



PROCESSOS DE DESTILAÇÃO

Sumário

1	CONCEITOS FUNDAMENTAIS SOBRE OPERAÇÕES UNITÁRIAS ...	...7	4	PROCESSOS DE EXTRAÇÃO LÍQUIDO-LÍQUIDO.....	23
1.1	Introdução ...	..7	4.1	Introdução ...	23
1.2	Conceitos Fundamentais...	.7	4.2	Conceito	23
1.2.1	Conversão de unidades ...	.7	4.3	Mecanismo da Extração ...	23
1.3	Balanço Material...	.8	4.4	Equipamentos do Processo de Extração	24
1.4	Balanço Energético ...	...8	4.4.1	De um único estágio.....	24
1.5	Sugestão para aplicação nos cálculos de Balanços Mássicos e Energéticos ...	...8	4.4.2	De múltiplos estágios	24
2	PROCESSO DE DESTILAÇÃO...	...9	4.5	Equilíbrio entre as Fases Líquidas...	25
2.1	Introdução ...	..9	4.6	Fatores que influenciam a Extração	26
2.2	Conceitos Fundamentais...	.9	4.6.2	Qualidade do solvente ...	26
2.2.1	Volatilidade ...	.9	4.6.3	Influência da temperatura ...	26
2.2.2	Equilíbrio Líquido - Vapor ...	.9	5	FLUIDIZAÇÃO DE SÓLIDOS E SEPARAÇÃO SÓLIDO	27
2.3	Destilação Descontínua ou Destilação Simples ...	.9	5.1	Fluidização de sólidos	27
2.3.1	Balanço Material e Térmico...	10	5.1.1	Conceito ...	27
2.4	Destilação por Expansão Brusca ou Destilação em um único Estágio ...	10	5.1.2	Objetivo da Fluidização	27
2.4.1	Balanço Material ...	10	5.1.3	Tipos de Fluidização	27
2.4.2	Balanço Térmico ...	10	5.1.4	Dimensões do Leito Fluidizado ...	27
2.5	Destilação Fracionada...	10	5.2	Separação sólido-gás	28
2.5.1	Colunas de destilação ou de retificação ...	.11	5.2.2	Arranjos entre os Ciclones ...	28
2.5.2	Seções de uma Coluna de destilação ...	13	5.2.1	Fatores que influenciam o funcionamento de um Ciclone	28
2.5.3	Balanço Material ...	14	5.3	Noções básicas do processo de Craqueamento Catalítico ...	29
2.5.4	Balanço Térmico ...	15	6	BOMBAS ...	31
2.5.5	Influência das principais variáveis na destilação fracionada ...	15	6.1	Curvas características de Bombas Centrífugas	31
2.6	Fatores que influenciam as principais variáveis na destilação fracionada ...	16	6.2	Curva da carga (H) versus vazão volumétrica (Q) ...	31
2.6.1	Propriedades da carga ...	16	6.3	Curva de potência absorvida (PABS.) versus vazão volumétrica (Q) ...	32
2.6.2	Eficiência dos dispositivos de separação das torres (Pratos)...	17	6.4	Curva de rendimento (h) versus vazão volumétrica (Q).....	33
2.7	Problemas que podem ocorrer em bandejas de colunas de destilação ...	17	6.5	Curvas características de Bombas	33
2.7.1	Problema de arraste ...	17	6.6	Altura Manométrica do Sistema ...	33
2.7.2	Problema de Pulsação ...	17	6.7	Construção gráfica da Curva de um Sistema	34
2.7.3	Problema de vazamento de líquido ...	17	6.8	Ponto de Trabalho	34
2.7.4	Problema de inundação ...	18	6.8.1	Alteração da Curva (H x Q) do Sistema ...	35
3	PROCESSOS DE ABSORÇÃO E ESGOTAMENTO ...	19	6.8.2	Fatores que influenciam a Curva (H x Q) da Bomba ...	35
3.1	Introdução ...	19	6.9	Fenômeno da Cavitação...	35
3.2	Conceitos ...	19	6.9.1	Inconvenientes da Cavitação	35
3.2.1	Absorção ...	19	6.9.2	Principal Região da Cavitação ...	35
3.2.2	Esgotamento ...	19	6.9.3	Causas Secundárias da Cavitação ...	36
3.3	Solubridade de Gases em Líquidos ...	19	6.10	NPSH (Net Pressure Suction Head)	36
3.4	Potencial que promove a absorção ...	21	6.10.1	NPSH disponível ...	37
3.5	Refluxo Interno Mínimo ...	21	6.10.2	NPSH requerido ...	37
3.5.1	Absorção ...	21	6.10.3	NPSH disponível versus NPSH requerido	37
3.5.2	Esgotamento ...	21	6.11	Associação de Bombas	37
3.6	Resumo dos Fatores que Influenciam os Processos de Absorção e Esgotamento ...	21	6.11.1	Associação de Bombas em Série	37
3.7	Equipamentos ...	22	6.11.2	Associação de Bombas em Paralelo.....	38

Conceitos Fundamentais sobre Operações Unitárias

1.1 Introdução

A disciplina denominada Operações Unitárias é aquela que classifica e estuda, separadamente, os principais processos físico-químicos utilizados na indústria química. Os processos mais comuns encontrados nas indústrias químicas são a Destilação Atmosférica e a Vácuo, os processos de Absorção e Adsorção, a Extração Líquido-Líquido e Líquido-Gás, o processo de Filtração, assim como alguns mais específicos, como por exemplo, o Craqueamento Catalítico, Hidrocraqueamento, Hidrotratamento de correntes instáveis e outros utilizados principalmente na Indústria Petrolífera.

1.2 Conceitos Fundamentais

Alguns conhecimentos são fundamentais para que se possa estudar de forma adequada a disciplina denominada Operações Unitárias, como conhecimentos sobre conversão de unidades, unidades que podem ser medidas lineares, de área, de volume, de massa, de pressão, de temperatura, de energia, de potência. Outro conceito-base para “Operações Unitárias” é o de Balanço, tanto Material quanto Energético.

1.2.1 Conversão de unidades

É necessário conhecer as correlações existentes entre medidas muito utilizadas na Indústria Química, como é o caso das medidas de temperatura, de pressão, de energia, de massa, de área, de volume, de potência e outras que estão sempre sendo correlacionadas.

Alguns exemplos de correlações entre medidas lineares

1 ft	=12 in
1 in	=2,54 cm
1 m	=3,28 ft
1 m	=100 cm = 1.000 mm
1 milha	=1,61 km
1 milha	=5.280 ft
1 km	=1.000 m

Alguns exemplos de correlações entre áreas

1 ft ² = 144 in ²	1 m ² = 10,76 ft ²
1 alqueire = 24.200 m ²	1 km ² = 10 ⁶ m ²

Alguns exemplos de correlações entre volumes

1 ft ³ = 28,32 L	1 ft ³ = 7,481 gal
1 gal = 3,785 L	1 bbl = 42 gal
1 m ³ = 35,31 ft ³	1 bbl = 0,159 m ³

Alguns exemplos de correlações entre massas

1 kg = 2,2 lb	1 lb = 454 g
1 kg = 1.000 g	1 t = 1.000 kg

Alguns exemplos de correlações entre pressões

1 atm = 1,033 kgf/cm ²
1 atm = 14,7 psi (lbf/in ²)
1 atm = 30 in Hg
1 atm = 10,3 m H ₂ O
1 atm = 760 mm Hg
1 atm = 34 ft H ₂ O
1 Kpa = 10 ⁻² kgf/cm ²

Algumas observações sobre medições de pressão:

- Pressão Absoluta = Pressão Relativa + Pressão Atmosférica
- Pressão Barométrica = Pressão Atmosférica
- Pressão Manométrica = Pressão Relativa

Alguns exemplos de correlações entre temperaturas

t°C = (5/9)(t°F - 32)
t°C = (9/5)(t°C) + 32
tK = t°C + 273
tR = t°F + 460 (temperatures absolutas)

Algumas observações sobre medições de temperatura:

Zero absoluto = -273°C ou - 460°F
(D°C/D°F) = 1,8
(DK/DR) = 1,8

Alguns exemplos de correlações entre potências

1 HP = 1,014 CV	1 HP = 42,44 BTU/min
1 KW = 1,341 HP	1 HP = 550 ft.lbf/s
1 KW = 1 KJ/s	1 KWh = 3.600 J
1 KW = 1.248 KVA	

Alguns exemplos de correlações de energia

1 Kcal = 3,97 BTU	1 BTU = 252 cal
1 BTU = 778 ft.lbf	1 Kcal = 3,088 ft.lbf
1 Kcal = 4,1868 KJ	

1.3 Balanço Material

Como se sabe, “na natureza nada se cria, nada se destrói, tudo se transforma”, ou seja, a matéria não é criada e muito menos destruída, e, portanto, num balanço material envolvendo um certo sistema, a massa que neste entra deverá ser a mesma que dele estará saindo. No processamento uma tonelada, por exemplo, por hora de petróleo em uma refinaria, obtém-se exatamente uma tonelada por hora de produtos derivados deste processo, como gás combustível, GLP, gasolina, querosene, diesel e óleo combustível. A queima de um combustível em um forno ou em uma caldeira é outro exemplo, porém menos evidente em que ocorre o mesmo balanço de massa: pode-se citar que durante a queima de 1 tonelada de um certo combustível em um forno ou uma caldeira, considerando-se que são necessárias 13 toneladas de ar atmosférico, tem-se como resultado 14 toneladas de gases de combustão.

Em um Balanço Material, não se deve confundir massa com volume, pois as massas específicas dos produtos são diferentes. Assim, um balanço material deverá ser realizado sempre em massa, pois a massa de um certo produto que entra em um certo sistema, mesmo que transformada em outros produtos, sempre será a mesma que está saindo deste sistema, enquanto os volumes sofrem variação conforme a densidade de cada produto.

1.4 Balanço Energético

Existem diversos tipos de energia, por exemplo, Calor, Trabalho, Energia de um corpo em movimento, Energia Potencial (um corpo em posição elevada), Energia elétrica e outras.

Assim como a matéria, a energia de um sistema não pode ser destruída, somente poderá ser transformada em outros tipos de energia, como por exemplo, o motor de uma bomba que consome energia elétrica e a transforma em energia de movimento do líquido, calor e energia de pressão.

A água, no alto de um reservatório, ao movimentar um gerador, transforma sua energia potencial em energia elétrica, calor e energia de movimento (energia cinética). Neste caso, o balanço de energia do sistema poderia ser representado pela seguinte expressão:

Energia Potencial da água do reservatório = Energia elétrica fornecida pelo gerador + calor de aquecimento do gerador + Energia de movimento da água após a turbina.

No caso de um forno ou uma caldeira que aquece um certo líquido, o balanço de energia observado será:

Calor liberado pela queima do combustível = Calor contido nos gases de combustão que saem do forno ou da caldeira + Calor contido nos produtos que deixam o forno ou a caldeira.

É importante ressaltar que, muito embora as diversas formas de energia sejam medidas em unidades diferentes, tais como, energia elétrica em KWh, trabalho em HP . h, calor em caloria, em um balanço energético é necessário que todas as formas de energia envolvidas no balanço estejam expressas na mesma unidade de energia.

1.5 Sugestão para aplicação nos cálculos de Balanços Mássicos e Energéticos

Como regra geral, antes de iniciar cálculos que envolvam balanços mássicos e/ou balanços energéticos, deve-se:

- a) transformar todas as vazões volumétricas em vazões mássicas, pois o balanço deve ser realizado sempre em massa, uma vez que a vazão em massa não varia com a temperatura;
- b) faça um esquema simplificado do processo em que serão realizados os balanços;
- c) identifique com símbolos, as vazões e as composições de todas as correntes envolvidas nos processos em que estão sendo realizados os balanços;
- d) anote, no esquema simplificado de processo, todos os dados de processo disponíveis como vazões, composições, temperaturas, pressões, etc;
- e) verificar que composições são conhecidas ou podem ser calculadas;
- f) verificar quais vazões mássicas são conhecidas ou podem ser calculadas;
- g) selecionar a base de cálculo conveniente a ser adotada para o início da resolução do problema.

Processo de Destilação

2

2.1 Introdução

A destilação é uma operação que permite a separação de misturas de líquidos em seus componentes puros ou próximos da pureza, por meio de evaporação e condensação dos componentes em questão. Na destilação, portanto, pode-se afirmar que o agente de separação é o calor, pois o vapor formado tem composição diferente da mistura original.

O processo de destilação é muito utilizado em toda a indústria química, como por exemplo, na obtenção de álcool retificado de uma mistura de fermentação, ou ainda, na indústria petrolífera para a separação das frações contidas no petróleo bruto, como gás combustível, GLP, nafta, querosene, diesel, gasóleo, óleo combustível. É um processo muito utilizado também na indústria petroquímica, para a separação de frações da nafta petroquímica.

2.2 Conceitos Fundamentais

Alguns conceitos são fundamentais para a melhor compreensão do mecanismo de separação que ocorre na destilação, são eles a volatilidade e o equilíbrio líquido - vapor.

