapor à 1,8 MPa, do qual, uma fração é reduzida à 0,6 MPa através de uma válvula de expansão, conforme necessidade de ambas modalidades necessárias aos clientes consumidores.

### 3.3 - Análise Gráfica

Após modelagem do condensado através da equação (2.11), colocou-se em questão qual seria o comportamento desta equação diante de suas variáveis em uma faixa de trabalho. É de conhecimento que na distribuição de vapor, o parâmetro que tem como característica principal é a pressão de trabalho da caldeira. E com esta pressão, obtem-se as variáveis do processo, tais como as representadas na equação (2.11), as quais fornecerão um perfil de comportamento. Assim sendo, o seu melhor perfil de comportamento é uma análise através de representação gráfica, onde pode se destacar as variáveis que compõem a equação. De acordo com a equação gerada, as coordenadas que melhor se adaptam ao estudo em questão, são mostradas na representação dos gráficos nas figuras 3.1, 3.2 e 3.3.

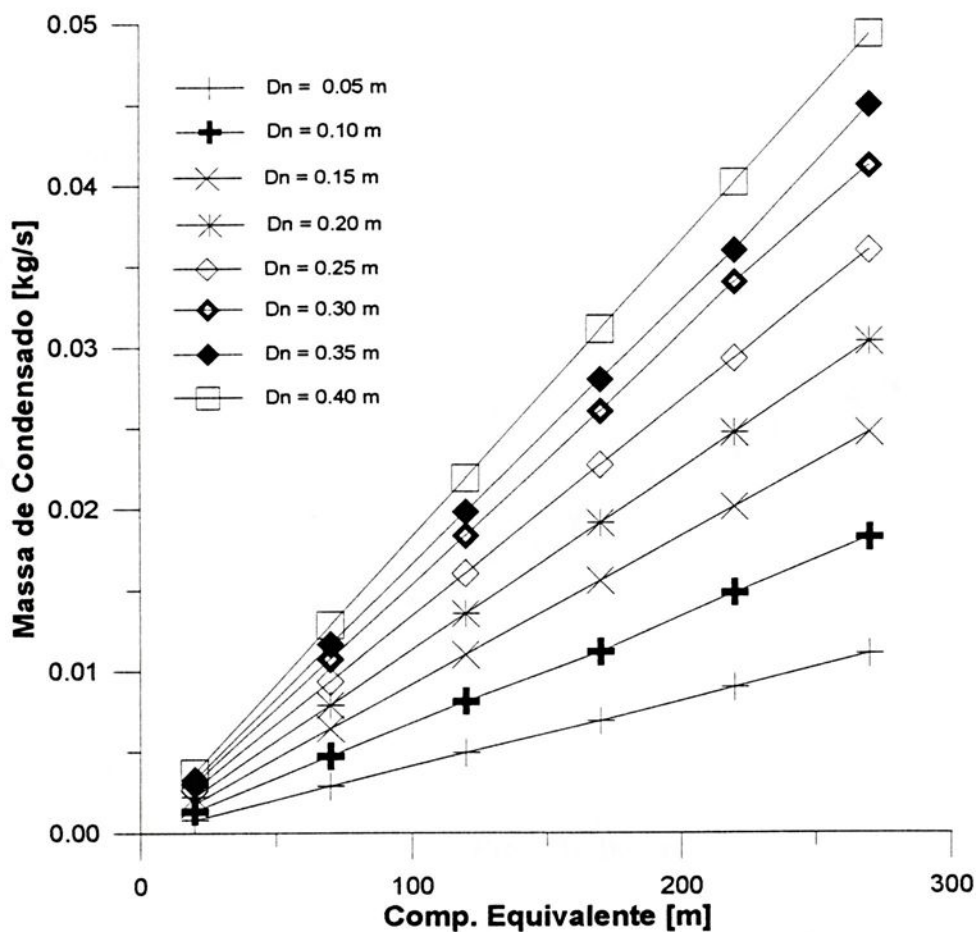


Figura 3.1 - Condensado em função do comprimento

Na figura 3.1, pode se observar que embora haja uma variação no comprimento equivalente quando há alteração no diâmetro, a menor quantidade de condensado que se forma é a utilização de diâmetros menores. Isto se deve ao fato da massa de condensado ser dependente do diâmetro e do comprimento equivalente em toda extensão de distribuição. Observa-se também, uma acentuada elevação da curva para maiores diâmetros, caracterizando com isso que quanto maior o diâmetro, a proporção de formação de condensado é maior em relação a diâmetros menores.

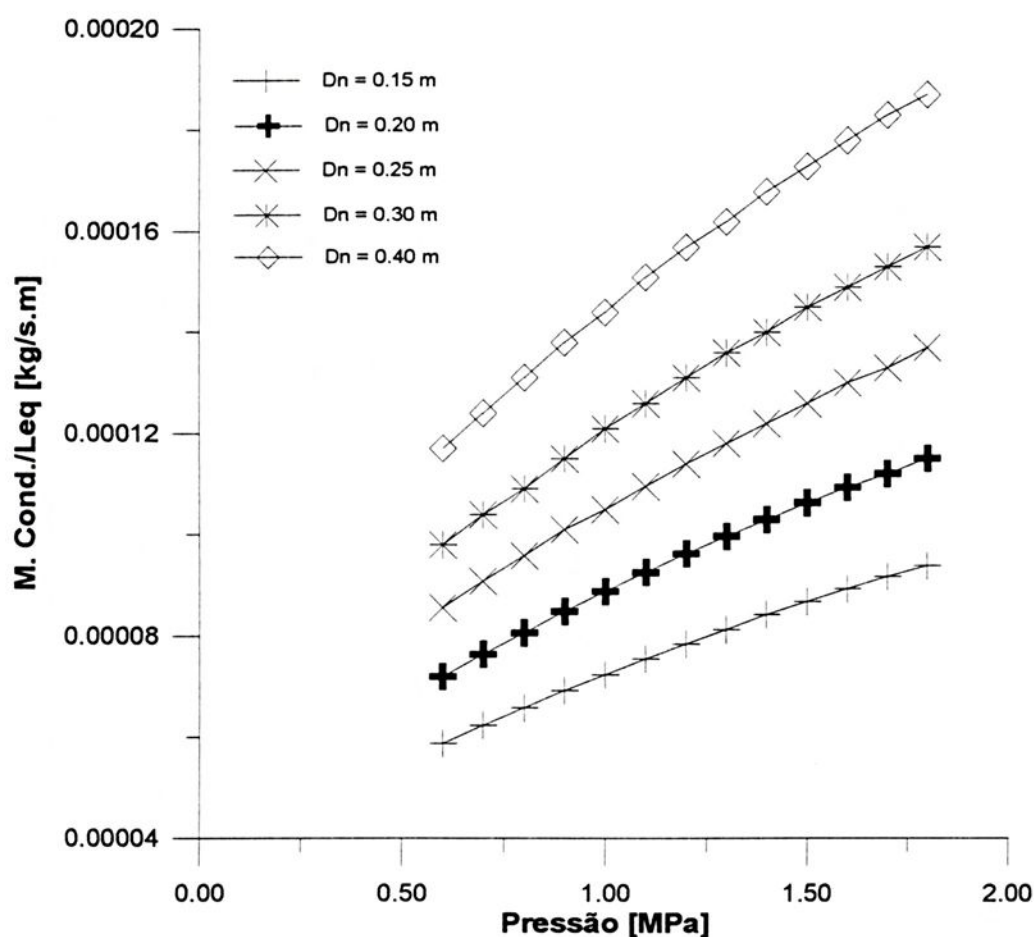


Figura 3.2 - Condensado em Função da Pressão

A figura 3.2, mostra os valores da massa de condensado em função da pressão de trabalho. Para cada diâmetro, observa-se uma ordem crescente nestes valores, quando a pressão de vapor é a variável do processo. Este fato é explicado através do parâmetro  $K$  da equação (2.11), que assume valores que é uma função das condições de operação da caldeira ou seja, da pressão do vapor. Outro fator de grande influência que se observa é a elevação acentuada, quando se altera gradativamente o diâmetro da tubulação, o que caracteriza mais uma vez a dependência deste parâmetro na formação de condensado.

