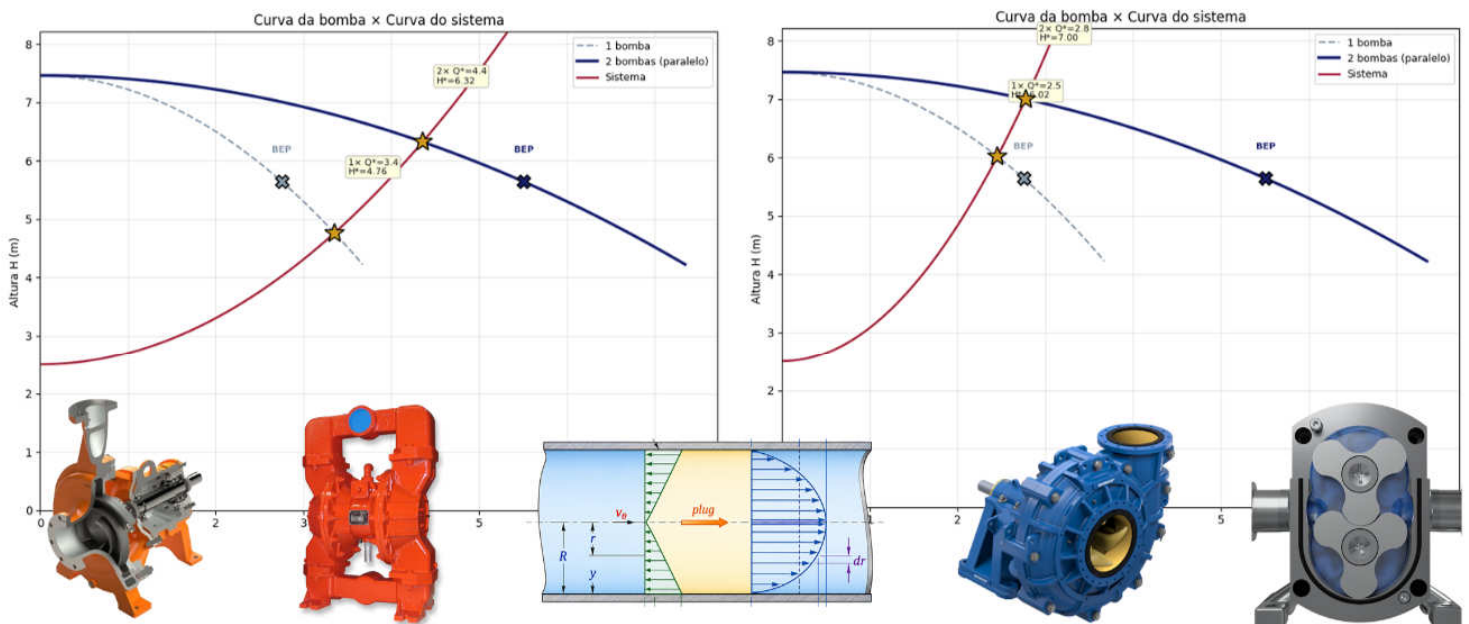




Pós Graduação Lato Sensu Engenharia de Movimentação de Fluidos e Equipamentos Industriais



Dimensionamento de Bombas

Da Bomba Centrífuga para Água à Bomba de Polpa para Fluido
Não-Newtoniano

Micelli R. Camargo

Dimensionamento de Bombas

**Da Bomba Centrífuga para Água à
Bomba de Polpa para Fluido Não-
Newtoniano.**

Micelli Rodrigues Camargo

São Paulo, 21 de julho de 2026

Direitos autorais e edição

© 2026 Micelli Rodrigues Camargo. 1ª edição. São Paulo, Brasil.

Editor/Selo: Edição do Autor (Micelli Camargo) • Engenharia & Cia – Publicações Técnicas.

Esse material foi elaborado para apoio aos alunos da Pós-Graduação Engenharia de Movimentação de Fluidos e Equipamentos Industriais.

Todos os direitos reservados. É proibida a reprodução por quaisquer meios sem autorização do detentor dos direitos, exceto nos casos previstos em lei.



[reservado para dados de registro]

Créditos

- ✓ Capa e projeto gráfico: Micelli R. Camargo
- ✓ Revisão técnica: Micelli R. Camargo
- ✓ Diagramação: Micelli R. Camargo

Índice:

1. COMO ESCOLHER UMA BOMBA?	15
1.1. Introdução	15
1.2. O Processo de Eliminação – Visão Geral	15
1.3. Pergunta 1: Altura Manométrica ou Pressão Diferencial	16
1.4. Pergunta 2: Vazão Necessária	17
1.5. Pergunta 3: Viscosidade do Fluido	18
1.6. Pergunta 4: Sólidos em Suspensão	19
1.7. Pergunta 5: Temperatura de Operação	20
1.8. Pergunta 6: Riscos: Toxicidade, Inflamabilidade, Contaminação	21
1.9. Pergunta 7: Aplicação Higiênica ou Sanitária	22
1.10. Pergunta 8: A Bomba Precisa Ser Autoescurvante?	22
1.11. Pergunta 9: Custo, Espaço e Familiaridade da Manutenção	23
1.12. Tabela de Referência Rápida – Faixa Operacional por Tipo de Bomba	24
1.13. O Gráfico Circular da North Ridge Pumps – Como Usar	25
1.14. Estratégia de Cálculo – Qual Procedimento Usar Após Escolher o Tipo	26
1.15. Armadilhas Comuns na Seleção do Tipo de Bomba	26
2. CONCEITOS FUNDAMENTAIS	28
2.1. Introdução	28
2.2. Propriedades dos Fluidos	28
2.2.1. Fluido, Meio Contínuo e Aderência	28
2.2.2. Princípio da aderência (condição de não deslizamento)	28
2.2.3. A Experiência das Duas Placas e a Lei de Newton	29
2.2.4. Massa Específica, Peso Específico	29
2.2.5. Massa Específica, Peso Específico e Gravidade Específica	30
2.2.5.1. Exemplo: $\rho \propto \gamma \propto SG$	30
2.2.6. Viscosidade Dinâmica e Viscosidade Cinemática	30
2.2.6.1. Exemplo: Conversão de unidade de viscosidade	31
2.2.7. Fluidos Newtonianos e Fluidos Não-Newtonianos	31
2.2.7.1. Modelo da Lei da Potência (Ostwald-de Waele)	33
2.2.7.2. Modelo de Bingham (Plástico de Bingham)	34
2.2.7.3. Modelo de Herschel-Bulkley	34
2.2.8. Pressão de Vapor	35
2.3. Estática dos Fluidos	35
2.3.1. Pressão e Unidades	35

2.3.2.	Pressão Absoluta, Atmosférica e Efetiva	36
2.3.2.1.	Exemplo: Conversão entre escalas de pressão	37
2.3.3.	Princípio de Stevin e Carga de Pressão	37
2.3.3.1.	Exemplo – pressão no fundo de um reservatório.....	38
2.4.	Cinemática dos Fluidos	38
2.4.1.	Vazão Volumétrica e Vazão Mássica	38
2.4.1.1.	Exemplo: Vazão a partir de V e D	39
2.4.2.	Velocidade Média e Perfil de Velocidades.....	39
2.4.3.	Regimes de Escoamento e Número de Reynolds	39
2.4.3.1.	Exemplo: Cálculo do número de Reynolds.....	40
2.4.4.	Equação da Continuidade	40
2.4.4.1.	Exemplo: efeito da redução de diâmetro	40
2.4.5.	Escoamentos em Regime Permanente e Não-Permanente	41
2.4.6.	Jato Livre	41
2.4.7.	Reservatório de Grandes Dimensões	42
3.	EQUAÇÃO DA ENERGIA E PERDA DE CARGA.....	43
3.1.	Introdução	43
3.2.	Energia Mecânica e Altura de Energia.....	43
3.2.1.	As Três Formas de Energia Mecânica	43
3.2.2.	Altura de Energia (H).....	43
3.3.	A Equação da Energia.....	44
3.3.1.	Fluido Ideal – Equação de Bernoulli	44
3.3.2.	Fluido Ideal na Presença de uma Bomba	44
3.3.3.	Fluido Real e Perda de Carga	45
3.3.4.	Aplicação da Equação da Energia	45
3.3.5.	Potência Hidráulica, Rendimento e Potência de Eixo.....	46
3.4.	Perda de Carga Distribuída	46
3.4.1.	Rugosidade Uniforme (ε) e a Rugosidade Equivalente (K).....	46
3.4.2.	Rugosidade Relativa	47
3.4.3.	Equação de Darcy-Weisbach	47
3.4.4.	Fator de Atrito f	47
3.5.	Perda de Carga Localizada	49
3.5.1.	Método do Coeficiente Ks	49
3.5.2.	Método do Comprimento Equivalente	50
3.5.3.	Perda de Carga Total	50
3.6.	Curva do Sistema	50