2.2.1 Volatilidade

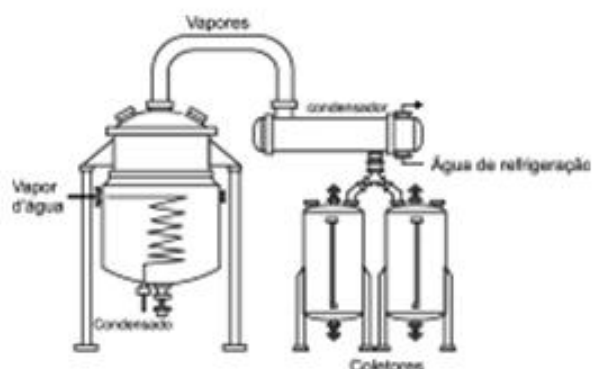
A separação em uma coluna de destilação acontece devido à volatilidade relativa de um componente com relação ao outro. Geralmente, salvo raras exceções, a fração mais volátil em uma mistura é aquela que em estado puro possui maior pressão de vapor, ou seja, tem maior tendência a evaporar. Como exemplo, tem-se que, devido ao critério massa molar, o metano é mais volátil do que o etano, que por sua vez é mais volátil que o propano, que por sua vez é mais volátil que o butano e assim por diante; então a separação destes é possível utilizando-se o agente calor e equipamentos adequados, denominados colunas ou torres de destilação para processos contínuos ou destiladores para processos descontínuos ou em bateladas.

2.2.2 Equilíbrio Líquido - Vapor

Ao colocar em recipiente sob vácuo, determinada quantidade de uma mistura líquida, por exemplo, uma mistura de hidrocarbonetos, mantendo-se constante a temperatura deste recipiente, o líquido tenderá a vaporizar-se até que alcance a pressão de equilíbrio entre a fase vapor e a fase líquida, isto é, as moléculas da fase líquida passarão para a fase vapor, aumentando a pressão do recipiente até que se tenha o equilíbrio entre as fases líquido e vapor. O ponto de equilíbrio é atingido quando o número de moléculas que abandona o líquido para a fase vapor é exatamente igual ao número de moléculas que abandona o vapor para a fase líquida. Tem-se, aí, o equilíbrio termodinâmico entre as fases líquido - vapor.

2.3 Destilação Descontínua ou Destilação Simples

A destilação simples ou descontínua é realizada em bateladas.



Conforme é possível observar na figura acima, a carga de líquido é introduzida em um vaso provido de aquecimento, entrando em ebulição. Os vapores são retirados pelo topo através do condensador, onde são liqüefeitos e coletados em outros recipientes.

A primeira porção do destilado será a mais rica em componentes mais voláteis. A medida que prossegue a vaporização, o produto vaporizado torna-se mais volátil e o líquido residual torna-se menos volátil, pois o percentual de

componentes leves no líquido residual vai sendo esgotado. O destilado, que é o vapor condensado, poderá ser coletado em porções separadas denominadas de cortes. Estes podem produzir uma série de produtos destilados com vários graus de pureza. Então, considerando-se uma mistura de três substâncias:

Substância A - Muito volátil e em pequena quantidade,

Substância B - Volatilidade média e em grande quantidade,

Substância C - Muito pouco volátil e em pequena quantidade.

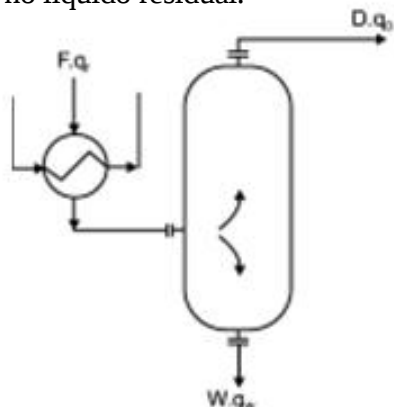
Quando uma destilação em batelada ou destilação simples é efetuada, o primeiro corte, pequeno, conteria predominantemente quase toda a substância A, o segundo corte, grande, conteria quase toda a substância B, porém estaria contaminado com um pouco das substâncias A e C, e o líquido residual seria, praticamente, a substância C pura. Assim sendo, apesar dos três cortes conterem todas as três substâncias, alguma separação teria ocorrido neste processo de destilação.

2.3.1 Balanço Material e Térmico

Neste tipo de processo, é muito difícil efetuar um balanço material e térmico de forma instantânea, uma vez que as temperaturas, assim como as composições do líquido e do vapor variam continuamente. É evidente, porém, que, ao final desta operação, a soma do resíduo e do destilado deve ser igual à carga inicial do vaso.

2.4 Destilação por Expansão Brusca ou Destilação em um Único Estágio

O processo de destilação por expansão brusca é uma operação em um único estágio, no qual uma mistura líquida é parcialmente vaporizada. As fases líquido e vapor resultantes deste processo são separadas e removidas da coluna. O vapor será muito mais rico na substância mais volátil do que na carga original ou no líquido residual.



Este tipo de operação é muito utilizado na primeira fase do fracionamento do petróleo em uma refinaria, pois esta torre reduz o tamanho da torre de fracionamento atmosférico.

2.4.1 Balanço Material

Segundo o princípio geral da conservação da matéria, o balanço material para este processo pode ser escrito da seguinte forma:

$$F = D + W$$

Em que:

F = vazão mássica de carga

D = vazão mássica de vapor

W = vazão mássica de líquido

2.4.2 Balanço Térmico

De acordo com o princípio da conservação de energia, o balanço energético para este processo pode ser escrito da seguinte forma:

Calor que entra no sistema = Calor que sai do sistema

$$Q_F + Q_A = Q_D + Q_W$$

Em que:

Q_F = conteúdo de calor da carga

Q_A = conteúdo de calor cedido ao sistema pelo aquecedor

Q_D = conteúdo de calor da carga

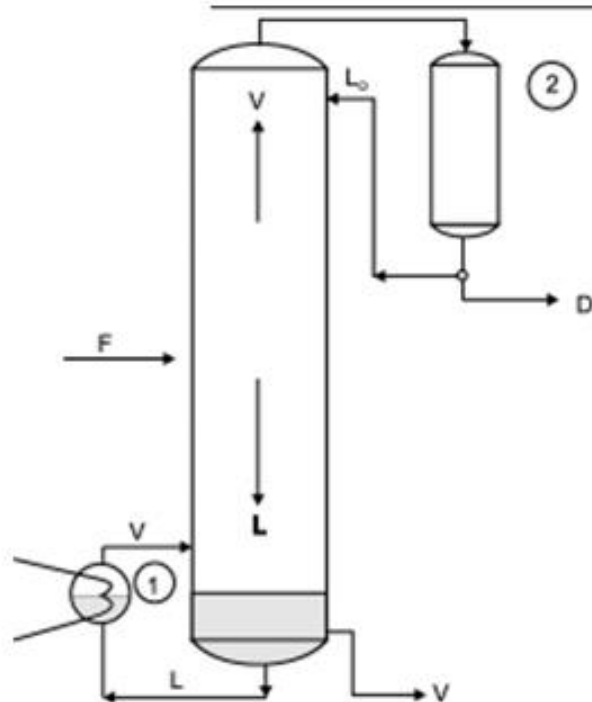
Q_W = conteúdo de calor da carga

2.5 Destilação Fracionada

A destilação fracionada é o tipo de destilação mais utilizada em indústrias de grande porte. Nos dois tipos de destilação abordados anteriormente, destilação em batelada e por expansão brusca, a separação das diversas substâncias que compõem a mistura é realizada de forma imperfeita ou incompleta. Na destilação fracionada, é possível a separação em várias frações, em uma mesma coluna, pois pode-se ter temperaturas, vazões e composições constantes em um dado ponto da coluna.

A destilação fracionada é uma operação de separação de misturas por intermédio de vaporizações e condensações sucessivas, que, aproveitando as diferentes volatilidades das substâncias, torna possível o enriquecimento da parte vaporizada, com as substâncias mais voláteis. Estas vaporizações e condensações sucessivas são efetuadas em equipamentos específicos, denominados de torres ou colunas de destilação.

O processo, em linhas gerais, funciona como esquematizado na figura a seguir:



A mistura a ser destilada é introduzida num ponto médio da coluna, ponto F, denominado ponto de alimentação. No seu interior, a mistura irá descer até atingir a base da coluna onde encontrará aquecimento do reator. O reator, um trocador de calor aquecido por vapor d'água ou outra fonte térmica qualquer, aquecerá a mistura até atingir sua temperatura de ebulição. Neste ponto, a mistura emitirá vapores que irão circular em sentido ascendente na coluna, em contracorrente com a mistura da alimentação da coluna. Os vapores ascendentes atingirão o topo da coluna e irão para um condensador, onde serão liquefeitos e deixarão a coluna como produto de destilação, D. Na base da coluna, a mistura, isenta de componentes mais voláteis, deixa o equipamento como produto residual, W.

O processo, resume-se, então, em alimentar a coluna de destilação com a mistura que se quer separar, F, no ponto médio da coluna; fazer a circulação ascendente do vapor em contracorrente com o líquido descendente da coluna, com remoção do destilado, D, no topo da torre e do líquido residual, W, no fundo da coluna.

A volatilidade relativa do produto a ser destilado permite a separação dos componentes mais voláteis, e o contato íntimo entre as fases líquida e vapor ao longo da coluna promove a perfeita separação dos componentes desejados.

Para melhorar a separação das frações desejadas, utiliza-se o retorno de parte do destilado, D, na forma de refluxo, L_0 , que enriquece o produto de topo da coluna, D, com produtos mais voláteis, melhorando a pureza do produto destilado, D.

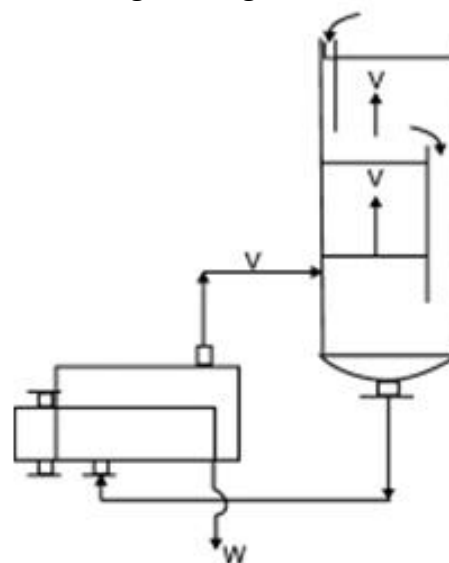
Como pode ser observado, neste processo não existem reações químicas, somente troca térmica, devido ao reator de fundo e ao condensador de topo, e também troca de massa entre o vapor ascendente e o líquido descendente no interior da coluna de destilação.

2.5.1 Colunas de destilação ou de retificação

As colunas de destilação são constituídas por três partes essenciais:

Reator

É, geralmente, encontrado na base da coluna de destilação, conforme pode ser observado na figura a seguir:



Sua finalidade é proceder o aquecimento da base e, em consequência, promover a evaporação dos componentes mais voláteis. Podem ser construídos com dispositivos de aquecimento com vapor d'água, por aquecimento com circulação de frações de óleos quentes ou, até mesmo, através de resistências elétricas. Os vapores formados na base da coluna circularão de forma ascendente. Parte destes serão condensados ao longo do percurso na torre, retornando na forma líquida, permitindo, desta forma, um contato íntimo entre o vapor ascendente e o líquido descendente ao longo da torre. Dependendo do tipo de interno da coluna, o contato entre a fase líquida e vapor poderá atingir níveis que melhorarão as condições da separação desejada.

Na coluna de destilação, os componentes mais pesados da mistura condensam e retornam à base da coluna, de onde são retirados como líquido residual, W. Os componentes mais leves atingem o topo da coluna e são retirados como produto destilado, D, após passarem pelo condensador.

Condensador

Tem como finalidade proceder à condensação dos vapores leves que atingem o topo da coluna. Após a condensação, tem-se o produto destilado desejado, D, com a composição especificada.

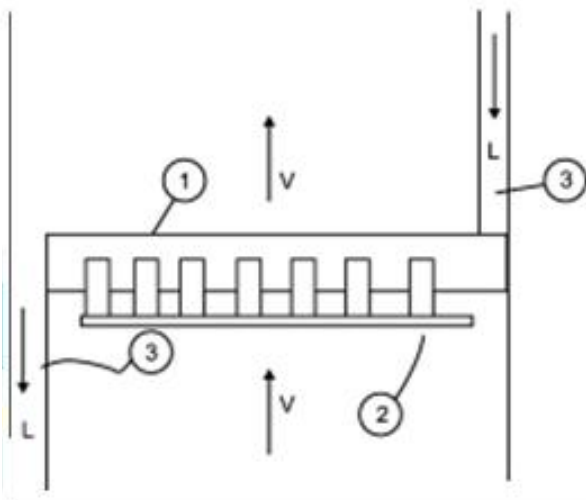
O processo requer, portanto, dois trocadores de calor, ambos de mudança de fase, refulvador procedendo a vaporização e o condensador efetuando a condensação das frações. Em alguns projetos, o refulvador poderá ser substituído por uma injeção de vapor d'água no fundo da coluna de destilação.