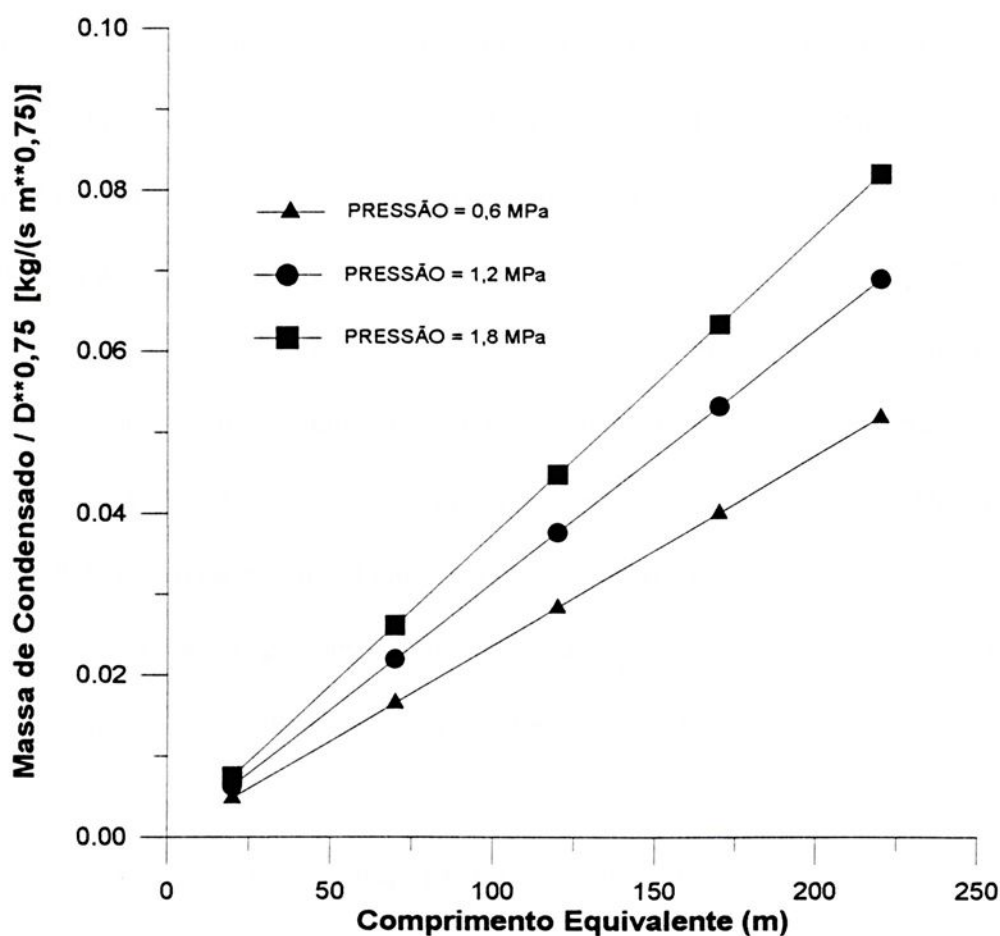


Figura 3.3 - Condensado em Função do Comprimento

A figura 3.3, associa a massa condensável com o comprimento equivalente, para alguns valores de pressões de trabalho. Observa-se aí, uma dependência direta do comprimento equivalente para um mesmo valor de pressão. A massa de condensado se eleva, a medida que aumenta o comprimento equivalente para um mesmo valor de pressão. É de se notar também, influência na alteração dos valores quando há elevação da pressão de trabalho. O fato é explicado, pelo parâmetro  $K$  que é função das condições de operação, onde a pressão é fator importante.

Os resultados obtidos mostram duas situações: os consumidores de vapor à 1,8 MPa e os consumidores à 0,6 MPa. Ambos os casos apresentam o mesmo método de cálculo na obtenção dos parâmetros ideais para dar qualidade na produção do vapor (Vapor produzido é igual ao vapor requerido mais a massa de condensado) obtendo com isso as seguintes características:

. Balanço de Massa: O vapor produzido na caldeira para cada cliente é igual ao vapor requerido pelo cliente mais a massa de condensado que é gerada ao longo das linhas de distribuição. Conseqüentemente o vapor total a ser produzido para atender a todos os clientes é uma somatória das massas produzidas para cada cliente.

. O título apresentado é de boa qualidade e isto demonstra a necessidade da extração da massa de condensado que se forma, o que justifica o estudo e a viabilidade da equação (2.17).

. O fator F, é a relação entre a massa de vapor requerida por cliente e a massa de vapor que será produzido na caldeira para atendê-lo nesta quantidade desejada. De uma forma geral é uma porcentagem que deve ser aplicada ao valor produzido para cada cliente na caldeira, para que se possa obter como resultado, o valor numérico do vapor requerido para o consumo, em virtude da massa de condensado que se forma durante a distribuição.

### 3.5 -Diâmetro Ideal

O método ideal para avaliar qual o melhor diâmetro a ser utilizado em uma linha de distribuição, é através de uma análise fazendo uso das equações (2.14) e (2.15), que se baseiam na velocidade crítica do fluxo de vapor e, na velocidade em fluxo contínuo.



Como exemplo de aplicação destas equações, a tabela 3.4 mostra um quadro com os resultados, de uma análise realizada em uma linha de distribuição do vapor de 1,8 MPa, cujo diâmetro atual é de 0,200 m.

Diâmetro [ m ]	Vapor [Kg/s]	Condensado [Kg/s]	$V_{cr}$ [m/s]	V. Nom. [m/s]
0,200	0,7658	$6,9 \cdot 10^{-3}$	11,1	2,6
0,150	0,7658	$5,8 \cdot 10^{-3}$	12,4	4,5
0,100	0,7658	$4,4 \cdot 10^{-3}$	14,7	10,2
0,08071	0,7658	$3,9 \cdot 10^{-3}$	15,97	15,52

Tabela 3.4 - Função da Velocidade crítica

Em análise aos resultados da tabela 3.4, pode se observar uma diferença acentuada nas velocidades crítica e nominal para o diâmetro atual. Ao se sugerir redução ao diâmetro, observa-se o aumento nas velocidades, porém, é de se notar que embora haja aumento em ambas, a proporção de aumento é de tal forma que, minimiza a diferença entre elas. Assim sendo, a recomendação é a redução contínua até obter uma diferença mínima, em que a velocidade crítica é superior. Observa-se portanto que, a menor diferença, é obtida quando se usa o diâmetro 0,08071 m. Com isso, a recomendação para esta situação é fazer o uso do diâmetro de 0,100 m, por ser o diâmetro comercial mais próxima do valor determinado pelo código computacional.