3.7.	Ponto de Operação	51
4.	CAVITAÇÃO E O NPSH	53
4.1.	Definição de Cavitação	53
4.2.	Origens da Cavitação	54
4.2.1.	Perda de carga.....	54
4.2.2.	Aumento da velocidade fluido	54
4.2.3.	Aumento da cota vertical	54
4.2.4.	Aumento de volume da câmara	55
4.2.5.	Por aceleração Local do Fluido	55
4.2.6.	Por Falta de Preenchimento Volumétrico.....	55
4.3.	Como Evitar a Cavitação?	56
4.4.	Altura Geométrica de Sucção (h_{suc}) e o NPSH	57
4.5.	Pressão Atmosférica × Altitude	59
4.6.	Pressão de Vapor × Temperatura.....	59
4.6.1.	NPSH Requerido e o Critério dos 3%.....	59
4.7.	Critério de Não-Cavitação e Margem de Segurança.....	60
4.8.	Boas Práticas para Evitar Cavitação	60
5.	PROCEDIMENTOS PARA O DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS	61
5.1.	Introdução	61
5.2.	Dimensionamento versus Especificação	61
5.3.	Processo de Dimensionamento de Bombas.....	61
5.3.1.	Levantamento dos dados do fluido.....	62
5.3.2.	Definição dos dados da aplicação e instalação.....	62
5.3.2.1.	Determinação da vazão	62
5.3.2.2.	Determinação do diâmetro	63
5.3.3.	Obtenção da Altura Manométrica HB.....	64
5.3.4.	Correção de Viscosidade (ANSI HI 9.6.7).....	64
5.3.5.	Seleção da Bomba.....	66
5.3.6.	Potência de Eixo e Dimensionamento do Motor	66
5.3.7.	Verificação de Cavitação.....	67
6.	EXERCÍCIOS RESOLVIDOS BOMBAS CENTRÍFUGAS	68
6.1.	BC Com Água e Reservatórios Abertos	68
6.1.1.	Levantamento de dados	68
6.1.2.	Determinando o diâmetro.....	69
6.1.3.	Obtendo a altura manométrica.....	69
6.1.4.	Seleção da bomba.....	70

6.1.5.	Calculando a Potência de Eixo	72
6.1.6.	Verificando a Cavitação	72
6.2.	BC Com Água e Reservatório de Pressurizado	72
6.2.1.	Cálculos adicionais	72
6.2.2.	Seleção da bomba	73
6.3.	BC Com Fluido Viscoso e Correção ANSI HI 9.6.7	74
6.3.1.	Levantamento de dados	75
6.3.2.	Verificação do regime de escoamento	75
6.3.3.	Correção de viscosidade (ANSI HI 9.6.7)	76
6.3.4.	Seleção da bomba	77
6.3.5.	Calculando a Potência de Eixo	77
6.4.	BC em Sistema Fechado	78
7.	EXERCÍCIOS BOMBA DE DESLOCAMENTO POSITIVO	79
7.1.	Quando a Bomba Centrífuga Perde	79
7.2.	O Que Muda na Bomba de Deslocamento Positivo?	79
7.3.	Bomba de Lóbulos com Xarope de Açúcar	79
7.3.1.	Levantamento de dados	80
7.3.2.	Determinando o diâmetro	81
7.3.3.	Obtendo a altura manométrica	81
7.3.4.	Seleção da bomba	82
7.3.5.	Calculando a Potência de Eixo	83
7.3.6.	Verificando a Cavitação	83
7.3.7.	Verificação do Flange de Entrada	83
7.4.	Bomba Pneumática com Massa Cozida de Açúcar	84
7.4.1.	Levantamento de dados	84
7.4.2.	Determinando o diâmetro	85
7.4.3.	Obtendo a altura manométrica	85
7.4.4.	Seleção da bomba	86
8.	DIMENSIONAMENTO DE BC EM PARALELO OU SÉRIE	88
8.1.	Por Que Associar Bombas?	88
8.2.	O Que Diz a Literatura?	88
8.3.	A Curva do Sistema como Ponto de Partida	89
8.3.1.	Altura Estática e Altura Dinâmica	89
8.3.2.	O Coeficiente do Sistema (k)	89
8.3.3.	Como Obter k na Prática	90
8.3.4.	A Fração Estática (σ)	90

8.3.5.	Forma Normalizada e a Medida da Inclinação.....	91
8.4.	Associação em Paralelo – Análise	91
8.5.	Associação em Série – Análise.....	92
8.6.	O Problema Inverso: da Necessidade à Bomba	93
8.7.	O Método de Seleção da Engenharia e Cia	94
8.7.1.	Desenvolvimento para BC em Paralelo.....	94
8.7.2.	Fator Governante e Fator Ótimo	94
8.7.3.	Passo a Passo (Paralelo)	94
8.7.4.	Exemplo: Dimensionamento de BC em Paralelo	95
8.8.	Desenvolvimento para Série	98
8.8.1.	Fator de Seleção da Altura Manométrica	98
8.8.2.	Passo a Passo (Série).....	98
8.8.3.	Verificação (Pressão de Carcaça).....	99
8.8.4.	Exemplo (Série)	99
9.	DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS DE POLPA.....	102
9.1.	Introdução e Contexto	102
9.2.	Caracterização de Polpas	103
9.2.1.	Variáveis Fundamentais e sua Origem.....	103
9.2.2.	Ábaco de Propriedades da Polpa	104
9.2.3.	Distribuição Granulométrica	104
9.2.4.	Reologia da Polpa	105
9.3.	Regimes de Escoamento e Assentamento	105
9.3.1.	Velocidade Limite de Assentamento – Durand	105
9.3.2.	Velocidade de Deposição – Wilson	106
9.3.3.	Critério de Velocidade de Operação	107
9.4.	Perda de Carga em Polpas	108
9.4.1.	Polpa Homogênea – Fluido Equivalente	108
9.4.2.	Polpa Heterogênea - Excesso de Gradiente	108
9.5.	Bombas Centrífugas de Polpa.....	109
9.5.1.	Desempenho em Relação à Água.....	109
9.6.	Correção de Desempenho Água → Polpa (HR e ER).....	109
9.7.	NPSH em Polpa	111
9.8.	Desgaste e Rotação.....	111
9.9.	Polpas Homogêneas e Fluidos Não-Newtonianos	112
9.9.1.	A curva do sistema de Bingham tem outra forma.....	112
9.9.2.	Velocidade e vazão críticas (V_c e Q_c)	112

9.9.3.	Partida da linha parada	113
9.9.4.	A reologia é do caso, não da substância	113
9.9.5.	O efeito na bomba que nenhum modelo de tubo prevê.....	114
9.10.	Roteiro de Dimensionamento	114
9.11.	Exercício 1: Dimensionamento de Bomba de Polpa – Fluido Heterogêneo	115
9.11.1.	Levantamento de dados e propriedades da polpa	115
9.11.2.	Verificação de consistência pela identidade do capítulo:	116
9.11.3.	Classificação do regime.....	116
9.11.4.	Velocidade limite e verificação do diâmetro	116
9.11.5.	Obtendo a altura manométrica, em metros de polpa.....	117
9.11.6.	Correção de desempenho e conversão para água.....	117
9.11.7.	Ponto de Seleção:	117
9.11.8.	Calculando a Potência de Eixo	118
9.11.9.	Verificando a Cavitação	118
9.12.	Exercício 2: Dimensionamento de Bomba de Polpa de Calcário – Fluido Bingham	119
9.12.1.	Levantamento e classificação	119
9.12.2.	Altura manométrica.....	119
9.12.3.	Seleção da Bomba.....	120
9.12.4.	Calculando a Potência de Eixo.....	121
10.	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	122
10.1.	Livros e Manuais Técnicos	122
10.2.	Normas e Práticas Recomendadas	122
10.3.	Fontes de Figuras e Materiais Didáticos	123
11.	ANEXOS	124
11.1.	Pressão Atmosférica em Função da Altitude	124
11.2.	Dados da Água	124
11.3.	Coefficientes k_s Perda de Carga Localizada.....	124
11.4.	Rugosidade Equivalente	125
11.5.	Viscosidades Típicas De Líquidos Industriais	125
11.5.1.	Laticínios.....	126
11.5.2.	Alimentos e bebidas	126
11.5.3.	Farmacêuticos, cosméticos e higiene.....	127
11.5.4.	Óleos vegetais e animais	127
11.5.5.	Produtos industriais e glicóis.....	127
11.5.6.	Açúcares, xaropes e melaços.....	128
11.5.7.	Óleos lubrificantes minerais (classe ISO VG)	128

11.5.8.	8. Óleos combustíveis e diesel.....	128
11.5.9.	Lubrificantes SAE (motor e engrenagem)	129
11.5.10.	Petróleo, resíduos e diversos industriais	129
11.5.11.	Produtos químicos comuns	129
11.6.	Escalas De Concentração E O Que Elas Dizem Ao Bombeamento	129
11.7.	Velocidades Recomendadas Em Tubulações	130
11.7.1.	Líquidos de baixa viscosidade (água e similares).....	130
11.7.2.	Líquidos viscosos (por faixa de viscosidade).....	131
11.7.3.	Polpas e líquidos com sólidos.....	131



Sobre o Autor e Coordenador do Curso

Formação Acadêmica

Micelli Camargo é Engenheiro Mecânico formado pela Universidade Federal de Itajubá (UNIFEI), Mestre em Ciências pela Universidade de São Paulo (USP/IPEN) na área de Tecnologia Nuclear, com especialização em Didática do Ensino Superior (Uniderp) e MBA Executivo em Marketing (FGV).



Experiência Profissional

Possui mais de 20 anos de experiência profissional, sendo 16 no setor de bombas e equipamentos industriais. Atuou como consultor e instrutor técnico em empresas de referência, como OMEL, Vallair e Embraseal, nas áreas de vendas técnicas, aplicação de equipamentos e treinamentos.

Atuação como Professor e Coordenador de Curso

Com mais **de 25 anos de experiência docente**, lecionou Engenharia Mecânica em universidades de São Paulo. Atualmente dedica-se a cursos técnicos e treinamentos especializados para engenheiros e profissionais da indústria e à coordenação do curso de [Pós-Graduação Lato Sensu Engenharia de Movimentação de Fluidos e Equipamentos Industriais](#), até então inédita no Brasil.