Tipos de Torres de Destilação

Na coluna, há o contato entre as fases líquida e vapor. O problema resume-se em contato perfeito entre as fases, e conseqüentemente, a altura da torre deve ser adequada ao tipo de separação que se deseja. A cada mistura corresponderá uma altura definida de coluna, que poderá ser perfeitamente calculada para a separação desejada. Existem três tipos convencionais de colunas de destilação: colunas com pratos e borbulhadores, colunas com pratos perfurados e colunas com recheios. Todas funcionam com o mesmo princípio, ou seja, promover de forma mais perfeita possível o contato entre as fases líquido e vapor.

Colunas com pratos e borbulhadores

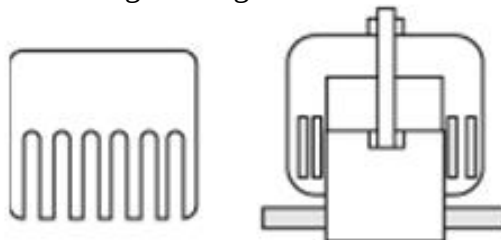
São as mais usuais e também podem ser denominadas de “bandejas”. Colunas deste tipo adotam pratos ou bandejas superpostas e que variam em número e detalhes conforme a mistura que se pretende destilar. Os pratos são constituídos por borbulhadores, tubos de ascensão e de retorno, conforme apresentado na figura a seguir.



Onde:

- 1 - Borbulhador
- 2 - Tubo de ascensão
- 3 - Tubo de retorno
- V - Vapor
- L - Líquido

Os borbulhadores são dispositivos com formato cilíndrico, com aparência de um copo dotado de ranhuras laterais até certa altura, conforme figura a seguir.

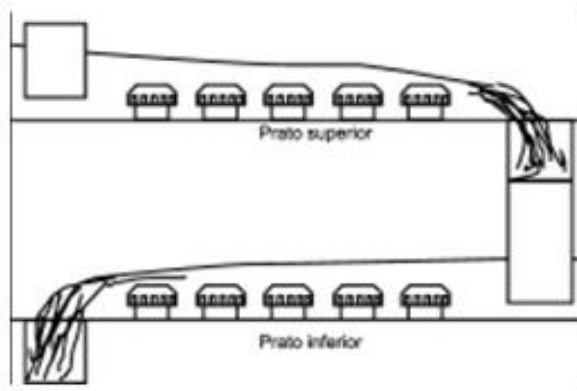


Os borbulhadores são fixados sobre os tubos de ascensão dos vapores e destinados à circulação ascendente do vapor de um prato a outro. Sobre cada tubo de ascensão, encontra-se um borbulhador. O tubo de retorno tem como finalidade fazer o retorno, prato a prato, do excedente da fase líquida condensada sobre o prato. Assim sendo, existe sobre cada prato ou bandeja, um nível de líquido constante, regulado pela altura do tubo de retorno, e que deve corresponder ao nível do topo dos borbulhadores. Os borbulhadores são dispostos de tal forma que fiquem na mesma altura do início do tubo de retorno de líquido, a fim de que se tenha uma ligeira imersão na camada líquida.

Os vapores devem circular em contracorrente com o líquido, ou melhor, de forma ascendente, passando pelos tubos de ascensão, borbulhando através das ranhuras dos borbulhadores e condensando em parte nas bandejas e parte retornando à bandeja imediatamente inferior.

Os tubos de retorno funcionam também como selos hidráulicos, impedindo que o vapor circule através deles.

A figura a seguir ilustra bem o que foi comentado anteriormente:

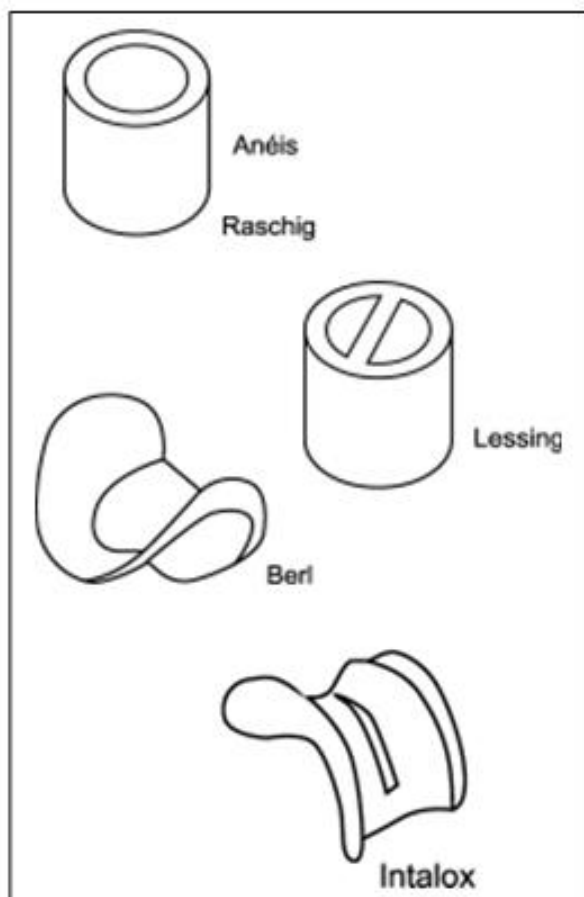


Colunas com pratos perfurados

Neste tipo de coluna, os pratos com borbulhadores são substituídos por pratos dotados de perfurações, cujo diâmetro varia entre 0,8 e 3 mm. O funcionamento é idêntico às colunas que utilizam pratos com borbulhadores. Geralmente, neste tipo de coluna, não existe o tubo de retorno e os pratos ocupam toda a seção da coluna, porém existem projetos em que as colunas com pratos perfurados são dotadas de tubo de retorno.

Colunas com Recheio

Neste tipo de coluna, os pratos ou bandejas são substituídos por corpos sólidos com formatos definidos. Estes corpos, denominados recheios, podem ser anéis do tipo Raschig, Pall, Lessing ou ainda selas do tipo Berl, Intalox e outros. Alguns destes recheios podem ser observados na figura seguinte.



A finalidade do recheio é provocar o contato das fases líquido-vapor. Os corpos do recheio devem ser de alta resistência à corrosão, razão pela qual são, geralmente, de cerâmica ou de aço inoxidável. Dependendo da temperatura do processo pode-se utilizar também recheios plásticos de alta resistência.

As torres que utilizam recheios são muito competitivas com as torres que contêm pratos

com borbulhadores ou pratos perfurados e apresentam ainda algumas vantagens, tais como:

1. geralmente são projetos mais econômicos, por serem mais simplificados;
2. apresentam pequena perda de carga;
3. não estão sujeitas às formações de espuma.

Os recheios são disponibilizados em seções, sobre suportes de sustentação, o que impede uma compactação e/ou uma descompactação localizada, que formaria caminhos preferenciais ao longo da coluna.

O tamanho dos elementos dos recheios, geralmente, variam entre 0,5 e 8 cm.

2.5.2 Seções de uma Coluna de destilação

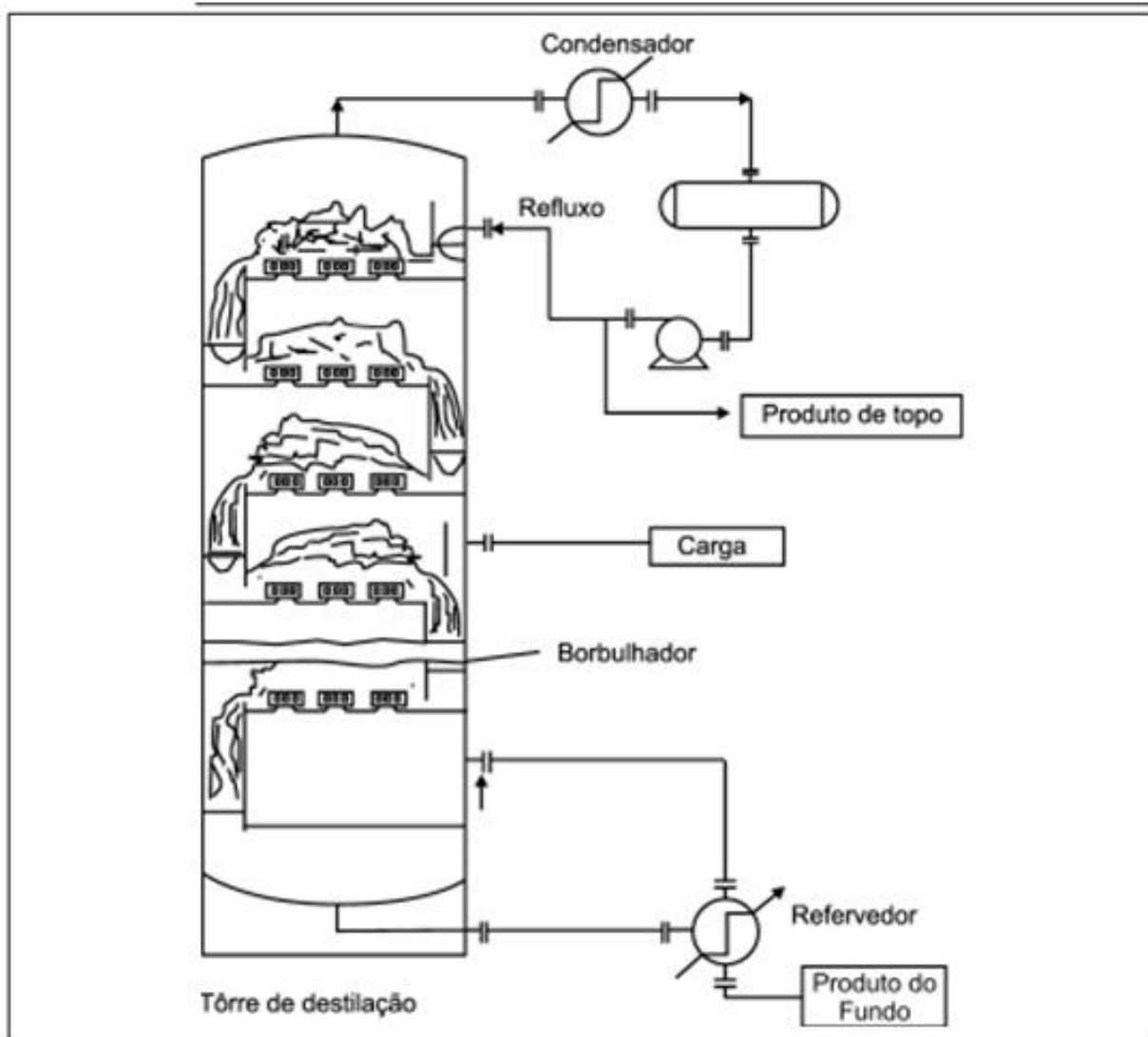
Como visto anteriormente, em uma coluna de destilação, o vapor da mistura que sai de um prato atravessa o líquido do prato superior, deixando seus componentes menos voláteis. O calor liberado pela condensação destes componentes vaporiza, então, os compostos mais voláteis do líquido contido no prato superior. Existe, portanto, uma troca de calor e massa ao longo das bandejas da torre e nota-se que, à medida que se sobe na coluna, os vapores tornam-se mais voláteis (mais leves) e, à medida que se desce na coluna, os líquidos tornam-se menos voláteis (mais pesados).

Seção de enriquecimento ou absorção

É a parte da coluna compreendida entre o prato de entrada da carga e o topo da coluna. Nesta seção, são concentradas as frações ou substâncias mais leves (mais voláteis), ou seja, em todos os pratos acima do prato de alimentação, a percentagem de compostos mais leves é maior do que na carga. As substâncias mais pesadas são removidas dos vapores que ascendem, pelo refluxo interno de líquido que desce pelo interior da torre, líquido que também é denominado como refluxo interno.

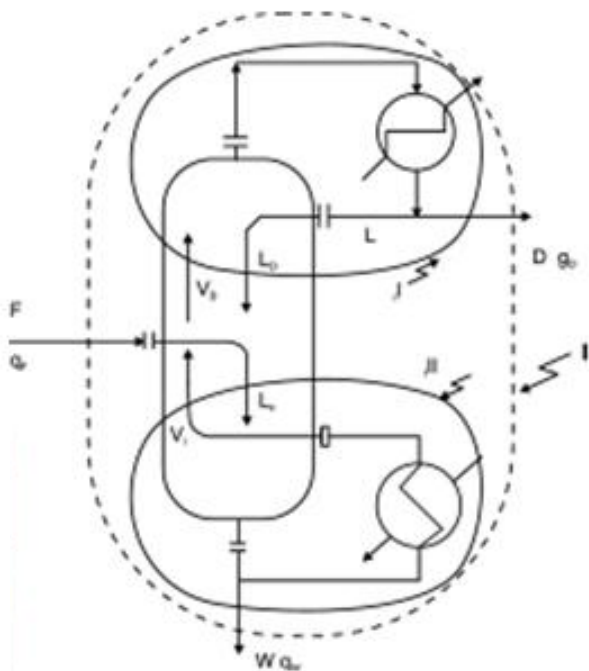
Seção de esgotamento

É a parte da coluna compreendida entre o prato de entrada da carga e o fundo da coluna. Nesta seção são concentradas as frações ou substâncias mais pesadas (menos voláteis), ou seja, em todos os pratos abaixo do prato de alimentação, a percentagem de compostos mais pesados é maior do que na carga. Os componentes ou substâncias mais pesadas, são removidos dos vapores que ascendem, pelo refluxo de líquido que desce pelo interior da torre, também denominado de refluxo interno.