### 3.5.1 - Análise do Diâmetro Recomendável

Em função do que foi estabelecido para especificação ao melhor diâmetro, o quadro da tabela 3.5 mostra a distribuição atual do vapor à 1,8 MPa e, analisa através do método da velocidade crítica, qual o diâmetro ideal que seria viável a atual distribuição.



Nó	Massa Vapor [ kg ]	Velocidade Crítica [ m/s ]	Diâmetro Atual [ m ]	Diâmetro Ideal [ m ]	Diâmetro Recomendável [ m ]
0 a 30	2790,00	13,94	0,200	0,08705	0,100
10 a 30	2757,00	15,91	0,200	0,08071	0,100
30 a 50	1820,36	14,09	0,150	0,07005	0,080
50 a 51	1787,60	16,55	0,080	0,06292	0,080
30 a 70	2749,40	17,22	0,150	0,07805	0,080
70 a 71	153,40	14,05	0,050	0,01852	0,050
70 a 80	737,78	10,28	0,150	0,05105	0,080
80 a 81	457,64	15,24	0,080	0,03292	0,050
80 a 100	207,24	14,35	0,150	0,02405	0,050
100 a 101	183,14	15,09	0,50	0,02050	0,050

Tabela 3.5 - Circuito de Distribuição

Em análise a tabela, observa-se uma possibilidade em reduzir os diâmetros de todo trecho (Nó) das linhas de distribuição, o que é recomendável em termos econômicos. Em discussão aos resultados, pode se observar que:

. A velocidade crítica assume valores diversificados, em comparação a cada nó. Isto é explicado pelo fato de que, a massa de vapor, da qual a velocidade crítica é dependente, é uma variável em cada nó.

. O diâmetro crítico, do qual denominou-se diâmetro ideal, não é de padronização comercial, sendo portanto recomendável a espessura superior mais próxima. Assim sendo observa-se casos, em que o diâmetro recomendável é o dobro do diâmetro crítico e, com isto, torna-se evidente a geração de quantidades maiores de condensado nestas linhas.

. De maneira geral podemos salientar que, para atender as necessidades em termos de distribuição, as tubulações para a atual vazão mássica estão subdimensionadas.

Em complemento a este item, dedica-se o item 3.5.2, para demonstrar um quadro, utilizando o sistema de distribuição do vapor à 0,6 MPa, com o objetivo de fazer

distribuição em cada cliente, estes valores são relevantes em termos numéricos, não comprometendo a qualidade do vapor no sistema de distribuição.

Para se utilizar deste método de redução de diâmetro, recomenda-se uma análise comparativa, da qual pode se verificar o que é ideal : a redução acentuada na taxa de formação de condensado ou a alta elevação da perda de carga.