Engenharia & Cia

Em 2016, fundou o canal Engenharia & Cia, que hoje conta com mais de 50.000 inscritos no YouTube e 130.000 no LinkedIn. Desde então, já treinou mais de 1.200 alunos em cursos presenciais e online, além de desenvolver materiais técnicos e softwares exclusivos, como a Calculadora de Dimensionamento de Bombas.

Missão Profissional

Combinando teoria sólida, prática de campo e experiência docente, Micelli Camargo dedica-se a transformar conhecimento técnico em aprendizado acessível e aplicável, contribuindo para a formação e atualização de engenheiros, técnicos e profissionais da indústria.

 contato@engenhariaecia.com

 www.engenhariaecia.com

WhatsApp: +55 11 95696 7808

APRESENTAÇÃO

A **Pós-Graduação Lato Sensu em Engenharia de Movimentação de Fluidos e Equipamentos Industriais** foi concebida com um objetivo muito claro: formar profissionais capazes de compreender, analisar, dimensionar e operar sistemas reais de movimentação de fluidos na indústria.

Diferentemente de programas tradicionais, o foco do curso não está na teoria pela teoria, mas na aplicação prática dos conceitos, conectando fundamentos físicos à realidade de campo, envolvendo tubulações, bombas, compressores, medições, perdas, transientes e comportamento reológico.

Dentro dessa estrutura, cada disciplina foi pensada como parte de uma sequência lógica de construção de conhecimento, e é exatamente nesse ponto que entra a disciplina **Dimensionamento de Bombas**.

Ela tem como objetivo apresentar um método sistemático e fundamentado para dimensionar e selecionar bombas para instalações industriais reais, partindo sempre da instalação: calcular a perda de carga, chegar à altura manométrica exigida e só então selecionar o equipamento.

É o raciocínio de projeto do engenheiro, não a aplicação isolada de fórmulas.

Não seguindo as abordagens centradas em um único tipo de máquina, o material trata primeiro da escolha do tipo certo de bomba, por um processo de eliminação por critérios, e em seguida do dimensionamento, avançando em complexidade: da bomba centrífuga convencional às bombas de deslocamento positivo, à associação em paralelo e série, e às bombas de polpa para fluidos heterogêneos e homogêneos (fluidos não-newtonianos).

A cada etapa, aproveitam-se os fundamentos já construídos e acrescentam-se apenas os pontos específicos de cada caso.

A disciplina consolida os fundamentos necessários, propriedades dos fluidos, equação da energia, perda de carga, cavitação e NPSH, e os aplica ao dimensionamento, com base nas normas e práticas recomendadas aplicáveis (Hydraulic Institute / ANSI-HI, ANSI/HI 9.6.7, API 674/675/682) e nos métodos consagrados dos fabricantes de referência (Alfa Laval, Weir/Warman, Wilden, Yamada, KSB), incluindo um método autoral para a associação de bombas (Método da Engenharia e Cia).

A proposta didática privilegia:

- método único, da instalação à bomba: perda de carga, altura manométrica e seleção;
- progressão de complexidade, do caso mais simples ao mais exigente;
- exemplos resolvidos passo a passo, com todos os números derivados;
- verificação de cavitação (NPSH) e de potência como parte inseparável do dimensionamento;
- leitura e interpretação crítica de curvas de bomba, curvas de sistema e catálogos de fabricante;
- identificação dos erros comuns de dimensionamento e de seleção, e de suas consequências.

ORGANIZAÇÃO DA PÓS-GRADUAÇÃO

Este Programa de Pós-Graduação Lato Sensu em Engenharia de Movimentação de Fluidos e Equipamentos Industriais nasce como resultado de anos de atuação profissional, pesquisa aplicada e prática de campo, aliado a um convênio de cooperação acadêmica e institucional entre organizações de referência nas áreas de engenharia, educação superior e pesquisa científica.

O curso conta com uma parceria acadêmica e institucional estruturada, envolvendo as seguintes entidades, com atribuições claramente definidas:

- **Engenharia e Cia Educacional:**

Empresa especializada em treinamentos técnicos, cursos, softwares e consultoria em engenharia mecânica e industrial, com foco em bombas, equipamentos industriais e sistemas de movimentação de fluidos.

É a responsável pela concepção técnica do curso, definição da grade curricular, coordenação dos conteúdos e orientação prática, assegurando o alinhamento do programa com as demandas reais da indústria.



- **Instituto Sendtko de Ensino Superior:**

É a instituição parceira responsável pela coordenação institucional e intermediação dos trâmites acadêmicos junto à instituição certificadora.

O Instituto Sendtko possui experiência na estruturação de programas de pós-graduação lato sensu reconhecidos pelo MEC.



- **Faculdade de Governança, Engenharia e Educação de São Paulo (FGE-SP):**

É a instituição de ensino superior responsável pelo registro, autorização e certificação do curso junto ao **Ministério da Educação (MEC)**, assegurando a regularidade acadêmica, a validade nacional do diploma e o cumprimento das exigências legais do ensino superior brasileiro.



- **STAR:**

O **Science, Technology and Advanced Research Institute** é uma instituição de pesquisa e ensino tecnológico registrada nos Estados Unidos que possibilita ao aluno a participação em um Programa de Pós-Bacharelado (Post-Baccalaureate Program), estruturado para o desenvolvimento de projetos técnicos aplicados, construção de portfólio profissional e ampliação da experiência internacional, obtendo assim uma segunda certificação, válida nos Estados Unidos da América.



APOIO INSTITUCIONAL

A Pós-Graduação em Engenharia de Movimentação de Fluidos e Equipamentos Industriais conta também com o apoio institucional de empresas atuantes no setor, reforçando seu caráter aplicado, alinhado às demandas reais da indústria e às práticas de campo.

Entre elas:

- **OMEL Bombas e Compressores:**

É uma empresa pioneira no Brasil no campo da tecnologia de bombeamento e controle de fluidos. Genuinamente nacional atuando desde 1952 no mercado e reconhecida pela tecnologia em projetos e qualidade de fabricação de bombas e sistemas especiais para as mais diversas aplicações.



Entre os produtos oferecidos estão bombas centrífugas, bombas de vácuo, bombas dosadoras, sopradores tipo "roots", compressores de anel líquido, rotâmetros, sistemas de Vácuo e válvulas de mangote.

- **Vallair Bombas, Compressores, Instrumentação e Válvulas:**

É uma empresa especializada em bombas de deslocamento positivo, tais como bombas pneumáticas, bombas peristálticas e bombas dosadoras, instrumentos pneumáticos e acessórios para estes produtos.



Também faz parte do escopo de fornecimento da Vallair, produtos e soluções de bombeamento específicos para o setor de energia, petróleo e saneamento, por meio da distribuição exclusiva de sopradores, bombas centrífugas e dosadoras, bombas de vácuo, válvulas de mangote e rotâmetros da **OMEL**.

OBJETIVOS

Capacitar o aluno a dimensionar e selecionar bombas para instalações industriais de forma sistemática, fundamentada e alinhada às normas e à prática de campo, partindo da instalação e chegando ao equipamento adequado, com verificação de desempenho, potência e cavitação.

Ao final da disciplina, o aluno deverá ser capaz de:

1. Compreender as propriedades dos fluidos e os fundamentos de mecânica dos fluidos relevantes ao bombeamento (massa específica, viscosidade, reologia e pressão de vapor).
2. Aplicar a equação da energia e calcular a perda de carga distribuída e localizada, construindo a curva do sistema e localizando o ponto de operação.
3. Compreender o fenômeno da cavitação e verificá-lo pelo critério de NPSH (disponível versus requerido, margem de segurança, efeitos de altitude e temperatura).
4. Selecionar o tipo de bomba adequado a cada aplicação, por um processo de eliminação por critérios (pressão, vazão, viscosidade, sólidos, temperatura, risco, higiene, autoescorva e custo).
5. Dimensionar bombas centrífugas: da instalação à altura manométrica, seleção na região de melhor eficiência (BEP/POR), potência e motor, aplicando a correção de viscosidade (ANSI/HI 9.6.7) quando necessária.
6. Dimensionar bombas de deslocamento positivo (rotativas de lóbulos e pulsantes/pneumáticas), reconhecendo o slip, o regime laminar, a seleção por rotação e a cabeça de aceleração na verificação de NPSH.
7. Dimensionar associações de bombas em paralelo e em série, avaliando a aptidão da instalação para cada arranjo (Método Camargo).
8. Dimensionar bombas de polpa e tratar fluidos não-newtonianos, aplicando as correções de desempenho, o critério de velocidade de não-assentamento e os modelos reológicos pertinentes.
9. Interpretar criticamente curvas de bomba e de sistema, catálogos e folhas de dados, identificando boas práticas e erros comuns de dimensionamento e de operação.

1.COMO ESCOLHER UMA BOMBA?

1.1. Introdução

Antes de calcular qualquer altura manométrica ou selecionar qualquer modelo de catálogo, o engenheiro precisa responder a uma pergunta mais fundamental: qual é o tipo certo de bomba para esta aplicação?

Usar o tipo errado de bomba é um erro que nenhum cálculo correto consegue compensar, a bomba simplesmente não vai funcionar adequadamente, por melhor que esteja dimensionada.

Este módulo apresenta um processo de seleção do tipo de bomba como um funil de eliminação progressiva: a cada pergunta respondida, alguns candidatos saem da lista.

O objetivo não é chegar a uma única resposta automática, é orientar o raciocínio do engenheiro para que ele possa justificar tecnicamente a escolha feita e antecipar os riscos da aplicação.