2.5.3 Balanço Material

Neste processo, o balanço material deverá ser realizado nas várias seções da coluna, conforme figura a seguir:



Em que:

- V = vazão mássica do vapor de topo
- D = vazão mássica do produto de topo
- L = vazão mássica do refluxo externo
- F = vazão mássica da carga
- W = vazão mássica do produto de fundo
- V_m = vazão mássica de vapor na seção de absorção
- V_n = vazão mássica de vapor na seção de esgotamento
- L_m = vazão mássica de líquido na seção de absorção (refluxo interno)
- L_n = vazão mássica de líquido na seção de esgotamento (refluxo interno)
- Q_C = calor retirado pelo condensador
- Q_R = calor introduzido pelo reboador
- q_F = calor contido na carga
- q_D = calor contido no produto de topo
- q_W = calor contido no produto de fundo

Os principais balanços materiais para este processo são:

Na envoltória I:

$$F = D + W$$

Na envoltória II:

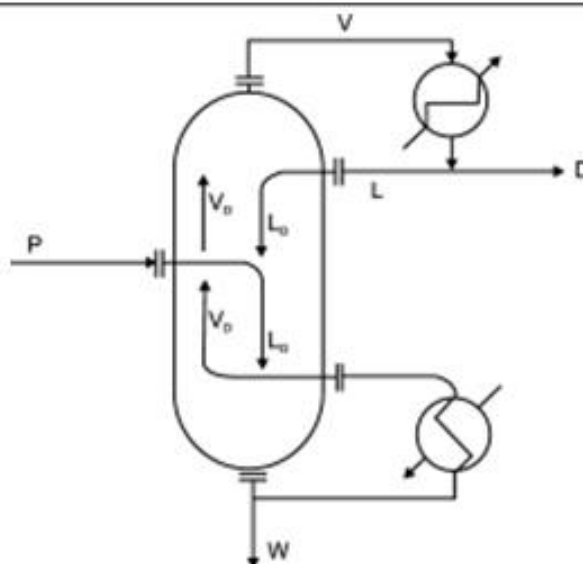
$$V_m = L_m + D$$

Na envoltória III:

$$L_n = V_n + W$$

No condensador:

$$V = L + D$$



2.5.4 Balanço Térmico

Os principais balanços materiais para este processo são:

Balanço Térmico Global

$$F \cdot q_F + Q_r = D \cdot q_D + W \cdot q_W + Q_C \quad (1)$$

Como é possível observar na expressão (1), o calor retirado do condensador, Q_C , depende do calor introduzido no sistema pelo refeedor, Q_r , uma vez que os demais termos da expressão são fixados por projeto.

Balanço térmico no condensador

$$V \cdot q_V = L \cdot q_L + D \cdot q_D + Q_C \quad (2)$$

Sabe-se que, $q_L = q_D$ e $V = L + D$, portanto a equação (2) pode ser reescrita como uma nova expressão:

$$(L + D) \cdot q_V = L \cdot q_L + D \cdot q_L + Q_C \quad \textcircled{R}$$

$$(L + D) \cdot q_V = (L + D) \cdot q_L + Q_C$$

$$(L + D) \cdot q_V - (L + D) \cdot q_L = Q_C \quad \textcircled{R}$$

$$(L + D) \cdot (q_V - q_L) = Q_C$$

$$(L + D) = Q_C / (q_V - q_L)$$

$(q_V - q_L)$ = Calor de condensação do vapor de topo da coluna de destilação.

2.5.5 Influência das principais variáveis na destilação fracionada

A figura a seguir será utilizada para que possam ser feitas as observações necessárias sobre a influência das principais variáveis que ocorrem neste tipo de processo.

Razão de Refluxo

Nas torres de destilação fracionada existem dois tipos de refluxo, externo e o interno, que geram, desta forma, as razões de refluxo externa e interna. A razão de refluxo interna acontece tanto na região de absorção, quanto na região de esgotamento. As seguintes expressões podem ser escritas para as razões de refluxo:

Razão de refluxo externo:

$$R_e = (L/D)$$

Razão de refluxo interna:

Na seção de absorção:

$$(R_i)_{abs} = (L_m / V_m)$$

Na seção de esgotamento:

$$(R_i)_{esg} = (V_n / L_n)$$

O grau de fracionamento que acontece em uma coluna de destilação é determinado pelas razões de refluxo interna na torre, que por sua vez são geradas a partir da carga e do refluxo externo à torre de destilação, ou seja, o refluxo interno na seção de absorção, L_m , é gerado pelo refluxo externo, L , enquanto que na seção de esgotamento, L_n , é gerado pelo refluxo interno L_m mais a carga F .

Na seção de enriquecimento ou absorção, quanto mais líquido L_m descer na torre por unidade de massa de vapor que sobe, tanto melhor será a separação, pois, nesta seção, a finalidade é reter os compostos pesados (menos voláteis) contidos nos vapores. Quanto maior a razão (L_m/V_m) , tanto melhor será, então, o fracionamento nesta região da torre de destilação.

Na seção de esgotamento, tem-se o contrário da seção de absorção, quanto mais vapor subir na torre por unidade de massa de líquido que desce, melhor será a separação nesta seção da torre, já que a finalidade, nesta região, é a remoção dos compostos leves (mais voláteis) do líquido que desce pela torre. Portanto, na seção de esgotamento, também denominada de stripping, quanto maior a razão (V_n / L_n), melhor será o fracionamento.

Resumindo, pode-se afirmar que, para uma determinada coluna, o grau de fracionamento é tanto maior quanto maior for a razão de refluxo interna.

Razão de Refluxo Versus número de pratos da Coluna

Existe uma relação entre o número de pratos ou bandejas de uma coluna de destilação e a razão de refluxo interna ou externa deste equipamento.

Quanto menor for o número de pratos ou bandejas de uma coluna, pior será seu fracionamento. Podem ser construídas torres com grande número de pratos para operarem com pequena razão de refluxo interna, assim como torres com pequeno número de pratos e razões de refluxo interno elevadas, para uma carga com as mesmas características.

Tendo em vista a relação anteriormente descrita, a condição de refluxo ou razão de refluxo mínimo corresponderá a uma coluna com um número infinito de pratos para que seja atingido o fracionamento desejado, assim como a condição de refluxo ou razão de refluxo total corresponderá a uma coluna com um número mínimo de pratos para que o fracionamento desejado seja atingido. Nenhuma destas condições é satisfatória, uma vez que uma torre com número de pratos infinito é um projeto totalmente inviável economicamente, bem como a construção de uma coluna que não produza, pois para o refluxo total não se tem retirada de produtos, como pode ser verificado pelo cálculo abaixo:

Na seção de absorção, o seguinte balanço material é observado:

$$\begin{aligned} V_m &= L + D \\ V_m &= V_m^m - D \\ L_m &= V_m^m \end{aligned}$$

Dividindo-se os dois termos da equação por V_m , tem-se que:

$$(L_m / V_m) = 1 - (D / V_m)$$

Quando ocorrer refluxo total, então $D = 0$, logo:

$(L_m / V_m) = 1 \Rightarrow L_m = V_m$, ou seja, a quantidade de líquido que desce na seção de absorção é igual à quantidade de vapor que sobe nesta seção, não havendo, portanto, produção.

Na seção de esgotamento, observa-se o seguinte balanço material:

$$\begin{aligned} V_n &= V + W \\ V_n &= L_n - W \end{aligned}$$

Dividindo-se os dois termos da equação por L_n , obtém-se que:

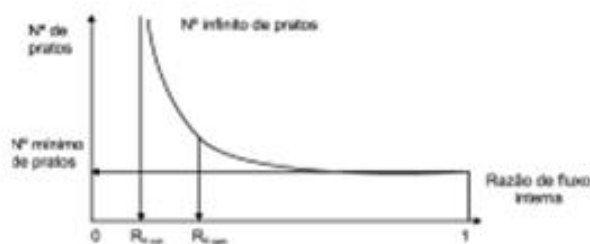
$$(V_n / L_n) = 1 - (W / L_n)$$

No caso da seção de esgotamento, todo o líquido residual será vaporizado no refeedor, então $W = 0$, então:

$(V_n / L_n) = 1 \Rightarrow V_n = L_n$, isto é, a quantidade de vapor que sobe na seção de esgotamento é igual à quantidade de líquido que por ela desce e não há produção.

Quando a coluna é operada, portanto, em refluxo total, o fracionamento é praticamente perfeito, porém o gasto com energia é muito elevado e não há produção na coluna, o que torna o processo economicamente inviável.

A relação entre o número de pratos ou estágios e a razão de refluxo pode ser observada no gráfico a seguir:



A razão de refluxo interna mínima é aquela que corresponde a um refluxo externo, L , mínimo, por conseguinte, os projetos de colunas de destilação são concebidos prevendo-se, geralmente, um refluxo externo com valores que variam entre 1,5 a 2 vezes o valor da razão de refluxo mínima. Este valor é denominado razão de refluxo operacional, RR_{oper} , como pode ser observado no gráfico anterior.

2.6 Fatores que influenciam as principais variáveis na destilação fracionada

2.6.1 Propriedades da carga

Como cada carga a ser processada pode exibir uma característica, pois as proporções

entre os componentes a serem separados podem ser diferentes, haverá, então, uma razão de refluxo para cada carga a ser processada. A diferença de volatilidade entre os componentes da carga, de uma torre de destilação fracionada, exerce grande influência sobre as variáveis citadas. Como exemplo, pode-se citar a comparação entre a separação de uma mistura contendo 50% de etano e 50% de eteno de outra contendo 50% de hexano e 50% de eteno. No primeiro caso, a separação entre o etano e o eteno requer tanto uma quantidade de refluxo, bem como uma quantidade de estágios (pratos) na coluna muito maiores do que na da separação da mistura entre o hexano e o eteno, pois estes dois últimos compostos possuem grande diferença de volatilidade.

2.6.2 Eficiência dos dispositivos de separação das torres (Pratos)

Como mencionado, o componente ou substância que vaporiza a partir do líquido de um determinado prato da coluna é mais volátil que os componentes contidos no líquido deste prato, e ainda que este vapor esteja em equilíbrio com o líquido do prato, o número de moléculas que abandona a fase líquida para a fase vapor é igual ao número de moléculas que voltam da fase vapor para a fase líquida - princípio do equilíbrio. Para que o equilíbrio, seja atingido é necessário um certo tempo de contato entre as fases. No caso do prato ou bandeja de uma torre de destilação, este tempo depende dos detalhes construtivos desta bandeja: quanto mais alto o líquido contido neste prato ou bandeja, maior será o tempo de contato entre as fases, pois o líquido permanecerá mais tempo no prato, e, em consequência o vapor gastará mais tempo para atravessá-lo. O prato que conserva um maior nível de líquido é aquele que mais se aproxima do equilíbrio entre as fases líquido-vapor e, por isso, é denominado de “prato ideal”. O prato ideal é o dispositivo que permite o maior enriquecimento em componentes mais voláteis do vapor que penetra no líquido deste prato.

A eficiência de um prato de uma coluna de destilação fracionada poderá ser quantificada pelo enriquecimento de componentes mais voláteis no líquido deste prato, que no caso do prato ideal é de 100%. O valor percentual da eficiência de um prato real, em uma coluna de destilação fracionada, está entre 50 e 80%, é tanto maior, quanto melhor for o projeto da torre, para as condições de operação

especificadas. Se, por exemplo, uma torre, projetada para uma determinada condição e especificação de carga, mudanças em suas características especificadas, a mesma não corresponderá satisfatoriamente às condições inicialmente previstas, diminuindo desta forma, sua eficiência e, conseqüentemente, podendo comprometer os resultados inicialmente previstos para aquele projeto. Portanto, o fracionamento em uma coluna de destilação depende da eficiência dos seus pratos.

2.7 Problemas que podem ocorrer em bandejas de colunas de destilação

2.7.1 Problema de arraste

O arraste é o transporte, efetuado pelo vapor, de gotículas de líquido do prato inferior para os pratos superiores. A quantidade de líquido arrastado depende da velocidade do vapor ao longo da torre. No arraste, o líquido do prato inferior contamina o líquido do prato superior com compostos pesados (menos voláteis), piorando o fracionamento ao longo da coluna. O arraste pode ser provocado pelo aumento da vazão volumétrica do vapor, que, por sua vez, pode ser decorrente da redução da pressão em alguma região da coluna.

As torres de destilação a vácuo são construídas com um diâmetro muito maior do que as torres de destilação atmosféricas, pois como suas pressões são muito baixas, provocam vazões volumétricas muito elevadas.