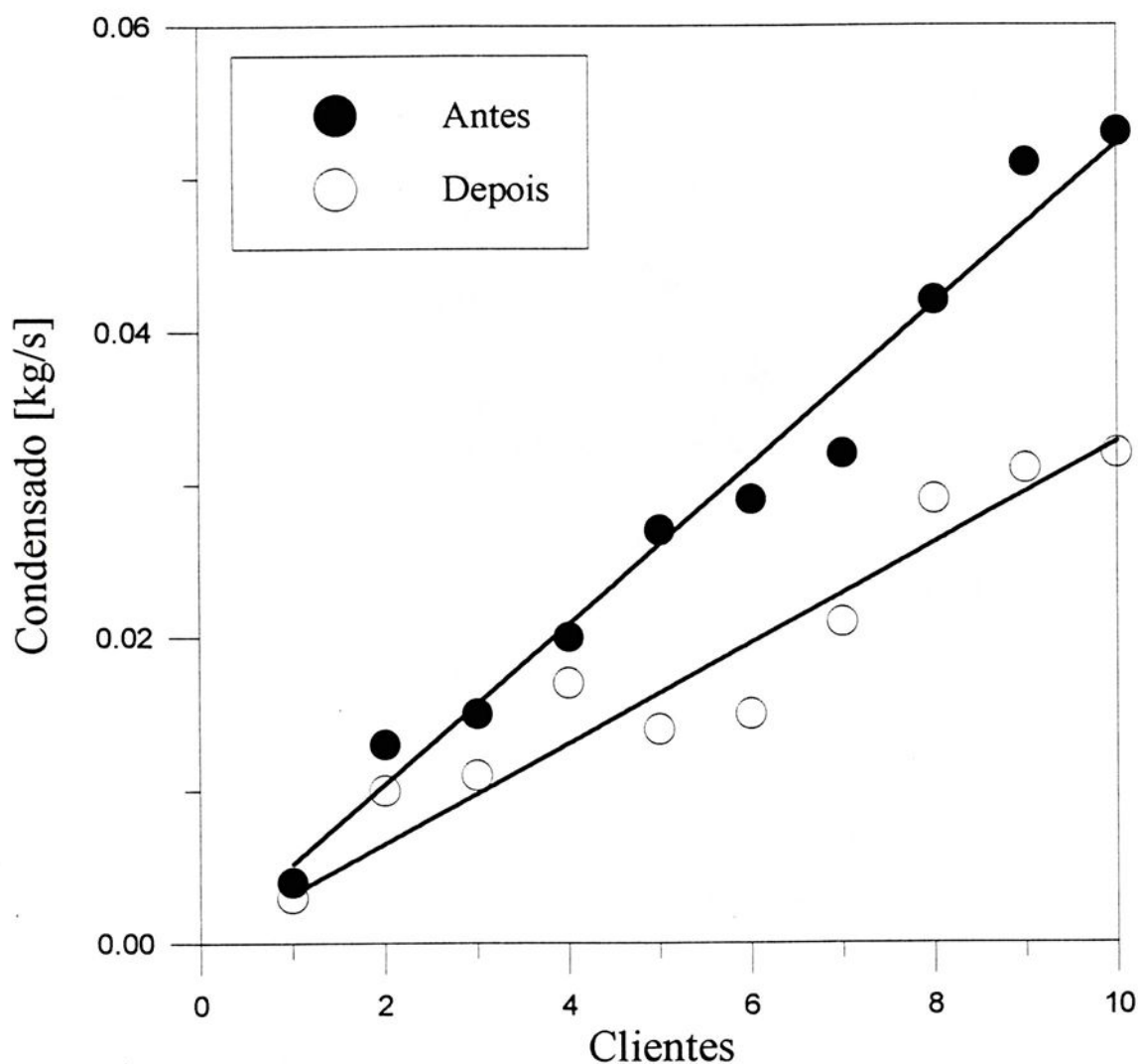


Figura 3.4 - Condensação após estimativa do diâmetro ideal

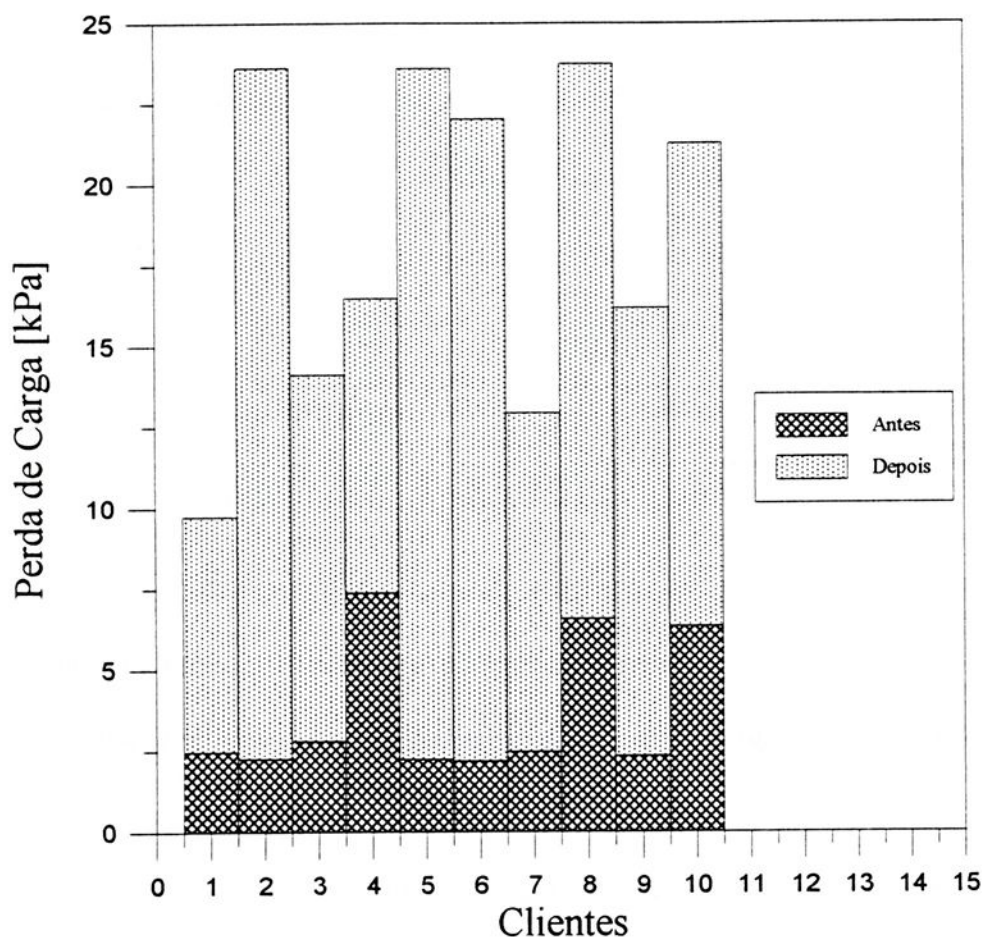


Figura 3.5 - Perda de Carga após estimativa do diâmetro ideal

Na figura 3.4, tem se uma visão geral do quadro demonstrativo da tabela 3.6, onde se observa a produção de condensado para cada cliente, antes e após a redução dos diâmetros, em seus circuitos de distribuição. Na figura 3.5, tem se também uma visão geral do quadro demonstrativo da tabela 3.6, onde pode se observar a perda de carga para cada cliente, antes e após a redução dos diâmetros, em seus circuitos de distribuição.

### 3.6 - Pontos para purgadores

Neste item, utilizaremos a equação (2.17) para análise de resultados, quando se coloca em questão, qual o ponto ideal para a extração da massa de condensado em uma linha de distribuição. A esta análise, levou-se em consideração o circuito de

distribuição do vapor à 6 bar, do qual foi tomado como exemplo um trecho de tubulação em que, as características de operação atual estão ilustradas na tabela 3.7.

Diâmetro [ m ]	Vapor [ kg/s ]	Título %	Condensado [ kg/s ]	Comprimento Equivalente [ m ]	Número de Purgadores
0,400	0,1000	58,63	0,0414	325	4

Tabela 3.7 - Purgadores existentes

Em discussão aos resultados apresentados na tabela 3.7, observa-se que o número de purgadores é justificado pela quantidade de condensado que se forma em toda a extensão da linha de distribuição. A localização atual destes purgadores, é aleatória, não havendo portanto uma especificação adequada a sua localização.

Assim sendo, procurando também recomendar o melhor diâmetro para a vazão mássica existente, a tabela 3.8 mostra um trecho de tubulação, com otimização do diâmetro através do método da velocidade crítica.

Diâmetro [ m ]	Condensado [ kg/s ]	Título %	Vel. crítica [ m/s ]	Vel. Nominal [ m/s ]
0,400	0,0414	58,64	4,70	0,16
0,300	0,0340	65,11	5,62	0,29
0,100	0,0164	83,61	10,76	3,27
0,080	0,0132	86,77	12,49	5,85
0,050	0,0099	90,11	13,82	13,38
0,04536	0,0080	92,01	15,60	15,12

Tabela 3.8 - Diâmetro Otimizado



Em análise a tabela 3.8, o diâmetro ideal a esta linha de distribuição é o de 0,050 m, que é o valor mais próximo e acima do diâmetro crítico estabelecido pelo método da velocidade crítica.

Após especificar o diâmetro ideal a esta linha de distribuição, ilustramos a seguir através da tabela 3.9, um quadro demonstrativo do uso da equação (2.17), obtendo como resultado o ponto ideal para a instalação de um purgador.

Diâmetro Ideal [ m ]	Comprimento Equivalente da Tubulação [ m ]	Comprimento Equivalente para Purgar [ m ]	Número de Purgadores
0,050	325	360,23	1

Tabela 3.9 - Ponto de Purga

Em análise ao resultado obtido nesta tabela, observa-se que o ponto ideal a extrair o condensado é um valor que está além do comprimento total da tubulação. Assim sendo, recomenda-se a instalação de um purgador ao final da linha de distribuição, o que vai garantir ao cliente consumidor, um vapor com alta qualidade isento de condensado.

## CAPÍTULO 4

### CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

#### 4.1 - Conclusões

Buscou-se elaborar uma forma prática, para que através desta, possa se fazer uma estimativa da massa de condensado que evidentemente ocorra em linhas de distribuição de vapor. Com isso na utilização do balanço de massa e energia, consegue-se analisar cada trecho de tubulação e, no contexto geral a estimativa de todo um circuito de distribuição.

Outro fator de suma importância são os gráficos gerados, os quais viabilizam a modelagem desenvolvida mostrando a geração de condensado em função dos parâmetros variáveis. Servirão de orientação ao se pretender tomar decisões inerentes ao circuito de distribuição.

Com a formulação de uma equação, procurou assim obter melhoria no sistema de distribuição, tendo em vista a elaboração de um método para criar uma proporcionalidade de consumo e localização entre os clientes consumidores. Fornece assim uma ferramenta de forma simplificada e objetiva, com parâmetros suficientes para estimar custo de produção de vapor, aliado ao método de distribuição.

Procurou-se obter uma relação entre a massa de condensado e o diâmetro da tubulação, uma vez que ficou caracterizado que o menor diâmetro gera a menor massa de condensado. Com isso, procurou-se um parâmetro fundamental para obter uma relação que facilitaria a especificação ao melhor diâmetro. Assim sendo, o melhor critério adotado foi a aplicação da velocidade crítica, que é uma função direta da massa de condensado. Isto deu contribuição fundamental, pois ao ajustar, a velocidade nominal em fluxo contínuo a um valor próximo e inferior a velocidade crítica, obtem-se o diâmetro considerado ideal para um determinado fluxo de massa.