Trata-se do mapa da disciplina: os critérios de seleção estão aqui, enquanto os cálculos de cada tipo de bomba estão nos módulos seguintes, conforme cada tipo.

Observação: Não existe uma regra única para escolher o tipo de bomba. O que existe são diretrizes que, aplicadas sistematicamente, reduzem o espaço de candidatos e aumentam a probabilidade de uma escolha tecnicamente adequada.

1.2. O Processo de Eliminação – Visão Geral

A indústria dispõe de dezenas de tipos de bombas: centrífugas, engrenagens, lóbulos, parafuso, pistão, diafragma, peristáltica, cavidade progressiva (helicoidal), canal lateral, palhetas, acoplamento magnético, submersível, autoescorva, multiestágio, axial, e muitos outros.

A maioria das aplicações industriais pode ser atendida por vários tipos simultaneamente, o processo de seleção consiste em identificar qual deles oferece o melhor compromisso entre desempenho, custo, confiabilidade e segurança para aquela aplicação específica.

O ponto de partida é uma lista inicial ampla. As perguntas do funil vão eliminando candidatos até restar um grupo reduzido de opções viáveis, que serão então avaliadas em maior detalhe (custo, disponibilidade, manutenção, familiaridade da equipe operacional).

As perguntas estão ordenadas do mais geral para o mais específico:

Pergunta do funil	O que elimina?
1. Qual é a altura manométrica ou pressão diferencial necessária?	Bombas que não atingem a pressão necessária (ou que a excedem de forma ineficiente)
2. Qual é a vazão necessária?	Bombas que operam fora da faixa de vazão requerida
3. Qual é a viscosidade do fluido?	Centrífuga em alta viscosidade; deslocamento positivo em viscosidade muito baixa com alta pressão
4. Existem sólidos em suspensão? Qual o tamanho e a concentração?	Bombas com folgas internas pequenas; acoplamento magnético; pistão com válvulas poppet
5. Qual é a temperatura de operação?	Bombas com elastômeros incompatíveis; bombas de água fria em alta temperatura
6. O fluido é perigoso, tóxico ou inflamável?	Selos simples; retentores; equipamentos sem certificação ATEX quando necessário
7. A aplicação é higiênica / sanitária?	Bombas industriais sem acabamento $Ra < 0,8 \mu m$ e sem conexões sanitárias
8. A bomba precisa ser autoescorva?	Centrífuga convencional em sucção não afogada sem sistema de escorva dedicado
9. Há restrições de custo, espaço ou familiaridade da manutenção?	Séries ou tecnologias fora do alcance operacional da planta

1.3. Pergunta 1: Altura Manométrica ou Pressão Diferencial

A altura manométrica necessária (HB) é a primeira restrição que limita drasticamente o espaço de candidatos.

Cada tipo de bomba tem um limite prático de pressão diferencial que consegue gerar em uma única unidade, acima desse limite, a solução é colocar bombas em série ou mudar de tecnologia.

Como calcular HB a partir da instalação é tema dos Módulos seguintes.

Tipo de bomba	Pressão máxima típica (1 unidade)	Pressão máxima (série/multiestágio)	Observação
Centrífuga radial	150 a 300 mca (~15 a 30 [bar])	Até ~200 [bar] (multiestágio)	A maioria das aplicações industriais gerais cabe aqui
Axial	20 a 40 mca (baixa pressão)	Limitada	Típica para altíssimas vazões com baixa pressão
Engrenagens	200 a 300 [bar] (interna/externa)	Alta pressão	Ideal para óleos e fluidos viscosos
Lóbulos Pistões circunferenciais	15 a 20 [bar] por unidade	Limitada	Alimentício, farmacêutico, média viscosidade
Parafuso	70 a 100 [bar]	Alta	Alta viscosidade, pressão média-alta
Cavidade progressiva (helicoidal)	50 a 70 [bar]	Moderada	Alta viscosidade, sólidos, produtos sensíveis
Pistão / Êmbolo	3.000 a 5.000 [bar]	Altíssima	Altíssima pressão, baixa a média vazão
Diafragma	80 a 100 [bar]	Moderada	Fluidos perigosos, abrasivos, sem selos rotativos
Peristáltica	15 a 20 [bar]	Limitada	Fluidos abrasivos, sensíveis, sem contaminação
Canal lateral	10 a 15 [bar]	Moderada	Vazões muito baixas com pressão moderada

Ponto-chave: Uma bomba centrífuga convencional raramente supera 300 metros de coluna de líquido (30 [bar]) em uma única unidade.

Se o processo exige pressões acima disso, a solução é:

- (a) bomba centrífuga (BC) multiestágio,
- (b) bombas de deslocamento positivo (BDP) (pistão, parafuso), ou
- (c) bombas centrífugas em série (Módulo 8).

Nenhum cálculo resolve um tipo de bomba que simplesmente não atinge a pressão requerida.

1.4. Pergunta 2: Vazão Necessária

A faixa de vazão compatível varia enormemente entre os tipos. Bombas de deslocamento positivo são limitadas em vazão pela geometria do deslocamento por revolução, escalas muito grandes ficam proibitivas em custo e peso.

Bombas centrífugas, por outro lado, operam de poucos litros por hora até dezenas de milhares de metros cúbicos por hora.

Tipo de bomba	Faixa de vazão típica	Observação
Centrífuga radial	0,5 a 66.000 [m ³ /h]	Maior faixa de todas, praticamente sem limite superior em versões especiais
Axial	1.000 a 200.000+ [m ³ /h]	Altíssimas vazões, baixa pressão irrigação, resfriamento, canais
Engrenagens	0,001 a 500 [m ³ /h]	Dosagem até transferência de óleos típico até ~100 [m ³ /h]
Lóbulos	0,1 a 500 [m ³ /h]	Alimentício e farmacêutico, até ~200 [m ³ /h] em modelos grandes
Cavidade progressiva (helicoidal)	0,01 a 300 [m ³ /h]	Dosagem precisa, fluidos viscosos e abrasivos
Pistão / plunger	0,001 a 200 [m ³ /h]	Altíssima pressão em baixa a média vazão; pulsante
Diafragma	0,001 a 100 [m ³ /h]	Preferida para dosagem de fluidos perigosos
Peristáltica	0,001 a 72 [m ³ /h]	Dosagem de precisão; limite de escala relativamente baixo
Parafuso (triplo)	0,5 a 1.000 [m ³ /h]	Óleo mineral, combustível, alta viscosidade com boa regularidade

1.5. Pergunta 3: Viscosidade do Fluido

O aumento de viscosidade sempre irá demandar mais energia para produzir um escoamento. Trata-se de um dos critérios que mais diferencia a bomba centrífuga das bombas de deslocamento positivo.

A centrífuga depende da energia cinética para transferir fluido, em fluidos muito viscosos, as perdas internas por atrito viscoso crescem rapidamente e a eficiência cai a ponto de tornar-se o equipamento inviável energeticamente.

As bombas de deslocamento positivo rotativas, ao contrário, frequentemente tornam-se mais eficientes com o aumento da viscosidade, uma vez que o slip diminui conforme o fluido sela melhor as folgas internas, aumentando a eficiência volumétrica.

Faixa de viscosidade	Bombas recomendadas	Bombas a evitar
< 1 [cP] (água, solventes leves)	Centrífuga, canal lateral	BDP rotativas em alta pressão podem ter slip excessivo
1 a 50 [cP] (água até óleo leve)	Centrífuga (preferida), engrenagens, lóbulos	Centrífuga começa a perder eficiência acima de 50 [cP]
50 a 200 [cP] (óleo médio, xaropes diluídos)	Engrenagens, lóbulos, parafusos, correção de viscosidade na centrífuga obrigatória	Centrífuga requer correção HI; eficiência cai cerca de 20 a 40%
200 a 1.000 [cP] (óleo pesado, glicerina, xarope concentrado)	Engrenagens, lóbulos, parafuso, cavidade progressiva	Centrífuga praticamente inviável sem correção e reajuste de projeto
1.000 a 50.000 [cP] (pastas, melão, chocolate quente)	Lóbulos, parafuso, cavidade progressiva	Centrífuga inviável
> 50.000 [cP] (pasta de borracha, massa cerâmica, material altamente viscoso)	Cavidade progressiva, parafuso especial, pistão	Qualquer bomba rotativa de folgas pequenas

Atenção: A viscosidade deve ser especificada NA TEMPERATURA DE OPERAÇÃO, não à temperatura ambiente.

Óleos pesados a 20 °C podem ter viscosidade de 500 [cP], mas a 80 °C podem estar abaixo de 50 [cP].

Usar a viscosidade errada leva a bomba incorreta e a erros de cálculo de potência que podem chegar a 50% ou mais.

Observação: Unidades: [cP] (centipoise) mede a viscosidade dinâmica, [cSt] (centistokes) mede a cinemática.

Elas só coincidem quando a densidade é ≈ 1 (água). Para óleos, $[cSt] = [cP] / \text{densidade}$.

Nas tabelas de seleção a distinção raramente muda o candidato, mas no cálculo (Reynolds, correção HI) use sempre a unidade correta. Neste módulo o texto usa [cP] e as tabelas-resumo (0.11) usam [cSt], conforme a fonte.

1.6. Pergunta 4: Sólidos em Suspensão

A presença de sólidos afeta diretamente: o tipo de bomba admissível, o material dos componentes internos, o tamanho das passagens internas e o regime de velocidade na tubulação.

Quanto maior a concentração e o tamanho das partículas, mais restrições se impõem.