2.7.2 Problema de Pulsação

Este fenômeno ocorre quando a vazão de vapor, que ascende de um prato inferior para um superior da coluna, não tem pressão suficiente para vencer continuamente a perda de carga apresentada pela bandeja em questão. O vapor, então, cessa temporariamente sua passagem por esta bandeja e, quando sua pressão volta a ser restabelecida, vence a perda de carga no prato de forma brusca. Assim diminui a pressão do vapor quase que instantaneamente e cessa a passagem do vapor pelo prato até que seja novamente restabelecida sua pressão. Esta situação permanece até que seja normalizada a condição de pressão ao longo da coluna.

2.7.3 Problema de vazamento de líquido

É o fenômeno da passagem de líquido da bandeja superior para a bandeja inferior, através dos orifícios dos dispositivos existentes nos pratos e que são destinados à passagem

do vapor. Este fenômeno ocorre, quando a vazão de vapor é baixa e a vazão de líquido é excessivamente alta.

2.7.4 Problema de inundação

A inundação, em uma torre de destilação, ocorre quando o nível de líquido do tubo de retorno de um prato atinge o prato superior. Poderá acontecer em regiões localizadas na torre ou, caso o problema não seja solucionado a tempo, em uma das seções e até mesmo, na torre como um todo.

Anotações

Processos de Absorção e Esgotamento 3

3.1 Introdução

Como observado no capítulo sobre o processo de destilação, nas colunas de destilação fracionada, a seção acima do ponto de alimentação da carga da torre é denominada de seção de absorção e a seção abaixo do ponto de alimentação da carga da torre é denominada de seção de esgotamento. No entanto, existem processos que utilizam somente absorção ou esgotamento, e, de acordo com a necessidade do processo, são projetadas torres que operam somente com processos de absorção ou, então, apenas com processos de esgotamento.

As colunas de absorção e de esgotamento, geralmente, não possuem estágios de troca de calor, isto é, não apresentam nem refeedor, nem condensador.

3.2 Conceitos

3.2.1 Absorção



É uma operação em que uma mistura gasosa, V_1 , é colocada em contato com um líquido, L_1 , para nele serem dissolvidos um ou mais compostos que se quer remover da mistura gasosa. Geralmente, existe uma diferença de volatilidade muito grande entre os componentes da fase gasosa e os da fase líquida. Proporciona-se, com isso, somente a absorção dos componentes mais pesados da mistura gasosa, sem a perda de componentes da mistura líquida por evaporação.

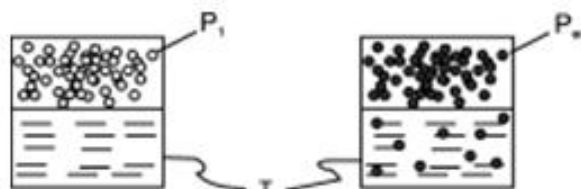
3.2.2 Esgotamento

É a operação inversa à da absorção, ou seja, tem como finalidade remover compostos de um líquido, L_1 , utilizando-se uma corrente de gás ou de vapor, V_1 . Neste caso, são utilizados gases ou vapores totalmente insolúveis no líquido ou então gases ou vapores com volatilidade muito mais alta do que o líquido em questão.

Na realidade, tanto no processo de absorção, quanto no processo de esgotamento, existe o mecanismo de transferência de massa de uma fase para outra. No caso da absorção, há transferência de compostos da fase gasosa para a fase líquida e, no caso do processo de esgotamento, há transferência de compostos da líquida para a fase gasosa.

3.3 Solubridade de Gases em Líquidos

Quando se coloca um gás em contato com um líquido, num recipiente fechado numa certa condição de temperatura e pressão, parte das moléculas da fase gasosa passa, inicialmente, para a fase líquida, até que se atinja o ponto de equilíbrio para estas condições de temperatura e pressão. Neste ponto, a concentração do gás no líquido é denominada de “solubilidade de equilíbrio do gás neste líquido”, nas condições de temperatura e pressão em questão.



% do gás = solubilidade de equilíbrio.

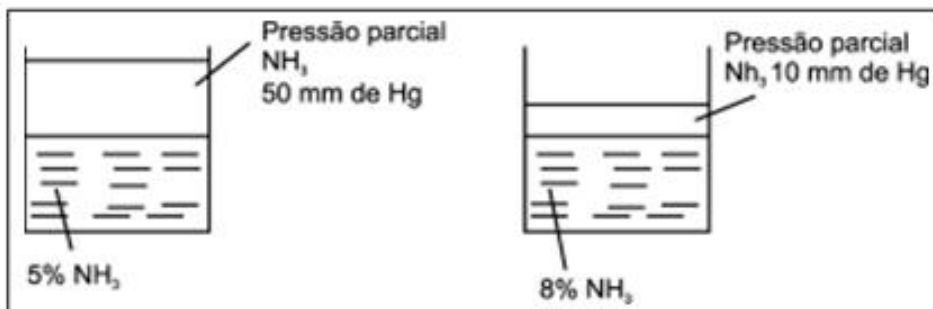
No exemplo acima, a fase gasosa é constituída somente por um tipo determinado de gás. No caso de haver uma mistura de duas ou mais substâncias gasosas, em que somente uma delas é solúvel no líquido, a “solubilidade de equilíbrio” dependerá da pressão parcial deste gás, na mistura gasosa. O valor da pressão parcial de uma substância é o percentual

molecular desta substância em relação à pressão total da mistura, ou seja:

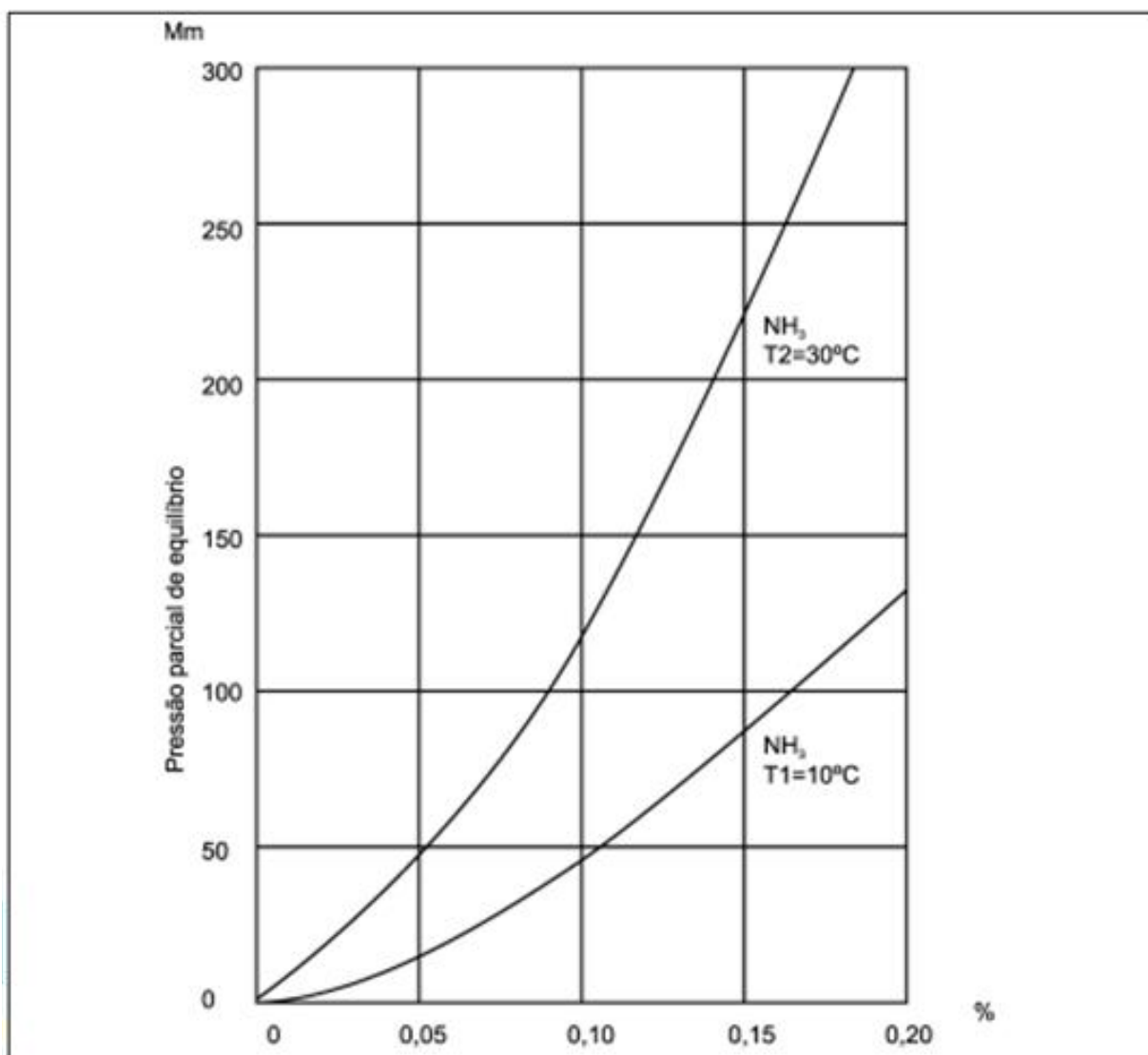
$$(P_{\text{Parcial}})_A = (\% \text{molecular } A / 100) \times P_{\text{Total}}$$

Por exemplo, numa mistura gasosa em que a pressão total do sistema é de 20 kgf/cm², tem-se 30% de moléculas de propano; assim a pressão parcial do propano na mistura deste sistema será: $(30/100) \times 20 = 6 \text{ kgf/cm}^2$.

A solubilidade de equilíbrio de um determinado gás, a uma certa temperatura, em um determinado líquido, aumenta, com o aumento da pressão parcial do gás, ou ainda, com o aumento da concentração do gás no referido líquido, desde que a temperatura se mantenha constante (vide figura a seguir).



É possível relacionar a pressão parcial de um determinado gás com a sua solubilidade de equilíbrio num determinado líquido, e com isto, gerar gráficos com curvas de solubilidade de equilíbrio em função da pressão parcial de equilíbrio, como pode ser observado a seguir.



Concentração ou solubilidade de equilíbrio.

Como pode ser observado no gráfico, com o aumento da temperatura, a solubilidade do gás diminui. Na temperatura de 10°C e com uma pressão parcial de equilíbrio de 50 mm Hg, a concentração ou solubilidade de equilíbrio da amônia em água será de 11%. Com a mesma pressão parcial de 50 mm Hg, na temperatura de 30°C, a concentração ou solubilidade de equilíbrio da amônia na água será de 5%.

3.4 Potencial que promove a absorção

Conforme abordado anteriormente, quando um líquido e um gás estão em equilíbrio (o número de moléculas da fase gasosa que passa para a fase líquida é igual ao número de moléculas que passam da fase líquida para a fase gasosa), nas condições de temperatura e pressão estabelecidas não haverá mais alteração da concentração do gás absorvido no líquido. Porém, caso haja alteração, por exemplo, da pressão parcial do gás a ser absorvido pelo líquido, sem a alteração da variável temperatura, então ocorrerá a passagem de moléculas da fase gasosa para a fase líquida até a nova situação de equilíbrio.

Baseado nestes conceitos, o potencial, que promove a absorção de um gás A em um certo líquido, poderá ser equacionado da seguinte forma:

$$(\text{Potencial de absorção})_A = (\text{Pressão Parcial})_A - (\text{Pressão Parcial de Equilíbrio})_A$$

Para ilustrar o assunto, pode-se tomar, como exemplo, o gráfico anterior, que representa amônia sendo absorvida em água.

1º Exemplo:

Qual será o potencial de absorção da amônia em água, à temperatura de 30°C, considerando-se que na água existe uma concentração de amônia de 5%, com pressão parcial de 50 mm Hg?

Resposta: Como observado no gráfico em questão, para o valor de concentração ou solubilidade de equilíbrio igual a 0,05 e $t = 30^\circ\text{C}$, o resultado da pressão parcial de equilíbrio corresponde a 50 mm Hg. A força motriz ou potencial de absorção para este caso será:

(Força Motriz) = 50 - 50 = 0, ou seja, nesta condição, o gás já está em equilíbrio com o líquido e não há, portanto, mais absorção.

2º Exemplo:

Haveria absorção da amônia na água no exemplo 1, caso dobrasse a pressão parcial da

amônia, mantendo-se a temperatura em 30°C? Em caso positivo, qual seria a concentração ou solubilidade de equilíbrio para esta nova condição?

Resposta: Nova pressão parcial = $2 \times 50 = 100$ mm Hg

(Força Motriz) = $100 - 50 = 50$ mm Hg, portanto como o potencial é > 0 , haverá absorção.

De acordo com o gráfico, para a nova condição de equilíbrio, em que a pressão parcial é de 100 mm de Hg, na temperatura de 30°C, a nova condição de concentração de amônia corresponderia a 8%.

Nota: A pressão parcial de equilíbrio é sempre obtida graficamente, através das curvas de solubilidade.

3.5 Refluxo Interno Mínimo

No caso dos processos de absorção e esgotamento, existe uma razão de refluxo mínimo, para que a operação desejada seja efetuada.

3.5.1 Absorção

Para o processo de absorção, existe uma relação L/V mínima, a fim de que a operação de absorção desejada possa ser efetuada. Quanto maior a relação L/V, melhor será a absorção, pois o líquido, L, ficará menos concentrado no composto a ser absorvido. Com o aumento da relação L/V, tem-se, assim, um aumento no potencial de absorção.