Para minimização da massa de condensado, ao se considerar a distribuição atual, tem-se a geração de condensado que é dependente da geometria das linhas de distribuição. Se considerar uma nova distribuição, terá uma nova geometria que evidentemente em virtude da redução dos diâmetros, ocasionará formação de uma quantidade menor de massa de condensado. Comparando as duas situações, conclui-se que a aplicação do método de otimização ao melhor diâmetro, proporciona minimização nos custos de produção, uma vez que os números demonstram uma diferença acentuada para menos, a geração da massa de condensado.

Para novas instalações, o método de minimização ao melhor diâmetro, torna uma ferramenta importante que fundamenta economia, pois na otimização da geometria de linhas de distribuição, proporciona menores custos em termos de projeto.

A elaboração de um método que simplifica o sistema de purga, é um assunto preocupante que idealizam dois aspectos. O primeiro é dar qualidade ao vapor com mínimo teor de condensado e, o segundo viabiliza a economia em termos de instalação.

Diante dos fatos observados, a formulação desenvolvida é adaptada ao método da minimização ao melhor diâmetro, sendo uma função dos parâmetros que determinam a geometria das linhas, aliados as condições de operação do vapor tendo como ênfase fundamental, a velocidade crítica. Assim a sua utilização, permite uma forma em obter com segurança, o aspecto qualitativo do vapor, ao determinar o ponto ideal para a descarga do condensado.

Viabilizando sua utilização, os resultados demonstram a eficiência do método, tornando-o econômico pois demonstra com segurança, a obtenção do número ideal e suficiente de purgadores em uma linha de distribuição. Assim mantém a qualidade do vapor aos clientes consumidores, com baixo teor de condensado, além de fornecer os dados necessários para o projeto e a instalação dos purgadores nos locais determinados.

O desenvolvimento do código computacional, representa uma viabilização de estudos dos Parâmetros no comportamento de sistemas de distribuição. Permite uma forma rápida de avaliar o sistema e, se necessário efetuar simulações, que servirão para

comparação com a realidade. Assim sendo contribui efetivamente para eventuais correções, tendo em vista obter o melhor processo na distribuição de vapor.

Permite obter informações rápidas e objetivas identificando o consumo geral de vapor e, também a massa de condensado gerada em todo o sistema de distribuição. De maneira geral, analisa cada ponto das linhas de distribuição, fornecendo a vazão mássica e também o título nestes respectivos pontos. Assim sendo, cada ponto de consumo que constitui o cliente consumidor, é facilmente identificado a qualidade do vapor que lhe é fornecido. Com isso, cada cliente pode ser analisado e, de acordo com sua necessidade, o programa permite efetuar alterações em seu consumo.

Outro fato importante a ser analisado com o código computacional, é a determinação do fator proporcional, o qual é responsável pela quantidade de vapor a ser debitado para cada cliente, em função do seu consumo e de sua localização, tendo em evidência a massa de condensado formada ao longo das linhas de distribuição. Assim sendo, a utilização do programa é eficiente em termos de análise do sistema de distribuição.

## 4.2 - Contribuições do presente trabalho

Forma prática para cálculo da massa de condensado gerada na distribuição de vapor em uma indústria química.

Melhoria no sistema de distribuição, mostrando uma ferramenta que possibilita o rateio do condensado entre os clientes consumidores.

Ferramenta importante na otimização da geometria de linhas de distribuição, proporcionando menores custos em termos de projeto.

Definição do ponto de purga, viabilizando economia e informações para projetos de instalações.

## 4.3 - Recomendações para trabalhos futuros

Análise econômica de linhas de distribuição de vapor utilizando-se deste modelo.

Análise exergetico para dimensionalização de purgadores em linhas de distribuição.



## Referências Bibliográficas

- 1 BRASIL. Ministério de Minas e Energia. C.N.P. *Como otimizar o uso do condensado* /s.n.t./ 16p. (Economia de óleo combustível, 4).
- 2 BRASIL. Ministério de Minas e Energia. C.N.P. *Consumo de vapor na indústria* /s.n.t./ 16p. (Economia de óleo combustível, 9).
- 3 BRASIL. Ministério de Minas e Energia . C.N.P. *A espessura econômica do isolamento térmico* /s.n.t./ 40p. (Economia de óleo combustível, 8).
- 4 BRASIL. Ministério de Minas e Energia. C.N.P. *Recuperação de condensado e vapor de reevaporação.* /s.n.t./ 16p. (Economia de óleo combustível, 6).
- 5 BRASIL. Ministério de Minas e Energia. C.N.P. *Recuperação de vapor de reevaporação.* /s.n.t./ 16p. (Economia de óleo combustível, 10).
- 6 BRASIL. Ministério de Minas e Energia. C.N.P. *O uso sensato do calor latente.* /s.n.t./ 12p. (Economia de óleo combustível, 2).
- 7 BRASIL. Ministério de Minas e Energia. C.N.P. *O uso do vapor para geração de energia e aquecimento.* /s.n.t./ 32p. (Economia de óleo combustível, 3).
- 8 HOLMAN, J. P. *Transferência de calor.* São Paulo : Mc Graw-Hill do Brasil, 1983. 447 p.
- 9 INSTITUTO BRASILEIRO DO PETRÓLEO. *Distribuição de vapor.* Rio de Janeiro : IBP /s.d./ p. irr. (Apostila número 1 - curso sobre distribuição de vapor).
- 10 INSTITUTO BRASILEIRO DO PETRÓLEO. *Vapor para aquecimento-Equipamentos.* Rio de Janeiro : IBP /s.d./ p. irr. (Apostila número 5 - curso sobre distribuição de vapor).



- 11 MOZHAROV, N. A. An investigation into the critical velocity at which a moisture film breaks away from the wall of a steam pipe, *Teploenerg.* 6(2), 50-53 (1959), DSIR-trans.-RTS-1581.
- 12 SPIRAX SARCO. *Distribuição de vapor* /s.n.t./ 28p /1995.
- 13 SPIRAX SARCO. *Recuperação de condensado e vapor flash.* /s.n.t./ 28p /1995.



Oliveira, P.A.P., Análise Funcional na distribuição de vapor. Guaratinguetá, 1997, 94p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista “Júlio Mesquita Filho”

## RESUMO

A análise funcional na distribuição de vapor, foi uma maneira de racionar a utilização da energia em uma indústria. Permitiu a visualização do consumo nos componentes de uma instalação industrial, com determinação da taxa de condensação, juntamente com os fatores que o influencia e possibilitou alternativas de modificações, para dar qualidade no fornecimento e economia na produção de vapor. Teve como objetivo, atender sempre com qualidade, ao distribuir o vapor dando ênfase a uma indústria química. Procurou avaliar a condensação através da perda de calor por convecção, em cada ponto das linhas de distribuição e permitiu com isso a análise satisfatória. Os resultados obtidos foram de certa forma comparados com a realidade e serviram para comparar e fornecer alternativas visando melhoras na distribuição e no consumo. A análise funcional na distribuição de vapor permitiu concluir que, o uso racional de energia é o passo fundamental para viabilizar a análise econômica em uma indústria.