Condição de sólidos	Bombas admissíveis	Bombas a evitar
Fluido limpo (0% sólidos)	Qualquer tipo adequado ao fluido	Sem restrições por sólidos
Traço de partículas finas < 100 µm (< 1%)	Maioria dos tipos verificar folgas mínimas	Acoplamento magnético se as folgas < tamanho da partícula
Partículas finas a médias (100 a 500 µm, 1 a 10%)	Centrífuga com rotor aberto, diafragma, peristáltica, cavidade progressiva	Engrenagens, acoplamento magnético, lóbulos de folga pequena
Partículas grossas (> 500 µm, > 10%)	Centrífuga para polpa (Warman/Weir), diafragma especial, peristáltica	Maioria das BDP convencionais; pistão com válvulas poppet (entupimento)
Alta concentração de sólidos abrasivos (polpa de mineração)	Centrífuga para polpa com rotor e carcaça endurecidos ou de borracha	Qualquer bomba não projetada para polpa Desgaste catastrófico

Observação: A bomba de acoplamento magnético, usada para fluidos perigosos por eliminar a vedação do eixo, tem mancais internos lubrificados pelo próprio fluido bombeado.

Partículas em suspensão entram nas folgas mínimas desses mancais e causam desgaste acelerado e travamento.

Os fabricantes estabelecem tamanho máximo de partícula (tipicamente 0,1 a 0,5 mm) como condição de garantia.

1.7. Pergunta 5: Temperatura de Operação

A temperatura afeta:

- (a) as propriedades do fluido (viscosidade, densidade, pressão de vapor);
- (b) os materiais dos componentes internos e das vedações;
- (c) a dilatação térmica dos componentes, que pode alterar folgas internas.

Em bombas para água quente, a temperatura do CIP pode ser mais restritiva que a do processo.

Faixa de temperatura	Considerações críticas	Materiais e tipos típicos
< 60 °C (água fria, produtos refrigerados)	Temperatura de congelamento é mais relevante para alguns produtos	Aço carbono, inox 304/316, PVC Ampla disponibilidade
60 a 100 °C (água quente, CIP padrão)	Elastômeros NBR e EPDM atingem o limite. Verificar PV para o NPSH.	Inox 316, EPDM (rotor de borracha em lóbulos: verificar limite 70 a 100 °C)

Faixa de temperatura	Considerações críticas	Materiais e tipos típicos
100 a 200 °C (fluidos de processo quentes, condensado)	Rotor de borracha inviável. Todos os elastômeros precisam ser verificados.	Inox 316, aço carbono, PTFE nas vedações Selos de grafite
200 a 400 °C (óleo térmico, processo a alta temperatura)	Bombas de água fria não podem ser aplicadas. Dilatação térmica crítica.	Bombas especiais de alta temperatura, aço H11, vedações de grafite
> 400 °C (metais fundidos, sais)	Equipamentos altamente especializados, fora do escopo padrão	Materiais exóticos Consultar fabricante especializado

Atenção: Substituir uma bomba de água fria por uma de água quente é um erro frequente na manutenção.

A bomba de água fria não tem as folgas térmicas necessárias para operar a alta temperatura, o rotor expande e trava na carcaça.

Sempre verificar a temperatura máxima de projeto na folha de dados do fabricante.

1.8. Pergunta 6: Riscos: Toxicidade, Inflamabilidade, Contaminação

Os riscos associados ao fluido determinam o nível de vedação requerido e, em alguns casos, o próprio tipo de bomba admissível.

Um vazamento que seria apenas inconveniente em água fria pode ser catastrófico em hidrocarboneto inflamável ou substância tóxica.

Nível de risco	Vedação recomendada	Tipo de bomba
Baixo Água, produtos não tóxicos e não inflamáveis	Gaxeta ou selo mecânico simples	Qualquer tipo tecnicamente adequado
Médio Levemente tóxicos ou combustíveis de baixa volatilidade	Selo mecânico simples com flush (API 682 Plano 11 ou 13)	Centrífuga com selo API 682
Alto Tóxicos, inflamáveis, VOC (risco de incêndio ou intoxicação)	Selo mecânico duplo pressurizado (API 682 Plano 53/54)	Centrífuga com duplo selo ou acoplamento magnético
Muito alto (hermético) Letais, radioativos, altamente voláteis	Selo de fole metálico (zero emissão) ou sem vedação	Acoplamento magnético ou bomba de motor encapsulado

Observação: A classificação de áreas explosivas (ATEX na Europa, NEC/NFPA nos EUA, ABNT NBR IEC 60079 no Brasil) determina o grau de proteção exigido dos equipamentos elétricos, motor, sensor, atuador.

Uma bomba tecnicamente correta instalada em área Zona 1 com motor sem certificação EX pode ser embargada pela fiscalização e representa risco real de acidente.

1.9. Pergunta 7: Aplicação Higiênica ou Sanitária

Nas indústrias alimentícia, farmacêutica, de bebidas e de cuidados pessoais, a bomba precisa atender requisitos que vão além da hidráulica:

- materiais grau alimentício, acabamento interno polido
- $Ra < 0,8 \mu m$ para EHEDG e $Ra < 0,4 \mu m$ para 3-A SSI,
- ausência de cavidades que retenham produto, capacidade de CIP e SIP (Sterilization In Place) e
- conexões sanitárias (Tri-Clamp, DIN 11851).

Critério sanitário	Exigência	Bombas típicas
Acabamento superficial	$Ra < 0,8 \mu m$ (EHEDG) ou $Ra < 0,4 \mu m$ (3-A SSI)	Lóbulos sanitários, centrífuga sanitária, cavidade progressiva sanitária
Material em contato com o produto	Aço inox 316L, EPDM, PTFE, FKM Aprovados FDA/ANVISA	Qualquer bomba com certificação sanitária do fabricante
Drenabilidade	Sem bolsões de retenção de produto Instalação inclinada	Lóbulos com portas de inspeção; centrífuga sanitária
Compatibilidade com CIP/SIP	Suportar NaOH, HNO ₃ e água quente a 80 a 95 °C	Verificar rotor (borracha até ~70 °C; inox sem restrição)
Conexões	Tri-Clamp (ISO 2852), DIN 11851, SMS, RJT sem roscas de encaixe	Linhas sanitárias com tubulação DIN 11850 / ISO 2037

Atenção: Uma bomba industrial padrão (mesmo em inox 316L) NÃO é uma bomba sanitária.

A diferença não é apenas o acabamento, é o projeto completo (ausência de mancais internos lubrificados a graxa, conexões sem cavidades mortas, capacidade de inspeção visual).

Aplicar bomba industrial em linha sanitária pode contaminar o produto e gerar não conformidade com a ANVISA.

1.10. Pergunta 8: A Bomba Precisa Ser Autoescorvante?

A bomba centrífuga convencional NÃO é autoescorvante, precisa estar com a carcaça completamente cheia de fluido (escorvada) antes de partir.

Se estiver acima do nível do reservatório de sucção (sucção com pressão negativa) e a linha de sucção for longa, o fluido pode evacuar em paradas prolongadas e a partida seguinte ocorre a seco, com dano ao selo mecânico e desgaste do rotor.

Condição	Solução recomendada
Bomba afogada (reservatório acima da bomba)	Centrífuga convencional, o peso do fluido mantém a escorva naturalmente
Bomba não afogada, partidas frequentes	Centrífuga autoescorva (self-priming), câmara de retenção de líquido permite reescorvamento automático
Bomba não afogada, linha de sucção longa	Válvula de pé com crivo na sucção + escorvamento manual; ou bomba autoescorva
Deslocamento positivo (lôbulos, engrenagens, parafuso)	A maioria das PD é naturalmente autoescorva para fluidos com alguma viscosidade, confirmar com o fabricante
Sucção de gases ou vapores misturados com líquido	Bomba de anel líquido ou bomba especial para mistura gás-líquido

1.11. Pergunta 9: Custo, Espaço e Familiaridade da Manutenção

Depois que o funil técnico (perguntas 1 a 8) reduz os candidatos a um grupo viável, entram os critérios de engenharia de ativos, que muitas vezes decidem a escolha final entre duas opções tecnicamente equivalentes:

- **Custo total de propriedade (TCO):** não apenas o preço de compra, mas energia (uma bomba fora do BEP paga a diferença em conta de luz), peças de reposição, selos e mão de obra ao longo da vida útil. Uma bomba mais barata com baixa eficiência costuma ser a mais cara no fim.
- **Espaço e layout:** multiestágio, pistão e cavidade progressiva ocupam comprimento; a área disponível, a altura do pé-direito e o acesso para manutenção podem eliminar um candidato fisicamente.
- **Familiaridade da equipe e padronização:** uma planta que já opera e mantém uma marca/série tem sobressalentes em estoque, procedimentos e treinamento. Introduzir uma tecnologia órfã aumenta o risco operacional mesmo que seja tecnicamente superior.
- **Disponibilidade e prazo:** modelo de catálogo pronto contra fabricação especial; prazo de entrega e assistência técnica local pesam na decisão.

Ponto-chave: Entre dois tipos que passam no funil técnico, decida pelo menor custo de ciclo de vida e pela maior familiaridade da manutenção.

Padronizar dentro de categorias de aplicação semelhantes reduz estoque de peças e erro operacional, mas nunca ao ponto de forçar um único tipo de bomba para todas as aplicações.

1.12. Tabela de Referência Rápida – Faixa Operacional por Tipo de Bomba

A tabela a seguir sintetiza as faixas operacionais típicas dos principais tipos de bombas industriais.

Os valores são referências orientativas, consultar sempre o catálogo do fabricante para os limites exatos do modelo.

Esta é a versão tabular da informação do gráfico circular da North Ridge Pumps (Figura seguinte).