3.5.2 Esgotamento

No caso do processo de esgotamento, existe uma relação V/L mínima, para que a operação de esgotamento desejada possa ser efetuada. Quanto maior a relação V/L, melhor será o esgotamento, pois o vapor, V, ficará menos concentrado no composto a ser esgotado. Com o aumento da relação V/L, haverá, então, um aumento no potencial de esgotamento.

3.6 Resumo dos Fatores que Influenciam os Processos de Absorção e Esgotamento

Favorece a absorção	Favorece o esgotamento
Aumento da pressão do gás (aumento da pressão parcial do composto a ser absorvido)	Redução da pressão do gás (redução da pressão parcial do composto a ser esgotado)
Redução da temperatura	Aumento da temperatura
Baixa concentração do composto a ser absorvido no líquido utilizado para a absorção	Baixa concentração do composto a ser esgotado no vapor utilizado para o esgotamento
Alta relação L/V	Alta relação V/L

3.7 Equipamentos

Para a operação de absorção e esgotamento, são utilizados os mesmos equipamentos que para a operação de destilação, principalmente torres com recheios, embora torres com pratos com borbulhadores ou com pratos valvulados também sejam empregadas.

As torres com recheios são mais utilizadas em processos de absorção, pois nesta operação as vazões de líquido e vapor, geralmente, não sofrem muita alteração ao longo do processo. Na operação correta, a torre está cheia de gás e o líquido desce através da coluna. O recheio, desta forma, está sempre coberto por uma camada de líquido permanentemente em contato com o gás. A vazão de líquido não pode ser muito pequena, caso contrário o recheio não ficaria molhado de maneira uniforme. A vazão de vapor não pode ser excessivamente alta, pois dificultaria a descida do líquido na torre.

A transferência de massa entre as fases é promovida pelo recheio no interior da coluna. Este mantém o contato íntimo e contínuo entre as fases em toda a extensão de cada leito recheado.

Anotações

Processos de Extração Líquido-Líquido

4.1 Introdução

A operação denominada Extração Líquido-Líquido é empregada nos processos de separação de um ou mais compostos de uma mistura líquida, quando estes não podem ser separados por destilação de forma economicamente viável.

Geralmente, tais separações ocorrem nos seguintes casos:

- a) os componentes a serem separados são pouco voláteis - seria necessário, então, utilizar processos com temperaturas muito altas, combinadas com pressões muito baixas, com a finalidade de conseguir a separação desejada;
- b) os componentes a serem separados têm aproximadamente as mesmas volatilidades - neste caso, seria necessária a utilização de colunas de destilação com um número muito grande de estágios de separação (pratos), conseqüentemente torres muito elevadas, a fim de conseguir a separação desejada;
- c) os componentes são susceptíveis à decomposição - os compostos ou componentes a serem separados sofrem decomposição quando atingem a temperatura necessária para a separação;
- d) o componente menos volátil que se quer separar está presente em quantidade muito pequena - não seria economicamente viável, em tal situação, vaporizar toda a mistura líquida para obter o produto desejado.

4.2 Conceito

O processo de Extração Líquido-Líquido é a operação no qual um composto dissolvido em uma fase líquida é transferido para outra fase líquida.

A fase líquida, que contém o composto a ser separado, é denominada de solução e o composto a ser separado é denominado de soluto.

A fase líquida, utilizada para fazer a separação do soluto, é denominada de solvente. O solvente deverá ser o mais insolúvel possível na solução.

De acordo com a natureza do composto que se quer extrair da solução, isto é, o soluto, basicamente, há dois tipos de extração:

- a) extração de substâncias indesejáveis - o soluto é uma impureza que deverá ser retirada da solução. O produto desejado neste processo de separação é a solução livre do soluto. Como exemplo, pode ser citada a extração de compostos de enxofre existentes nos derivados de petróleo, como a gasolina, o querosene e outras correntes. Um outro exemplo é a retirada de compostos aromáticos de correntes de óleos lubrificantes para purificação dos mesmos;
- b) extração de substâncias nobres - o soluto é, neste caso, o composto desejado após a operação de separação, o restante da solução é o produto indesejável do processo. Como exemplo, tem-se citar a separação do butadieno de uma mistura entre o buteno e o butadieno, na indústria petroquímica, utilizando-se como solvente neste processo de extração uma solução aquosa de acetato cupro-amoniaco.

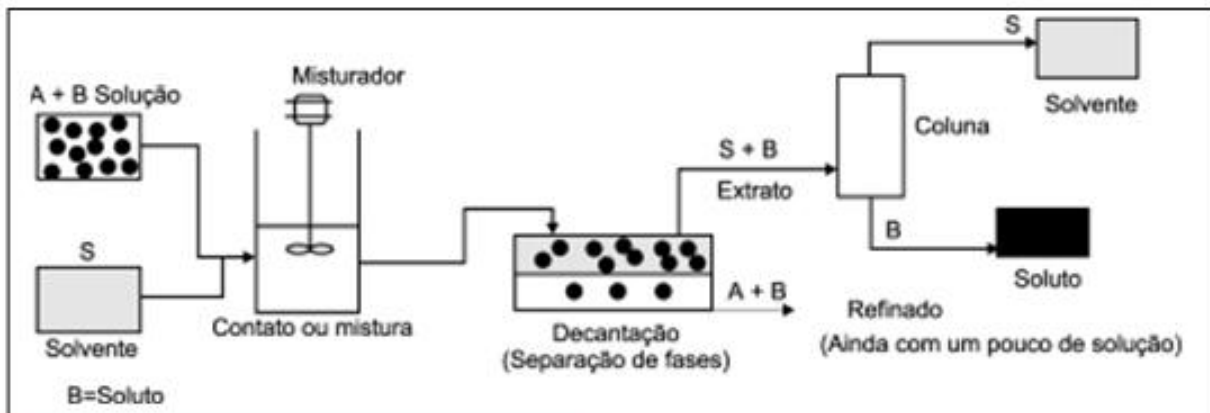
4.3 Mecanismo da Extração

O mecanismo do processo de extração ocorre, basicamente, de acordo com as seguintes etapas:

- a) mistura ou contato íntimo entre o solvente e a solução a ser tratada. Ao longo desta etapa, ocorrerá a transferência do soluto da solução para a fase solvente;
- b) a separação entre a fase líquida da solução, denominada de refinado, e a fase líquida solvente, denominada de extrato;
- c) recuperação do solvente e do soluto.

Para a recuperação do soluto do solvente, é necessário que estes tenham características que permitam a separação dos mesmos através de um simples processo de destilação ou qualquer outro tipo de separação simples e possível.

O ciclo da extração pode ser representado pela figura seguinte, de forma que a massa específica do solvente é menor do que a massa específica da solução, para que seja possível a extração.



4.4 Equipamentos do Processo de Extração

4.4.1 De um único estágio

Neste tipo de equipamento, os líquidos são misturados, ocorre a extração e os líquidos insolúveis são decantados. Esta operação poderá ser contínua ou descontínua. Este equipamento é correspondente ao esquema da figura anterior.

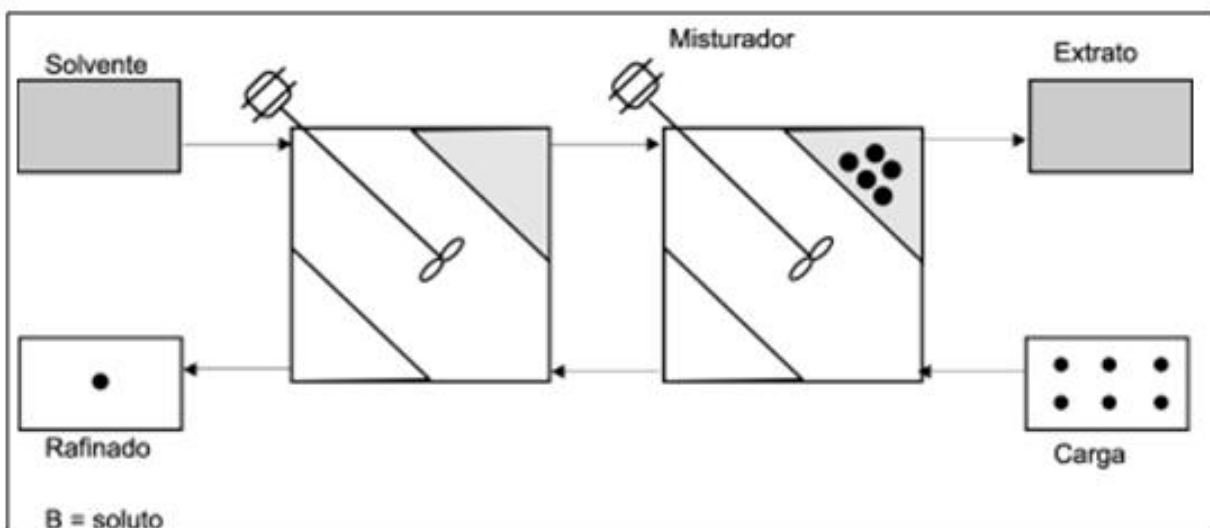
4.4.2 De múltiplos estágios

Baseado, ainda, no exemplo da figura anterior, caso o refinado (A + B) seja mais uma

vez processado e a este seja adicionada nova porção de solvente, será possível extrair mais soluto da solução e o refinado tornar-se-á ainda mais puro. Quanto maior o número de estágios, maior será a extração.

Se, ao invés de ser utilizado solvente novo e puro para cada caso, um sistema em contracorrente, for empregado, o solvente puro entrará em contato com a carga em contracorrente e tem-se então um sistema de múltiplos estágios, que formam uma sucessão de estágios simples.

Como exemplo, pode-se observar a figura a seguir, que mostra um sistema para dois estágios.

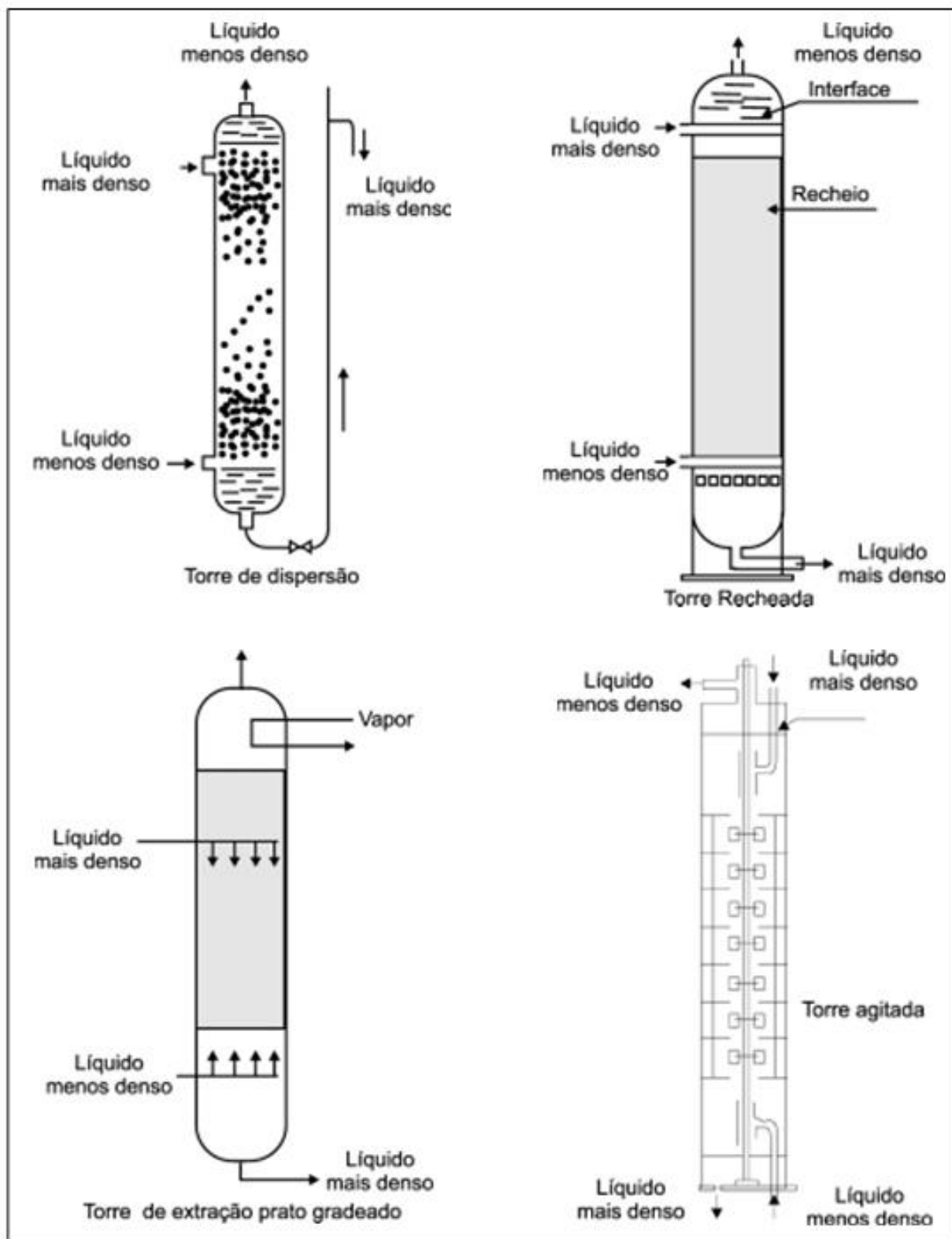


Os equipamentos que fazem a extração líquido-líquido em múltiplos estágios utilizam o princípio desta figura uma única coluna, geralmente, semelhantes a uma torre de destilação, podendo ou não conter recheios ou ainda bandejas. Os principais tipos de equipamentos são:

- torre de dispersão;
- torre com recheios;
- torre agitada.