**Palavras-Chaves:** Condensação, Diâmetro, Perda de Calor.



Oliveira, P.A.P., Functional Analysis of steam distribution. Guaratinguetá, 1997, 94p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista “Júlio Mesquita Filho”

## ABSTRACT

The functional analysis of steam distribution, was a way found to ration the use of energy in industries. It allowed the control of consumption at the component of an industrial facility, with a certain rate of condensation, as well as other factors which influence steam distribution. It also made possible alternatives to have changes made in order to attribute quality when providing steam and high levels of economy when producing it. It aimed at providing a good job when distributing vapor emphasizing a chemical industry. This analysis evaluated the condensation through heat loss by convection, in each place of lines of distribution, hence, allowing a satisfactory analysis. The results whatsoever obtained, were to a certain extent compared to reality and were useful to give hints in order to improve the distribution and the consumption. The functional analysis of steam distribution came to a conclusion that the rational use of energy is fundamental to make the economical analysis viable.

**KEY-WORD:** Condensation, Diameter, Heat Loss.



## ANEXO 1

## Tensão Superficial da interface líquido-vapor

Temperatura de Saturação [ ° C ]	Tensão Superficial ( $\sigma$ ) [ mN / m ]
0	75,60
15,56	73,30
37,78	69,80
60,00	66,00
93,33	60,10
100,00	58,80
160,00	46,10
226,67	32,00
293,33	16,20
360,00	1,46
374,10	0,00

## ANEXO 2

### Programa Computacional

#### Análise Funcional de Linhas de Distribuição de Vapor

NOTA: Nesta versão foram implementadas as seguintes modificações:

1-) Otimização do diâmetro das linhas de distribuição: Critério: Velocidade crítica. Não foi considerado a variação do Leq.

A entrada de dados obedece o seguinte critério:

Arquivo: Dados\_Ramal(ARQ2):

No: Integer                      Referência  
 D : Real                          Diâmetro  
 L : Real                          Comprimento Equivalente  
 NU: Integer                      No. Clientes Usuários  
 CU: Array[1..Limite] Of Real    Consumo Clientes Usuários  
 CD: Real                          Perda Condensado

Arquivo: Dados\_Estacao(ARQ1):

No : Integer    Referência  
 CC : Real      Consumo Cliente  
 CD : Real      Perda Condensado a jusante  
 EM : Integer    No. Ramais a Montante

Estacao Tipo Cliente

S : Array[1..Limite] Of Integer    Sequencia Ramais Montante

-----} }  
 Program BASF;

USES

CRT;

CONST

Tabela= 0.25; { Calculo do Condensado }

Constk= 3.6; { Calculo do Condensado }

Limite= 60; { Array sequencia - Tipo\_Estacao }

No = 10; { No. de Clientes }

$v_v = 0.2778$ ; { Volume específico vapor }  
 $v_l = 0.0011$ ; { Volume específico líquido }

## TYPE

```

Tipo_Estacao= Record
    No : Integer; { Referencia }
    CC : Real;    { Consumo Cliente }
    CD : Real;    { Perda Condensado a jusante }
    EM : Integer; { No. Ramais a Montante }

    { Estacao Tipo Cliente }
    S : Array[1..Limite] Of Integer; { Sequencia Ramais Montante}
End;
  
```

```

Tipo_Ramal= Record
    No: Integer;      { Referencia }
    D : Real;         { Diametro }
    L : Real;         { Comprimento Equivalente }
    NU: Integer;      { No. Clientes Usuarios }
    CU: Array[1..Limite] Of Real; { Consumo Clientes Usuarios }
    CD: Real;         { Perda Condensado }
End;
  
```

```

Tipo_Usuario= Record
    No : Integer; { Referencia }
    Mv : Real;   { Massa de Vapor na Estacao }
    T : Real;    { Titulo }
End;
  
```

## VAR

```

Op   : Integer;
Pi   : Real;
Estacao: Tipo_Estacao;
Ramal : Tipo_Ramal;
Util  : Tipo_Usuario;
Vazao : Real;

Arq1: File Of Tipo_Estacao;
Arq2: File Of Tipo_Ramal;
Arq3: File Of Tipo_Usuario;
Arq4: File Of Tipo_Ramal;
  
```

```

Function MCONDENSADO(D,L: Real): Real;
VAR
  dum1: Real;

BEGIN
  dum1:= Exp(0.75*Ln(D));
  MCONDENSADO:= constk*dum1*L*Tabela;
END;

```

```

Function VOL_ESPECIFICO(Titulo: Real): Real;

BEGIN
  VOL_ESPECIFICO:= Titulo*vv + (1-Titulo)*vl;
END;

```

```

Function DELTA_P(mp,v,L,D: Real): Real;
VAR
  dum1,dum2: Real;

BEGIN
  dum1:= Exp(1.95*Ln(mp));
  dum1:= dum1 * Exp(0.95*Ln(v)) * L;
  dum2:= Exp(5.1*Ln(D));
  DELTA_P:= 2.9E-04*dum1/dum2;
END;

```

```

Procedure DADOS_RAMAL;
VAR
  i,j,
  dum1,Nu : Integer;

BEGIN
  ReWrite(Arq2);
  ClrScr;
  Write('No. de Ramais: ');
  ReadLn(dum1);
  WriteLn;
  For i:= 1 To dum1 Do
  Begin
    Write(i,' Ramal: ');
    ReadLn(Ramal.No);

```

```

WriteLn;
Write(' D= ');
ReadLn(Ramal.D);
WriteLn;
Write(' L= ');
ReadLn(Ramal.L);
WriteLn;
Write(' No. Usuarios= ');
ReadLn(Ramal.NU);
WriteLn;
For j:= 1 To Ramal.NU Do
  Begin
    Write(' Cliente['j,']: ');
    ReadLn(Ramal.CU[j]);
    WriteLn;
  End;
WriteLn;
Ramal.CD:= MCONDENSADO(Ramal.D,Ramal.L);
Write(Arq2,Ramal);
End;
Close(Arq2);
Clrscr;
WriteLn('ARQUIVO RAMAL GERADO');
ReadLn;
END;

```

```

Procedure DADOS_ESTACAO;
VAR
  i,j,op,
  dum,dum1,dum2: Integer;
  X,Soma,dum3 : Real;
  Mv,Condensado: Array[1..Limite] Of Real;

```

```

BEGIN
  ReWrite(Arq1);
  Reset(Arq2);
  For j:= 1 To Limite Do
    Condensado[j]:= 0;
  j:= 1;
  While Not Eof(Arq2) Do
    Begin
      Read(Arq2,Ramal);
      Condensado[Ramal.No]:= Ramal.CD;
    End;
  Close(Arq2);
  ClrScr;
  Write('No. Estacoes da Planta: ');