Tipo	Q _{máx} [m ³ /h]	H _{máx}	Viscosidade máx	Auto escorva	Higiênica	ATEX
Centrífuga radial	66.000	300 m (30 [bar])	200 [cSt]*	Depende	S	S
Bomba axial	200.000 +	40 m	< 10 [cSt]	N	N	S
Multiestágio	6.000	>200 [bar]	100 [cSt]	N	N	S
Canal lateral	450	200 m	200 [cSt]	S	N	S
Engrenagens	1.150	300 [bar]	1.000.000 [cSt]	S (*)	N	S
Lóbulos	500	20 [bar]	1.000.000 [cSt]	S (*)	S	S
Parafusos	600	100 [bar]	200.000 [cSt]	S (*)	Limitado	S
Cavidade progressiva	3.450	50 [bar]	1.000.000 [cSt]	S (*)	S	S
Pistão	480	3.450 [bar]	35.000 [cSt]*	S	N	S
Diafragma	1.200	35 [bar]	200.000 [cSt]	S	Limitado	S
Peristáltica	64	150 m	50.000 [cSt]	S	S	S
Palhetas	4.800	110 m	10.000 [cSt]	S (*)	N	S
Acoplamento magnético	72	180 m	200 [cSt]	N	S	S
Submersível	6.000	180 m	200 [cSt]	S (imersão)	N	Limitado

(*) Bomba rotativas tem limitações para trabalhar a seco devido às vedações, portanto, é possível que não seja recomendado que ela execute o escorvamento.

1.13. O Gráfico Circular da North Ridge Pumps – Como Usar

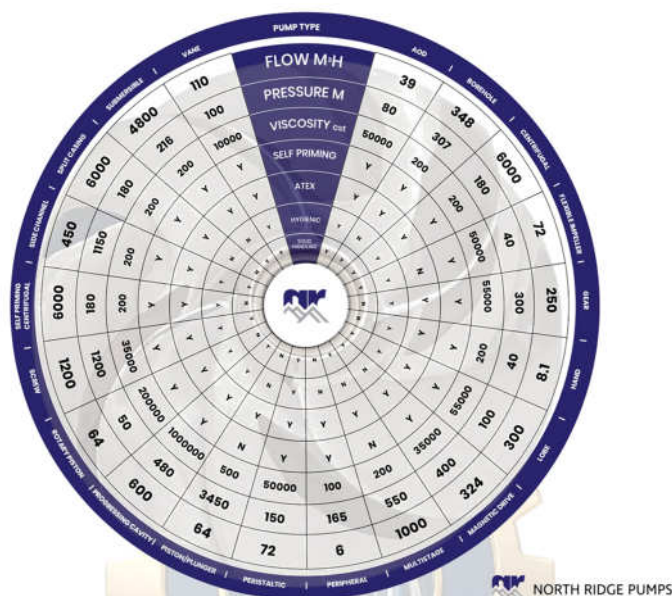


Figura 1: Gráfico circular de seleção de bombas da North Ridge Pumps

O gráfico circular da North Ridge Pumps é uma ferramenta de consulta rápida que organiza vários tipos de bomba ao redor de um círculo, com critérios em anéis concêntricos: vazão (Flow), pressão (Pressure), viscosidade (Viscosity, [cSt]), autoescorva (Self Priming), ATEX, higiênica (Hygienic) e manuseio de sólidos (Solid Handling).

Para usar:

- 1. Localizar o tipo de bomba:** no anel externo, encontrar o tipo de interesse (Centrifugal, Gear, Lobe, Peristaltic, Piston/Plunger, etc.).
- 2. Ler as faixas operacionais:** para cada tipo, os valores dos critérios aparecem nos anéis concêntricos, o anel mais interno corresponde ao Solid Handling (manipulação de sólidos) e os externos à vazão e à pressão.
- 3. Comparar com os requisitos do projeto:** verificar se os valores necessários (Q, H, viscosidade) estão dentro das faixas do tipo avaliado.
- 4. Verificar os critérios booleanos:** S = Sim (disponível), N = Não disponível, para autoescorva, ATEX, higiênica e manuseio de sólidos.

Exemplo de leitura (centrífuga):

- Vazão (Flow): até ~66.000 [m³/h];
- Pressão (Pressure) até ~300 [m];
- Viscosidade (Viscosity) até ~200 [cSt];
- Autoescorvamento (Self Priming): Sim (alguns modelos);
- Padrão ATEX: S;
- Bomba sanitária (Hygienic): Sim (versões sanitárias);
- Manuseio de sólidos (Solid Handling): Sim (rotor aberto).

Se o projeto exige viscosidade de 450 [cSt], a centrífuga sai imediatamente dos candidatos pela leitura direta do gráfico.

Observação: O gráfico da North Ridge é uma referência inicial, não substitui a consulta ao catálogo do fabricante escolhido.

Os valores são os limites máximos do tipo de bomba em sua versão mais capaz, não os limites do modelo específico.

Use o gráfico para eliminar candidatos obviamente inadequados; use o catálogo para confirmar o modelo final.

1.14. Estratégia de Cálculo – Qual Procedimento Usar Após Escolher o Tipo

Em geral, o procedimento de cálculo segue a mesma lógica, independentemente da aplicação, no entanto, fatores complicadores pode existir que acrescentam verificações adicionais.

Esses processos serão discutidos nos capítulos seguintes. Após conhecê-los ficará mais fácil identificar qual é o caso que você deve aplicar.

Ponto-chave: O procedimento é sempre o mesmo em essência:

- (1) levantar dados do fluido e da instalação;
- (2) calcular HB pela equação da energia estendida;
- (3) calcular a potência hidráulica;
- (4) selecionar o equipamento no catálogo para o par (Q, HB) com eficiência adequada;
- (5) verificar NPSH.

O que muda entre os tipos são as correções específicas, correção de viscosidade, Head Ratio para polpa, potência viscosa para lóbulos, cabeça de aceleração para pistão, entre outros.

1.15. Armadilhas Comuns na Seleção do Tipo de Bomba

A experiência de campo mostra um conjunto de erros recorrentes. Conhecê-los é tão importante quanto conhecer os critérios corretos de seleção:

Armadilha	O que acontece?	Como evitar?
Usar bomba de água fria em serviço de água quente	Folgas térmicas insuficientes O rotor expande e trava; Selos incompatíveis com alta temperatura	Verificar a temperatura máxima no datasheet; bombas de água quente têm folgas e materiais específicos
Usar centrífuga para fluido muito viscoso sem correção	Entrega 30 a 50% menos vazão que o calculado; consome muito mais energia; pode não funcionar	Acima de 50 [cSt] aplicar a correção HI; acima de 200 [cSt] considerar BDP

Armadilha	O que acontece?	Como evitar?
Padronizar um único tipo de bomba para todas as aplicações	Algumas aplicações recebem o tipo errado Falhas prematuras, baixo rendimento, manutenção excessiva	Classificar as aplicações por tipo de fluido e pressão; padronizar dentro de categorias similares
Ignorar a condição de CIP ao especificar bomba sanitária	Rotor de borracha escolhido para 15 °C de processo, mas o CIP a 90 °C destrói o rotor	Verificar sempre a temperatura máxima do CIP Não apenas a do produto
Acoplamento magnético com fluido particulado	Partículas entram nos mancais internos: erosão acelerada e travamento	Verificar o limite de tamanho de partícula do fabricante; usar diafragma ou peristáltica se houver sólidos
Não verificar o NPSH na condição de máxima vazão	A bomba cavita no ponto de sobrecarga mesmo com NPSH adequado no ponto de projeto	Verificar o NPSHr no ponto de máxima vazão ($Q_{m\acute{a}x}$), onde o NPSHr é maior
Confundir altura manométrica com cota geométrica	Bomba de 10 m escolhida para elevar a 10 m, sem incluir as perdas de carga	$HB = \text{cota geométrica} + \text{diferencial de pressão} + \text{perdas de carga}$ Sempre os três termos

2. CONCEITOS FUNDAMENTAIS

2.1. Introdução

Os conceitos de mecânica dos fluidos aqui reunidos de forma direta já foram estudados em profundidade em disciplina própria.

Nosso objetivo aqui é relembrar os principais pontos estudados e permitir que aqueles que não cursaram ainda a disciplina possa acompanhar a disciplina sem maiores dificuldades.

Tudo o que faremos adiante repousa sobre três blocos: as propriedades do fluido que definem como ele resiste ao escoamento e ao bombeamento, a estática, que fixa o conceito de pressão e de coluna de líquido e a cinemática, que descreve vazão, velocidade e regime de escoamento.

Sem esses três pilares não se calcula altura manométrica, curva do sistema, número de Reynolds ou NPSH.

Ponto-chave: Dimensionar uma bomba é, em essência, aplicar conservação de massa e de energia a um fluido com propriedades conhecidas. Este módulo garante que massa específica, viscosidade, pressão e vazão estejam claros antes de montarmos a equação da energia.

2.2. Propriedades dos Fluidos

2.2.1. Fluido, Meio Contínuo e Aderência

Fluido é toda substância que se deforma continuamente quando submetida a uma tensão de cisalhamento, por menor que ela seja, abrange líquidos, gases e vapores.

Diferentemente do sólido, que resiste ao cisalhamento assumindo uma deformação de equilíbrio, o fluido não para de se deformar enquanto o esforço estiver aplicado.

Essa definição, mais do que descritiva, é operacional: diz como o material reage a esforços, que é o que interessa à engenharia.

Na prática de engenharia tratamos o fluido como um meio contínuo: ignoramos a estrutura molecular e admitimos que propriedades como massa específica, pressão, temperatura e velocidade estão definidas em cada ponto do espaço.