Nota: Não são utilizados pratos com borbulhadores em equipamentos de extração.

Os equipamentos mencionados anteriormente podem ser observados nas figuras a seguir:



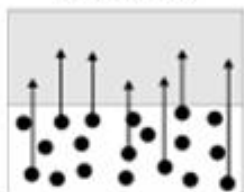
4.5 Equilíbrio entre as Fases Líquidas

Existe uma analogia, que se pode fazer, entre os processos de esgotamento e ou absorção em relação ao processo de extração.

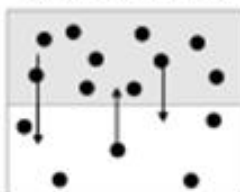
A fase líquida do solvente, o extrato, pode ser considerada como a fase vapor, enquanto que a fase líquida da solução, o refinado, pode ser considerada a fase líquida.

Na absorção e no esgotamento, quando as duas fases entram em equilíbrio, não há mais alteração da composição nem da fase líquida, nem da fase vapor. Da mesma forma na extração, quando é atingido o equilíbrio entre as fases, então não haverá mais alteração das composições do extrato e do refinado, o que está ilustrado na figura a seguir.

Condição inicial



Condição de equilíbrio



Anotações

4.6 Fatores que influenciam a Extração

4.6.1 Relação Solvente-Carga

De forma semelhante ao processo de absorção, na extração, também existe uma relação mínima solvente/carga, abaixo da qual não é possível efetuar a extração desejada. Quanto maior a relação solvente/carga, melhor será a extração, pois uma concentração maior de solvente na solução aumentará o potencial de transferência de massa do soluto para a fase líquida do solvente, com a conseqüente formação do extrato.

4.6.2 Qualidade do solvente

Nos casos em que o solvente é recuperado, após a extração, quanto mais isento de soluto ele retornar para a torre de extração, melhor será a extração, pois sua composição estará mais afastada da composição de equilíbrio com a carga e maior será a transferência de soluto da fase da solução (carga) para a fase solvente.

4.6.3 Influência da temperatura

Embora seja adequado que o solvente apresente insolubilidade na carga, isto na prática não ocorre, pois sempre existe, ainda que pequena, uma solubilidade mútua entre as fases que aumenta com a elevação da temperatura. A composição das duas fases em equilíbrio muda, então, com a alteração da temperatura. Isto pode influenciar de forma negativa na extração desejada. Portanto, nunca se deve operar com temperaturas acima das recomendadas para um certo processo de extração, pois poderá ocorrer a dissolução de parte ou até mesmo de todo o solvente na carga ou vice-versa, impedindo a separação das duas fases líquidas. Caso haja uma certa dissolução de solvente na carga ou vice-versa, o equipamento não terá uma operação satisfatória com conseqüente queda de eficiência no processo de extração.

Fluidização de Sólidos e Separação Sólido

5.1 Fluidização de sólidos

5.1.1 Conceito

Para compreender melhor o conceito de fluidização de sólidos, suponha que um fluido líquido ou gasoso esteja escoando vagarosamente através de um leito de partículas sólidas finamente divididas. Os sólidos agem como um obstáculo à passagem deste fluido, ocasionando uma queda de pressão (DP), devido ao atrito, que aumenta com o aumento da velocidade. Ao aumentar ainda mais a velocidade do fluido, os canais de passagem formados pelo mesmo aumentam e as partículas sólidas ficam mais separadas. Nesse ponto, iniciasse a fluidização do leito de sólidos, pois estes perdem suas características e passam a se comportar como fluidos, de modo a seguir as leis de escoamento de fluidos, em que a pressão é proporcional à altura do leito.

Caso continue o aumento da velocidade de escoamento do fluido, haverá um ponto em que as partículas sólidas serão arrastadas, desfazendo-se, desta maneira, o leito sólido.

5.1.2 Objetivo da Fluidização

A principal aplicação da operação com leito fluidizado é em processos cujas reações químicas envolvam catalisadores, como no caso do processo de craqueamento catalítico. Neste, o catalisador sólido finamente dividido está em forma de leito fluidizado. O estado fluidizado do catalisador, além de garantir seu melhor contato com a carga devido ao aumento da área específica do catalisador com ele, permite que o catalisador seja escoado de um vaso para outro por diferença de pressão, como se fosse um líquido. Evita-se, desta forma, a utilização de equipamentos de transporte de sólidos, como caçambas, esteiras rolantes, correios ou outros métodos de transporte de leitos sólidos.

5.1.3 Tipos de Fluidização

Existem dois tipos de fluidização, a particulada e a agregativa.

A fluidização particulada ocorre, principalmente, quando o fluido é um líquido, enquanto a fluidização agregativa ocorre quando o fluido é um gás.

Na fluidização particulada, o início do processo é caracterizado por um rearranjo das partículas de forma a oferecer maior área livre para o escoamento, porém sem que as partículas percam o contato entre elas.

Na fluidização agregativa, o início é caracterizado por um fenômeno semelhante à ebulição, ou seja, bolhas de gás atravessam o leito sólido e rompem-se na superfície, empurrando as partículas de sólido para cima.

A fluidização do tipo agregativa é aquela que ocorre no processo de craqueamento catalítico.

5.1.4 Dimensões do Leito Fluidizado

A altura necessária do equipamento que contém o leito aumenta com a velocidade de escoamento do fluido, pois o volume de vazios fica maior com o aumento da velocidade. As partículas menores têm velocidade de queda menor do que as maiores, ou seja, se uma partícula de 1 mm não é arrastada pelo fluido, uma outra de 0,1 mm poderá ser arrastada e abandonar o leito. Com o constante choque entre as partículas sólidas, aos poucos, elas vão sendo reduzidas a tamanhos cada vez menores. Para que estas partículas não sejam arrastadas, seria necessária a utilização de velocidades muito baixas para o escoamento dos fluidos, o que equivale a construir equipamentos com diâmetros muito elevados. Mesmo com a construção de equipamentos com diâmetros muito elevados, ainda haveria o problema de que as partículas maiores não seriam movimentadas de forma adequada no leito. Por outro lado, quando ocorre a redução de tamanho das partículas, sempre existe o arraste de

partículas finas para fora do leito. Nos casos em que o fluido é um gás, como no processo de craqueamento catalítico, estas partículas finas são retiradas através de equipamentos especiais, denominados ciclones, que promovem o retorno destas para o equipamento que contém o leito de sólidos.

5.2 Separação sólido-gás

A separação de partículas sólidas de um gás pode ser efetuada através de diversas maneiras, por exemplo, filtração, precipitação eletrostática, aspersão com líquidos, ciclones e outros processos. O mais utilizado em refinarias, geralmente, é o ciclone, especialmente empregado em processos de craqueamento catalítico, onde são retidas as partículas finas do processo de craqueamento.

No processo de craqueamento catalítico, o gás que entra nos ciclones pela abertura lateral encontra-se carregado de partículas de catalisador, saindo pela parte superior, o gás purificado e, por baixo, as partículas de catalisador, que voltam ao leito.

Dentro do ciclone, as partículas de sólidos chocam-se contra as paredes, perdem velocidade e, em consequência se precipitam.

O ciclone é um separador por decantação, em que a força da gravidade é substituída pela força centrífuga. A força centrífuga que age sobre as partículas pode variar de 5 a 2.500 vezes a mais do que a força da gravidade sobre a mesma partícula, dependendo das condições do gás e do projeto do ciclone. O ciclone é um equipamento muito eficiente e por isso muito utilizado nos processos de separação sólido-gás.

5.2.1 Fatores que influenciam o funcionamento de um Ciclone

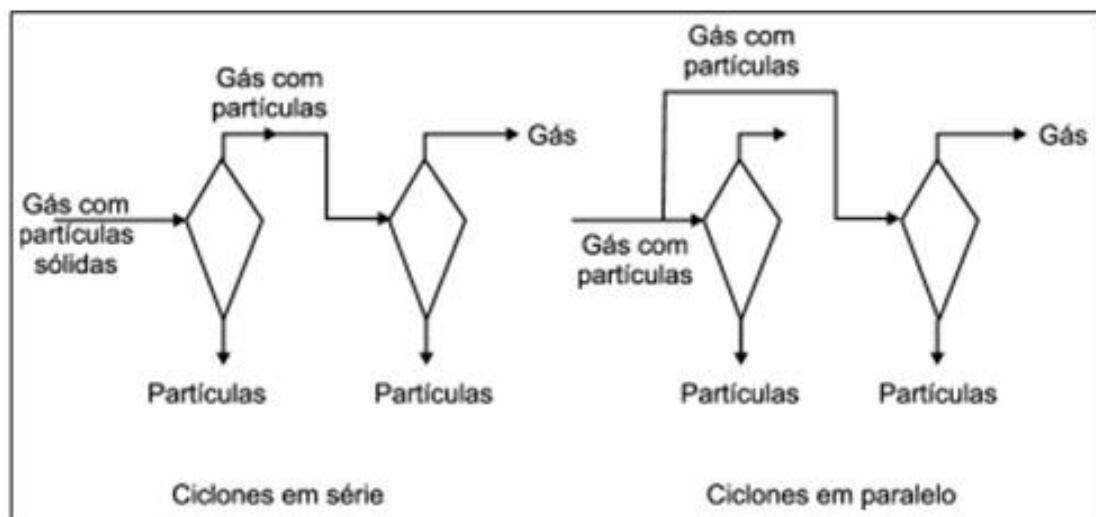
- Diâmetro das partículas:** o ciclone não é muito eficiente para partículas menores do que 0,005 mm.
- Velocidade do gás na entrada do ciclone:** é muito importante notar que quanto maior a velocidade do gás que entra no ciclone, mais partículas finas serão retirada do gás. A velocidade do gás que vai para o ciclone não pode ser aumentada de forma indiscriminada, pois a perda de pressão (perda de carga) que ocorre no interior do ciclone poderá ser muito grande.
- Viscosidade:** O aumento da viscosidade do gás dificulta a remoção das partículas.

5.2.2 Arranjos entre os Ciclones

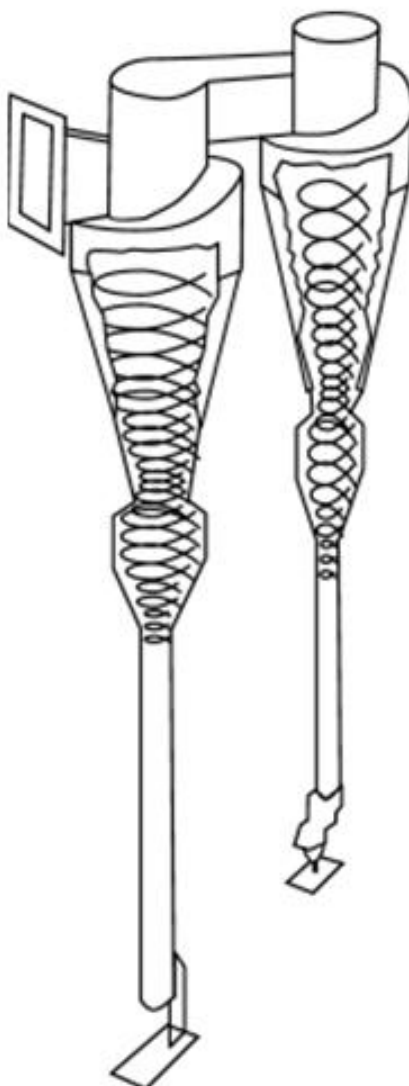
Para se obter maior eficiência de remoção de partículas nos ciclones, é possível fazer combinações de ligações entre os mesmos. Estas ligações poderão ser em série ou em paralelo, dependendo de cada caso desejado.

Para altas vazões de gás, utilizam-se as ligações em paralelo, com a finalidade de reduzir a perda de pressão (perda de carga) originada pelo processo de separação nos ciclones.