```

```
ReadLn(dum);
WriteLn;
For j:= 1 To dum Do
  Begin
    Write(j, ' No. Estacao: ');
    ReadLn(Estacao.No);
    WriteLn;
    WriteLn('Tipo Estacao: ');
    WriteLn('[1] Cliente');
    WriteLn('[2] Linha');
    Write('Opcao: ');
    ReadLn(op);
    WriteLn;
    Case op Of
      1: Begin
        Write('Consumo Individual: ');
        ReadLn(Estacao.CC);
        WriteLn;
        Estacao.CD:= 0;
        WriteLn;
        Write('No. Ramais Montante: ');
        ReadLn(Estacao.EM);
        For i:= 1 To Estacao.EM Do
          Begin
            Write(i, ' Ramal: ');
            ReadLn(dum2);
            Estacao.S[i]:= dum2;
          End;
        WriteLn;
        Write(Arq1,Estacao);
      End;
      2: Begin
        Write('No. Clientes jusante: ');
        ReadLn(dum1);
        WriteLn;
        Soma:= 0;
        For i:= 1 To dum1 Do
          Begin
            Write(i, ' Consumo: ');
            ReadLn(dum3);
            Soma:= Soma + dum3;
          End;
        Estacao.CC:= Soma;
        WriteLn;
        Write('No. Ramais jusante: ');
      End;
    End;
  End;
ReadLn(dum1);
```

```

    Soma:= 0;
    For i:= 1 To dum1 Do
        Begin
            Write(i,' Ramal: ');
            ReadLn(dum2);
            Soma:= Soma + Condensado[dum2];
        End;
    Estacao.CD:= Soma;
    WriteLn;
    Estacao.EM:= 0;
    Write(Arq1,Estacao);
End
End
End;
Close(Arq1);
Clrscr;
WriteLn('ARQUIVO ESTACAO GERADO');
ReadLn;
END;

```

```

Procedure DADOS_USUARIO;

```

```

VAR

```

```

    i,dum1 : Integer;
    ok      : Boolean;

```

```

BEGIN

```

```

    Reset(Arq1);
    Reset(Arq2);
    ReWrite(Arq3);
    ClrScr;
    While Not Eof(Arq1) Do
        Begin
            Ok:= True;
            Read(Arq1,Estacao);
            Util.No:= Estacao.No;
            Util.Mv:= Estacao.CC + Estacao.CD;
            While Not Eof(Arq2) And Ok Do
                Begin
                    Read(Arq2,Ramal);
                    If Util.No= Ramal.No Then
                        Begin
                            Util.T:= Util.Mv/(Util.Mv+Ramal.CD);
                            Ok:= False;
                        End;
                End;
            End;

            Write(Arq3,Util);
        End;

```

```

Close(Arq1);
Close(Arq2);
Close(Arq3);
END;

```

```

Procedure VAZAO_FABRICA;

```

```

VAR

```

```

i      : Integer;
C,CD,Soma : Real;
ok     : Boolean;

```

```

BEGIN

```

```

  ClrScr;

```

```

  Reset(Arq2);

```

```

  Soma:= 0;

```

```

  While Not Eof(Arq2) Do

```

```

    Begin

```

```

      Read(Arq2,Ramal);

```

```

      Soma:= Soma + Ramal.CD;

```

```

    End;

```

```

  CD:= Soma;

```

```

  Reset(Arq1);

```

```

  Soma:= 0;

```

```

  i:= 1;

```

```

  Ok:= True;

```

```

  While Not Eof(Arq1) And Ok Do

```

```

    Begin

```

```

      Read(Arq1,Estacao);

```

```

      If i<= No Then

```

```

        Soma:= Soma + Estacao.CC

```

```

      Else

```

```

        Ok:= False;

```

```

        i:= i+1;

```

```

      End;

```

```

  C:= Soma;

```

```

  Vazao:= C+CD;

```

```

  If op= 3 Then

```

```

    Begin

```

```

      WriteLn('-----');

```

```

      WriteLn('  VAZAO FABRICA ');

```

```

      WriteLn('-----');

```

```

      WriteLn('Clientes   : ',C:3:2);

```

```

      WriteLn;

```

```

      WriteLn('Condensado  : ',CD:3:2);

```

```

      WriteLn('-----');

```

```

      WriteLn('VAZAO TOTAL : ', Vazao:3:2);

```

```

    WriteLn('-----');
    ReadLn;;
    End;
    Close(Arq1);
    Close(Arq2);
END;

```

```

Procedure QUALIDADE;

```

```

VAR

```

```

    i,j,k    : Integer;
    Soma,Cientes: Real;
    rQ,Q,C   : Array[1..Limite] Of Real;
    Ok      : Boolean;

```

```

BEGIN

```

```

    VAZAO_FABRICA;

```

```

    Reset(Arq1);

```

```

    Reset(Arq2);

```

```

    Reset(Arq3);

```

```

    For i:= 1 To No Do           { i: Cliente }

```

```

        Begin

```

```

            Ok:= True;

```

```

            While Not Eof(Arq3) And Ok Do

```

```

                Begin

```

```

                    Read(Arq3,Util);

```

```

                    If Util.No= i Then

```

```

                        Begin

```

```

                            C[i]:= Util.Mv;

```

```

                            Ok:= False;

```

```

                        End;

```

```

                End;

```

```

            End;

```

```

    For i:= 1 To No Do           { i: Cliente }

```

```

        Begin

```

```

            Ok:= True;

```

```

            While Not Eof(Arq1) And Ok Do

```

```

                Begin

```

```

                    Read(Arq1,Estacao);

```

```

                    If Estacao.No= i Then

```

```

                        For j:= 1 To Estacao.EM Do

```

```

                            rQ[j]:= Estacao.S[j];      { rQ: Ramais Montante Cliente }

```

```

                        Ok:= False;

```

```

                End;

```

```

            Soma:= 0;

```

```

            For j:= 1 To Estacao.EM Do           { j: No. de Ramais Montante }

```

```

                Begin

```

```

                    Ok:= True;

```

```

                    Reset(Arq2);

```

```

Clientes:= 0;
While Not Eof(Arq2) And Ok Do
  Begin
    Read(Arq2,Ramal);
    If Ramal.No= rQ[j] Then
      Begin
        For k:= 1 To Ramal.NU Do
          Begin
            Clientes:= Clientes + Ramal.CU[k];
          End;
          Soma:= Soma+(C[i]*Ramal.CD)/Clientes;
          WriteLn(c[i]:3:2,' ',ramal.cd:3:2,' ',clientes:3:2);
          ReadLn;}
          Ok:= False;          { Criterio de Proporcionalidade }
        End;
      End;
    Close(Arq2);
  End;
  Q[i]:= Soma;          { Q: Condensado Cliente i }
End;
ClrScr;
WriteLn('-----');
WriteLn('    QUALIDADE');
WriteLn('-----');

For i:= 1 To No Do
  Begin
    Q[i]:= (C[i]-Q[i])/C[i];
    WriteLn('Cliente['i,']= ',1-Q[i]*100:3:2,' %');
  End;
WriteLn('-----');
For i:= 1 To No Do
  Begin
    Q[i]:= (1-Q[i])*C[i];
    WriteLn('Cliente['i,']= ',Q[i]:3:2,' kg/h');
  End;
WriteLn('-----');
ReadLn;
Close(Arq1);
Close(Arq3);
END;

```

```
Procedure ESTACAO_OUT;
```

```
BEGIN
```



```

ClrScr;
WriteLn('-----');
WriteLn('ESTACAO MASSA VAPOR TITULO');
WriteLn('-----');
Reset(Arq3);
While Not Eof(Arq3) Do
  Begin
    Read(Arq3,Util);
    WriteLn(' ',Util.No,'      ',Util.Mv:3:2,' ',Util.T*100:3:2);
    WriteLn;
  End;
Close(Arq3);
WriteLn('-----');
ReadLn;
END;

```

```

Procedure TROCAR_NOMES_R;