A hipótese é válida sempre que as dimensões do problema forem muito maiores que o caminho livre médio das moléculas, o caso da quase totalidade das aplicações industriais.

2.2.2. Princípio da aderência (condição de não deslizamento)

Princípio da aderência ou condição de não deslizamento está relacionado com o fluido que em contato com uma superfície sólida assume a mesma velocidade da superfície.

Junto à parede parada, a velocidade do fluido é nula; junto a uma parede em movimento, o fluido acompanha a parede.

É esse princípio que dá origem ao perfil de velocidades e às perdas de carga por atrito.

Observação: Somente em escoamento molecular, o princípio da aderência não está presente.

2.2.3. A Experiência das Duas Placas e a Lei de Newton

A relação entre esforço e deformação é mais bem compreendida pela experiência das duas placas.

Considere duas placas paralelas, separadas por uma pequena distância e com o fluido entre elas.

A placa inferior é fixa; a superior é submetida a uma força tangencial e passa a se mover com velocidade constante.

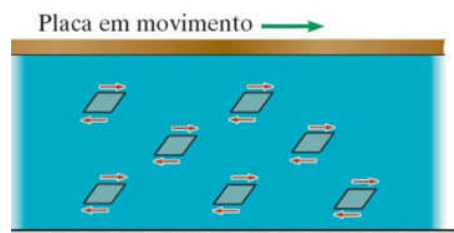


Figura 2: Experiência das duas placas (Fonte: Hibbeler)

Pelo princípio da aderência, o fluido junto à placa inferior tem velocidade nula e o fluido junto à placa superior move-se com a velocidade da placa.

Entre esses extremos há uma variação contínua de velocidade ao longo da espessura que traz as consequências:

- o movimento ocorre por deslizamento relativo entre camadas adjacentes.
- Essa diferença de velocidade entre camadas é a deformação por cisalhamento.

A **taxa de cisalhamento** mede a rapidez dessa deformação e é numericamente igual ao gradiente de velocidade normal ao escoamento, du/dy .

Para um grande grupo de fluidos, a tensão de cisalhamento é proporcional a essa taxa, com a viscosidade dinâmica como constante de proporcionalidade, esta é a chamada **Lei de Newton da viscosidade**:

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \quad (1)$$

onde: τ = tensão de cisalhamento [Pa], μ = viscosidade dinâmica [Pa.s] e du/dy = taxa de cisalhamento [1/s].

Os fluidos que obedecem a essa lei com viscosidade constante são chamados de *fluidos newtonianos*, enquanto os demais, *fluidos não-newtonianos* (veremos melhor na seção 2.2.7).

2.2.4. Massa Específica, Peso Específico

A **massa específica** ρ (rô), também chamada de densidade, é a massa por unidade de volume, em [kg/m³].

Para a água adota-se, como referência, 1000 [kg/m³].

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (2)$$

onde: ρ = massa específica [kg/m³], m = massa [kg], V = volume [m³].

O **peso específico** γ (gama) é o peso (W) por unidade de volume, em [N/m³] no SI.

Como o peso é $W = m \cdot g$:

$$\gamma = \frac{W}{V} = \rho \cdot g \quad (3)$$

onde: γ = peso específico [N/m³], W = peso (N), ρ = massa específica [kg/m³], g = aceleração da gravidade (9,8 [m/s²]).

2.2.5. Massa Específica, Peso Específico e Gravidade Específica

A **gravidade específica** SG (densidade relativa) é a razão entre a massa específica do fluido e a de uma referência: É adimensional.

$$SG = \frac{\rho_{\text{fluido}}}{\rho_{\text{ref}}} \quad (4)$$

onde: SG = gravidade específica (adimensional), ρ_{fluido} e ρ_{ref} = massas específicas do fluido e da referência em [kg/m³] no SI.

A referência para líquidos é a água à pressão atmosférica e a temperatura de 5 °C que vale 1000 kg/m³, enquanto para gás é o ar à pressão atmosférica e a temperatura de 15 °C que vale 1,225 kg/m³, assim temos:

$$SG_{\text{líquido}} = \frac{\rho_{\text{líquido}}}{1000} \quad (5)$$

$$SG_{\text{gás}} = \frac{\rho_{\text{gás}}}{1,225} \quad (6)$$

2.2.5.1. Exemplo: ρ x γ x SG

Um óleo tem massa específica de 850 [kg/m³]. Seu peso específico e sua gravidade específica são:

$$\gamma = \rho \cdot g = 850 \cdot 9,8 = 8.330 \left[\frac{N}{m^3} \right]$$

$$SG = \frac{850}{1000} = 0,85$$

Resultado: $\gamma = 8.330$ [N/m³] e $SG = 0,85$.

A conclusão é que para o mesmo volume, o óleo é 15% mais leve do que a água.

2.2.6. Viscosidade Dinâmica e Viscosidade Cinemática

A viscosidade quantifica a resistência interna do fluido ao escoamento. O coeficiente μ da Lei de Newton é a **viscosidade dinâmica (absoluta)**, em [Pa.s] (equivalente a [N.s/m²] ou [kg/m.s]).

É comum o uso da unidade centi-Poise, oriunda do sistema técnico de unidades, que está caindo em desuso, conforme relação $1 \text{ [cP]} = 0,001 \text{ [Pa.s]}$.

A água tem viscosidade dinâmica equivalente a 1 [cP] .

A **viscosidade cinemática** ν (ni) é a razão entre a dinâmica e a massa específica, em $[\text{m}^2/\text{s}]$.

De forma semelhante, é comum o uso da unidade cSt (centi-Stoke), do sistema técnico, onde $1 \text{ [cSt]} = 0,000001 \text{ [m}^2/\text{s}]$.

A viscosidade cinemática da água é equivalente a 1 [cSt] .

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (7)$$

onde: ν = viscosidade cinemática $[\text{m}^2/\text{s}]$, μ = viscosidade dinâmica $[\text{Pa.s}]$, ρ = massa específica $[\text{kg}/\text{m}^3]$, no SI.

A viscosidade depende fortemente da temperatura: nos líquidos ela diminui quando a temperatura sobe (o óleo quente escoar mais fácil), por outro lado, nos gases, cresce.

Por isso a temperatura de operação é sempre um dado de entrada no dimensionamento.

2.2.6.1. Exemplo: Conversão de unidade de viscosidade

Um xarope tem viscosidade dinâmica de 200 [cP] . Em unidades do SI:

$$\mu = 200 \cdot 0,001 = 0,20 \text{ Pa} \cdot \text{s}$$

Resultado: $\mu = 0,20 \text{ [Pa.s]}$, ou seja, 200 vezes a viscosidade da água.

Ponto-chave: A viscosidade é a propriedade que mais impacta a escolha do tipo de bomba.

Fluidos pouco viscosos favorecem a bomba centrífuga, à medida que a viscosidade cresce, o rendimento da bomba cai, o que torna a mudança para uma bomba de deslocamento positivo, mais atraente.

2.2.7. Fluidos Newtonianos e Fluidos Não-Newtonianos

Fluido newtoniano é aquele cuja viscosidade é constante, independente da taxa de cisalhamento, como por exemplo, a água, a maior dos óleos, os solventes, e muitos outros.

Toda a formulação clássica (equações da continuidade, de Bernoulli, de Darcy-Weisbach, de Reynolds, etc) assume comportamento newtoniano.

Nos fluidos não-newtonianos, o parâmetro mais adequado para descrever o comportamento do fluido quanto ao escoamento é a *viscosidade aparente*, cujos valores variam com a taxa de cisalhamento e/ou com o tempo. Decorrentes desses comportamentos é que se determina o tipo de fluido newtoniano em questão, bem como, a formulação a ser utilizada.

Dos fluidos não-newtonianos existentes, os mais conhecidos são:

- **Pseudoplásticos (shear thinning):** a viscosidade cai quando a taxa de cisalhamento aumenta. Do ponto de vista prático significa que quanto mais "bruto" for o escoamento, mais fácil ele acontecerá. Os exemplos mais comuns são tintas, sangue, polpas alimentícias.
- **Dilatantes (shear thickening):** a viscosidade sobe com a taxa de cisalhamento. Na prática significa que o escoamento será mais difícil quanto mais intenso se tentar promovê-lo. Alguns exemplos que podemos citar, temos as pastas com alto teor de sólidos.
- **Plásticos de Bingham:** só escoam acima de uma tensão mínima (tensão de escoamento), até que essa tensão seja atingida, o fluido não se mexe, ou seja, se comporta como um sólido. Pasta de dente e algumas lamas de mineração tem esse comportamento.
- **Tixotrópicos e reopéticos:** a viscosidade varia com o tempo de aplicação do esforço, caindo ou subindo respectivamente. No primeiro caso, o escoamento ficará mais fácil a medida que ele vai acontecendo, por outro lado, o reopético ficará mais difícil
- **Viscoelásticos:** combinam comportamento viscoso e elástico.

Os diagramas de tensão por taxa de cisalhamento a seguir resumem os comportamentos mais comuns:

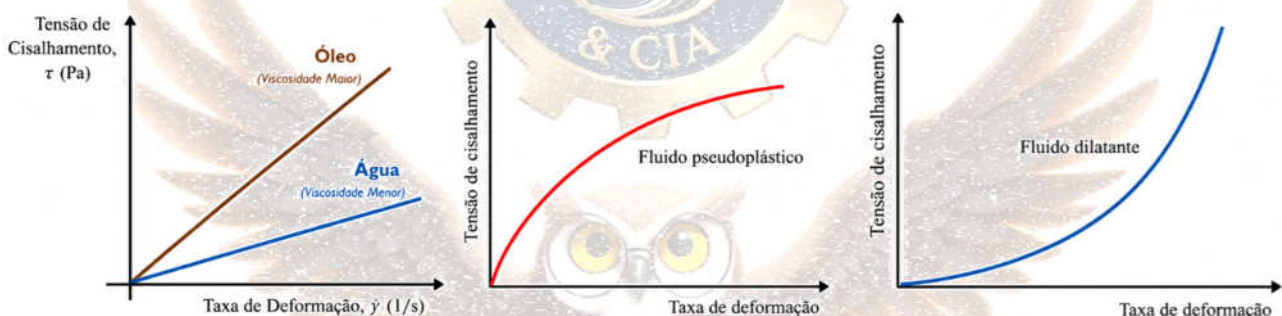


Figura 3: Fluidos Newtonianos, pseudoplástico e dilatante (Fonte: Engenharia e Cia)

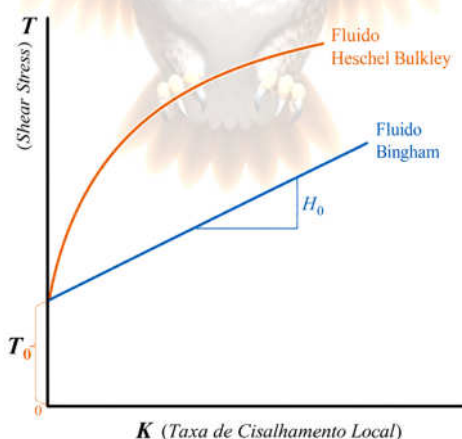


Figura 4: Fluidos plásticos com tensão de escoamento (Fonte: Engenharia e Cia)

O fluido newtoniano tem viscosidade constante (para uma dada temperatura), daí o seu gráfico ser uma reta.

Como a viscosidade dos fluidos não-newtonianos não é constante, as equações clássicas deixam de ser diretamente aplicáveis. É preciso adotar um modelo constitutivo, determinar seus parâmetros reológicos e, a partir deles, redefinir o número de Reynolds e o fator de atrito.

A estrutura do cálculo permanece, o que muda é o que representa a resistência ao escoamento.

O modelo matemático a ser utilizado cresce em complexidade à medida que se tem efeitos adicionais, seja na inclinação da curva ou da necessidade de uma tensão inicial ou pela dependência do tempo.

Existem vários modelos matemáticos, tais como, Lei da Potência, Bingham, Herschel-Bulkley, Casson, Carreau, Cross, Sisko, Ellis, Quemada, Casson-Walburn, Biviscosidade, Viscoelásticos e para os fluidos dependentes do tipo (tixotrópicos e reopéticos), entre outros.

Porém, em torno de 90% das aplicações industriais, os fluidos podem ter seu comportamento representados pelos três primeiros, motivo pelo qual, nesse curso, iremos nos concentrar apenas neles:

2.2.7.1. Modelo da Lei da Potência (Ostwald-de Waele)

Esse é sem dúvida, o modelo mais simples de todos para os fluidos não-newtonianos.

Ele relaciona a tensão τ à taxa de cisalhamento por dois parâmetros experimentais: o índice de consistência K e o índice de comportamento n .

$$\tau = K \cdot \left(\frac{dv}{dy} \right)^n = K \cdot \dot{\gamma}^n \quad (8)$$

onde: τ = tensão de cisalhamento [Pa], K = índice de consistência [Pa.sⁿ], $dv/dy = \dot{\gamma}$ = taxa de cisalhamento [1/s], no SI e n = índice de comportamento (adimensional).

Fisicamente, o índice K está relacionado com a viscosidade aparente do fluido, ou seja, para um mesmo valor de n e para uma mesma taxa de cisalhamento ($\dot{\gamma}$), quanto maior o índice de consistência K , maior será a viscosidade aparente.

A viscosidade aparente depende da taxa de cisalhamento local:

$$\mu_{ap} = \frac{\tau}{\dot{\gamma}} = K \cdot (\dot{\gamma})^{n-1} \quad (9)$$

onde: μ_{ap} = viscosidade aparente [Pa.s] no SI e $K, \dot{\gamma}, n$ = como definidos acima.

Já o índice de comportamento nos traz a informação do tipo de fluido, se $n = 1$ recupera o fluido newtoniano ($K = \mu$), se $n < 1$ o fluido é pseudoplástico e, por fim, se $n > 1$, o fluido é dilatante.

Com os parâmetros definidos, classifica-se o regime pelo número de Reynolds generalizado (Metzner-Reed):

$$Re_{gen} = \frac{\rho \cdot V^{2-n} \cdot D^n}{8^{n-1} \cdot K \cdot \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n} \quad (10)$$

onde: **Re_{gen}** = número de Reynolds generalizado (adimensional), **ρ** = massa específica [kg/m³], **V** = velocidade média [m/s], **D** = diâmetro interno [m] e **K, n** = parâmetros reológicos.

Adota-se regime laminar, como critério prático inicial, para **Re_{gen}** abaixo de cerca de 2100 (o limite exato depende de n).

No regime laminar, a perda de carga segue Darcy-Weisbach com o Reynolds generalizado, por outro lado, no regime turbulento, exige-se correlações experimentais específicas.

Como a maioria das aplicações práticas de fluidos não-newtonianos temos escoamento laminar, esse curso não irá abordar as situações de escoamento turbulento.

2.2.7.2. Modelo de Bingham (Plástico de Bingham)

Fluidos que só escoam acima de uma tensão mínima (tensão de escoamento **τ₀**) e, depois, de forma aproximadamente linear, similar aos fluidos newtonianos são chamados de *Plásticos de Bingham*.

Nesse modelo temos a **viscosidade plástica μ_p**, que é a inclinação da reta após o início do movimento.

$$\tau = \tau_0 + \mu_p \cdot \dot{\gamma} \quad (11)$$

onde: **τ₀** = tensão de escoamento [Pa], **μ_p** = viscosidade plástica [Pa.s] e **γ̇** = taxa de cisalhamento (1/s), ambos no SI.

A viscosidade aparente decresce com a taxa de cisalhamento (alta resistência em baixas velocidades):

$$\mu_{ap} = \mu_p + \frac{\tau_0}{\dot{\gamma}} \quad (12)$$

onde: **μ_{ap}** = viscosidade aparente [Pa.s], no SI.

Com **τ₀=0**, reduz-se ao newtoniano.

Um adimensional útil é o número de Hedstrom:

$$He = \frac{\rho \cdot \tau_0 \cdot D^2}{\mu_p^2} \quad (13)$$

onde: **He** = número de Hedstrom (adimensional), **ρ** = massa específica [kg/m³], **τ₀** = tensão de escoamento [Pa], **D** = diâmetro [m] e **μ_p** = viscosidade plástica [Pa.s], todos no SI.

2.2.7.3. Modelo de Herschel-Bulkley

Esse é o modelo mais geral que combina a tensão de escoamento de Bingham com a lei de potência.

$$\tau = \tau_0 + K \cdot \dot{\gamma}^n \quad (14)$$

onde: **τ₀** = tensão de escoamento [Pa], **K** = índice de consistência (Pa.sⁿ), **n** = índice de comportamento e **γ̇** = taxa de cisalhamento (1/s).

Os demais são casos particulares, conforme ilustrado na tabela seguinte:

Modelo	Equação constitutiva	Caso particular
Newtoniano	$\tau = \mu \cdot \dot{\gamma}$	(base)
Lei da Potência	$\tau = K \cdot \dot{\gamma}^n$	$n = 1 \rightarrow$ newtoniano
Bingham	$\tau = \tau_0 + \mu_p \cdot \dot{\gamma}$	$\tau_0 = 0 \rightarrow$ newtoniano
Herschel-Bulkley	$\tau = \tau_0 + \mu_p \cdot \dot{\gamma}^n$	$\tau_0 = 0 \rightarrow$ potência; $n=1 \rightarrow$ Bingham

Observação: Na prática industrial, a maioria dos sistemas com fluidos não-newtonianos opera em regime laminar ou próximo da transição, pelas altas viscosidades aparentes.

2.2.8. Pressão de Vapor

Pressão de vapor é a pressão na qual o líquido, a uma dada temperatura, começa a vaporizar.

Os valores que são apresentados para uma determinada condição é na escala absoluta. Por exemplo, a água a 20 [°C] tem pressão de vapor de cerca de 2,3 [kPa] (~23 [mbar] ou 17,25 [mmHg] na escala absoluta equivalentes a -990,3 [mbar] ou -742,8 [mmHg] na escala relativa, ou seja, muito próximo da pressão de zero ou vácuo absoluto.

Já a 100 [°C], a vaporização acontece à atmosférica, ou seja, 0 [bar] na escala relativa.

Na prática significa que quanto maior for a pressão de vapor, maior será a temperatura de vaporização.

Esse ponto é importante também em sistemas de geração de vapor, quanto maior a pressão da água, maior será a temperatura do vapor e, conseqüentemente, maior será a energia termodinâmica que o vapor carrega.

Atenção: A pressão de vapor é o conceito central da cavitação. Se, na sucção, a pressão do líquido atingir uma pressão igual ou menor que é a pressão de vapor, formam-se bolhas que colapsam no rotor e voluta, quando a pressão volta a subir. Tema do Módulo 4 (Cavitação e NPSH).

2.3. Estática dos Fluidos

2.3.1. Pressão e Unidades

Pressão é a força normal por unidade de área, conforme:

$$p = \frac{F}{A} \quad (15)$$

onde: **p** = pressão [Pa], **F** = força normal (N) e **A** = área (m²).