```

```

BEGIN
  Erase(Arq2);
  Rename(Arq4,'c:\user\paulo\Ramal.In');
  Assign(Arq2,'c:\user\paulo\Ramal.In');
  Assign(Arq4,'c:\user\paulo\NovoR.Dat');
END;

```

```

Procedure ALTERA_RAMAL;

```

```

VAR
  i,dum1: Integer;

BEGIN
  ClrScr;
  Reset(Arq2);
  ReWrite(Arq4);
  WriteLn('-----');
  Write('No. do Ramal: ');
  ReadLn(dum1);
  WriteLn('-----');
  WriteLn;
  While Not Eof(Arq2) Do

    Begin
      Read(Arq2,Ramal);
      If Ramal.No= dum1 Then
        Begin
          Write('D: ');
          ReadLn(Ramal.D);
        End;
    End;

```

```

    Write('L: ');
    ReadLn(Ramal.L);
    Ramal.CD:= MCONDENSADO(Ramal.D,Ramal.L);
    Write(Arq4,Ramal);
  End
Else
  Write(Arq4,Ramal);
End;
WriteLn('-----');
Close(Arq2);
Close(Arq4);
TROCAR_NOMES_R;
END;

```

```

Procedure PERDA_CARGA;

```

```

VAR

```

```

  i,j,dum1,dum2 : Integer;
  v,Soma      : Real;
  Perda      : Array[1..Limite] Of Real;

```

```

BEGIN

```

```

  Reset(Arq1);
  Reset(Arq2);
  Reset(Arq3);
  ClrsCr;
  WriteLn('-----');
  WriteLn('      PERDA DE CARGA [kg/cm2]');
  WriteLn('-----');
  For i:= 1 To No Do
    Begin
      Seek(Arq1,i-1);
      Read(Arq1,Estacao);          { Obter os ramais ate o cliente }
      For j:= Estacao.EM DownTo 1 Do
        Begin
          dum1:= Estacao.S[j];
          Seek(Arq2,dum1-1);      { Localiza Ramais(L,D) }
          Read(Arq2,Ramal);
          dum2:= Ramal.No;
          Seek(Arq3,dum2-1);      { Localiza Estacao(mp,X) }

          Read(Arq3,Util);
          v:= VOL_ESPECIFICO(Util.T);
          Ramal.D:= Ramal.D*1E02;          { Ramal.D [Cm] }
          Perda[j]:= DELTA_P(Util.Mv,v,Ramal.L,Ramal.D);
        End;
      Soma:= 0;
      For j:= 1 to Estacao.EM Do

```

```

    Soma:= Soma + Perda[j];
    WriteLn('CLIENTE [',i,']: ',Soma:2:6);
    WriteLn;
    End;
    Close(Arq1);
    Close(Arq2);
    Close(Arq3);
    WriteLn('-----');
    ReadLn;
END;

```

```

Procedure VELOCIDADE;

```

```

VAR

```

```

    i,j,dum1,dum2 : Integer;
    v,Soma,Ro,Area: Real;
    Speed      : Array[1..Limite] Of Real;

```

```

BEGIN

```

```

    Reset(Arq1);
    Reset(Arq2);
    Reset(Arq3);
    ClrsCr;
    WriteLn('-----');
    WriteLn(' VELOCIDADES NOS RAMAIS [m/s]');
    WriteLn('-----');
    For i:= 1 To No Do
        Begin
            Seek(Arq1,i-1);
            Read(Arq1,Estacao);      { Obter os ramais ate o cliente }
            For j:= Estacao.EM DownTo 1 Do
                Begin
                    dum1:= Estacao.S[j];
                    Seek(Arq2,dum1-1);      { Localiza Ramais(D) }
                    Read(Arq2,Ramal);
                    dum2:= Ramal.No;
                    Seek(Arq3,dum2-1);      { Localiza Estacao(mp,X) }
                    Read(Arq3,Util);
                    v:= VOL_ESPECIFICO(Util.T);
                    Ro:= 1/v;
                    Area:= Pi*Sqr(Ramal.D)/4;
                    Speed[j]:= Util.Mv/(Ro*Area); { Observe que Util.Mv [kg/h] }
                End;
            WriteLn('CLIENTE [',i,']: ');
            WriteLn;
            For j:= Estacao.EM DownTo 1 Do
                WriteLn('V[',Estacao.S[j],']= ',speed[j]/3600:3:2);
            ReadLn;

```

```

    WriteLn('-----');
    WriteLn;
    End;
    Close(Arq1);
    Close(Arq2);
    Close(Arq3);
    ReadLn;
END;

```

```

{ ***** PROGRAMA PRINCIPAL ***** }
}

```

```
BEGIN
```

```

    Assign(Arq1,'c:\auser\paulo\No.In');
    Assign(Arq2,'c:\auser\paulo\Ramal.In');
    Assign(Arq3,'c:\auser\paulo\Util.Dat');
    Assign(Arq4,'c:\auser\paulo\NovoR.Dat'); { Auxiliar alteracao Ramal }

```

```
Pi:= 4*ArcTan(1);
```

```
{ O procedimento DADOS_USUARIO e' posterior a geracao de
dados ramal e estacao }
```

```
Repeat
```

```
    ClrScr;
```

```
    WriteLn('-----');
```

```
    WriteLn('[1] GERAR ARQUIVO RAMAL');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[2] GERAR ARQUIVO ESTACAO');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[3] VAZAO FABRICA');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[4] ANALISE ESTACOES');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[5] QUALIDADE');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[6] ALTERA ARQUIVO RAMAL (geometria)');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[7] PERDA DE CARGA');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[8] VELOCIDADE NOS RAMAIS');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[9] OTIMIZACAO');
```

```
    WriteLn;
```

```
    WriteLn('[10] FIM !');
```

```
    WriteLn('-----');
```

```
    Write('Opcao: ');
```

```

ReadLn(op);
Case op Of
  1: DADOS_RAMAL;
  2: DADOS_ESTACAO;
  3: Begin
      DADOS_USUARIO;
      VAZAO_FABRICA;
    End;
  4: Begin
      DADOS_USUARIO;
      ESTACAO_OUT;
    End;
  5: Begin
      DADOS_USUARIO;
      QUALIDADE;
    End;
  6: ALTERA_RAMAL;
  7: Begin
      DADOS_USUARIO;
      PERDA_CARGA;
    End;
  8: Begin
      DADOS_USUARIO;
      VAZAO_FABRICA;
      VELOCIDADE;
    End;
{  9: OTIMIZACAO;}
  10: ;
End;
Until op= 10;
END.

{ Procedure TROCAR_NOMES;

BEGIN
  Erase(Arq3);
  Rename(arq4,'c:\user\paulo\Util.Dat');
  Assign(Arq3,'c:\user\paulo\Util.Dat');
  Assign(Arq4,'c:\user\paulo\Novo.Dat');
END; }

{If j= Estacao.EM Then
  Begin
    Ramal.D:= Ramal.D*1E02;           { Ramal.D [Cm]
    Perda[j]:= DELTA_P(Vazao,v,Ramal.L,Ramal.D);
  End
}

```

```
Else  
  Begin  
    Ramal.D:= Ramal.D*1E02;  
    Perda[j]:= DELTA_P(v,Ramal.L,Ramal.D);  
  End;                                }
```





unesp



.1 12 13 14 15 16 17 18