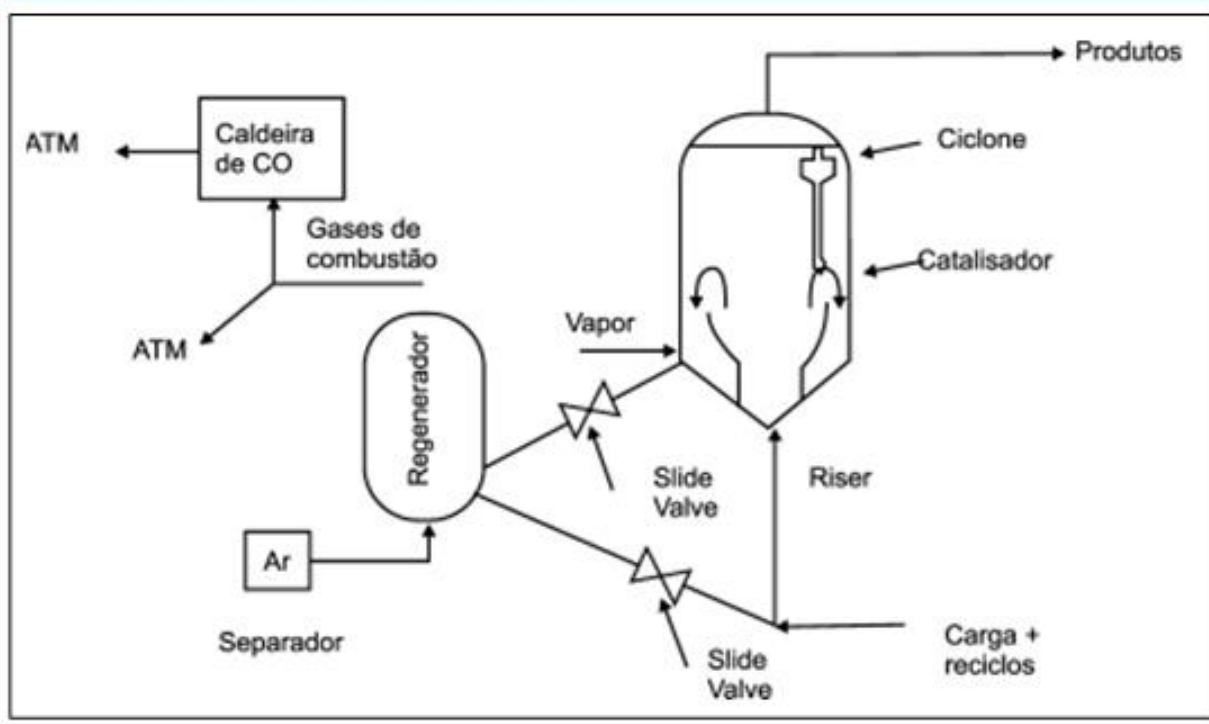
Na figura a seguir observam-se os arranjos mencionados.



Um ciclone em operação é apresentado a seguir:



5.3 Noções básicas do processo de Craqueamento Catalítico



No processo de craqueamento catalítico, a carga (gasóleo) entra em contato com o catalisador no riser, onde são iniciadas as reações, que ocorrem em fase gasosa. O riser é um tubo de grande dimensão, que fica a montante do reator. O reator, por sua vez, funciona como um vaso separador entre os produtos formados e o catalisador.

O catalisador em forma de pó, ou seja, partículas muito finas, quando retirado do reator, está impregnado com coque; por isso necessita de retificação para retornar ao reator. No regenerador, o coque do catalisador é queimado na presença de ar, que vem do blower (soprador). Os gases gerados na combustão do catalisador (CO_2 , CO , H_2O , H_2 , N_2 , O_2 em excesso, e outros gases), antes de serem enviados para a atmosfera, passam em uma caldeira recuperadora de calor (caldeira de CO), para que o calor latente dos gases, bem como a queima do CO na caldeira possam ser aproveitadas na geração de vapor.

Os ciclones, que estão localizados no topo do reator, evitam que o catalisador contamine os produtos que saem do reator.

Os produtos gerados no reator seguem para uma torre de fracionamento, onde são separados em frações, como GLP, nafta craqueada, diesel de FCC (LCO) e óleo combustível de FCC. Na torre de fracionamento, ainda é produzida uma fração denominada borra, que, por conter algum catalisador arrastado do processo de craqueamento, retorna para o início do processo, junto com a carga.

Anotações

Bombas

6

6.1 Curvas características de Bomba Centrífugas

As curvas características de bombas traduzem o funcionamento do equipamento em questão. São produzidas a partir de dados empíricos (experimentais) do próprio fabricante do equipamento, fazendo a bomba vencer diversas alturas de coluna de líquido, variando a vazão do líquido e ao mesmo tempo verificando a potência absorvida pelo eixo da bomba e a sua eficiência.

As curvas características, fornecidas pelos fabricantes de bombas são:

- a) curva de carga (H) versus vazão volumétrica (Q);
- b) curva de potência absorvida (Pabs) versus vazão volumétrica (Q);
- c) curva de rendimento (h) versus vazão volumétrica (Q).

Podem ser obtidas teoricamente ou, então, em testes de performance do equipamento em questão.

6.2 Curva da carga (H) versus vazão volumétrica (Q)

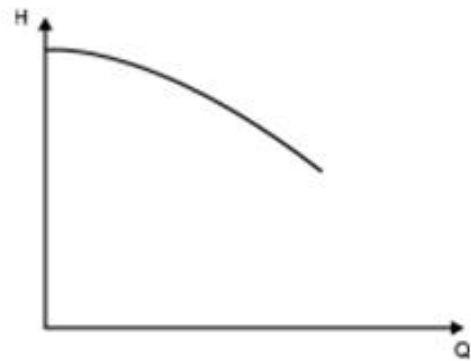
A carga de uma bomba pode ser definida como a energia por unidade de peso. As curvas de carga versus vazão, fornecidas pelos fabricantes, apresentam, portanto, normalmente uma das seguintes unidades:

$$\text{kgf} \times \text{m} / \text{kgf} = \text{m} \quad \text{ou} \quad \text{lbf} \times \text{ft} / \text{lbf} = \text{ft}$$

A curva “carga” versus “vazão” recebe diferentes denominações, de acordo com a forma que apresenta:

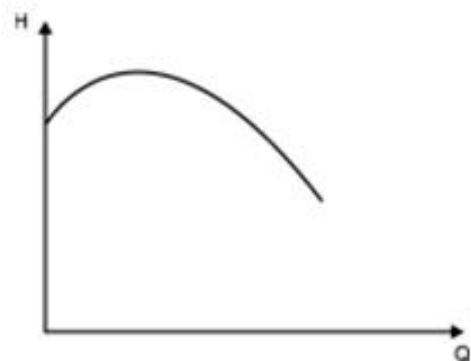
- a) Curva tipo “rising”

Nesta curva, a altura manométrica (H) aumenta continuamente com a diminuição da vazão, como pode ser observado na figura a seguir:



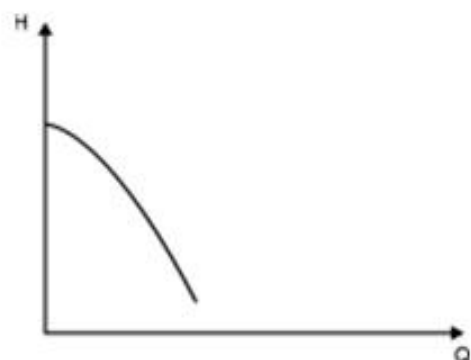
- b) Curva tipo “Drooping”

Nesta curva, a altura manométrica, na ausência de vazão (vazão zero ou vazão de shut-off), é menor do que a desenvolvida pelo equipamento para outras vazões, conforme apresentado na figura a seguir:

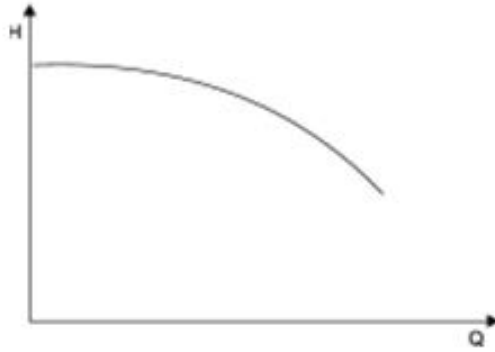


- c) Curva tipo “steep”

Nesta curva, a altura manométrica (H) aumenta rapidamente com a diminuição da vazão, conforme se observa na figura a seguir:



d) Curva tipo “Flat”:



As curvas características de bombas podem ser conceituadas como curvas do tipo estável e instável.

1. Curva tipo “estável”

Curvas do tipo estável são aquelas em que um determinado valor de altura manométrica (H) corresponderá somente a uma vazão (Q), como é o caso das curvas dos itens a, c, d (rising, steep, flat).

2. Curva tipo “instável”

São aquelas em que um determinado valor de altura manométrica (H) poderá corresponder a uma ou duas vazões (Q), como é o caso da curva do item b (drooping).

6.3 Curva de potência absorvida (P_{abs} versus vazão volumétrica (Q)

Geralmente, quando se escolhe uma bomba, a maior preocupação é com a potência absorvida pela bomba, pois esta é a requerida pelo acionador da bomba. A seleção do equipamento será feita, portanto, com base neste dado de potência.

É importante que se faça a distinção entre “potência útil cedida ao fluido” e “potência absorvida pela bomba”.

A potência útil cedida ao fluido não leva em consideração as perdas que ocorrem no equipamento, enquanto que a potência absorvida no eixo da bomba é a energia efetivamente entregue à bomba, para que esta realize trabalho desejado. A potência absorvida pela bomba considera, então, a eficiência do equipamento.

a) Potência útil cedida ao fluido: a potência cedida ao fluido, que não considera a eficiência da bomba, é a potência recebida por ele para a realização do trabalho de deslocamento do mesmo e pode ser expressa pelas equações seguintes:

$$P_c = r \cdot Q \cdot H / 550$$

em que:

P_c = potência cedida em HP

r = massa específica em lb/ft³

Q = vazão volumétrica em ft³/s

H = altura manométrica em ft

$$P_c = g \cdot Q \cdot H / 550$$

em que:

P_c = potência cedida em HP

g = peso específico em lbf/ft³

Q = vazão volumétrica em ft³/s

H = altura manométrica em ft

$$P_c = g \cdot Q \cdot H / 75$$

em que:

P_c = potência cedida em CV

g = peso específico em kgf/m³

Q = vazão volumétrica em m³/s

H = altura manométrica em m

b) Potência absorvida pela bomba: é a potência que a bomba recebe do acionador (motor, turbina ou outro equipamento). Analogamente à potência cedida, a potência absorvida pode ser expressa pelas equações seguintes:

$$P_{abs} = r \cdot Q \cdot H / 550 \cdot h$$

em que:

P_{abs} = potência absorvida em HP

r = massa específica em lb/ft³

Q = vazão volumétrica em ft³/s

H = altura manométrica em ft

h = rendimento da bomba

$$P_{abs} = g \cdot Q \cdot H / 550 \cdot h$$

em que:

P_{abs} = potência cedida em HP

g = peso específico em lbf/ft³

Q = vazão volumétrica em ft³/s

H = altura manométrica em ft

h = rendimento da bomba

$$P_{abs} = g \cdot Q \cdot H / 75 \cdot h$$

em que:

P_{abs} = potência cedida em CV

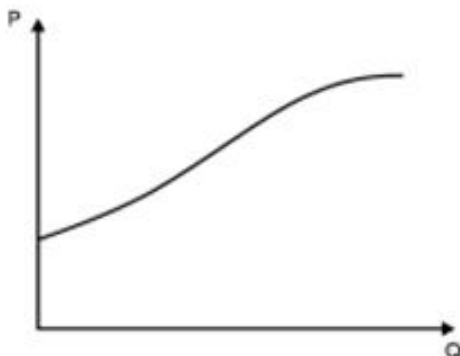
g = peso específico em kgf/m³

Q = vazão volumétrica em m³/s

H = altura manométrica em m

h = rendimento da bomba

A curva de potência absorvida versus vazão volumétrica é normalmente fornecida pelo fabricante do equipamento e tem a forma que pode ser observada no gráfico a seguir:

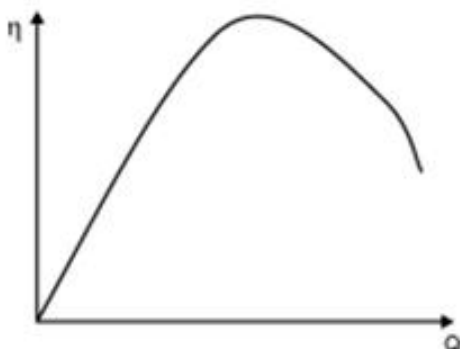


6.4 Curva de rendimento (h) versus vazão volumétrica (Q)

O rendimento total pode ser definido pela seguinte expressão:

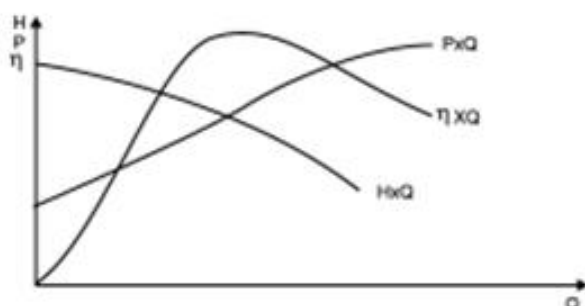
$$h = \text{Potência útil cedida ao fluido} / \text{Potência absorvida} = P_c / P_{abs}$$

A curva de rendimento em função da vazão também é fornecida pelo fabricante do equipamento e tem a forma apresentada no gráfico que segue:

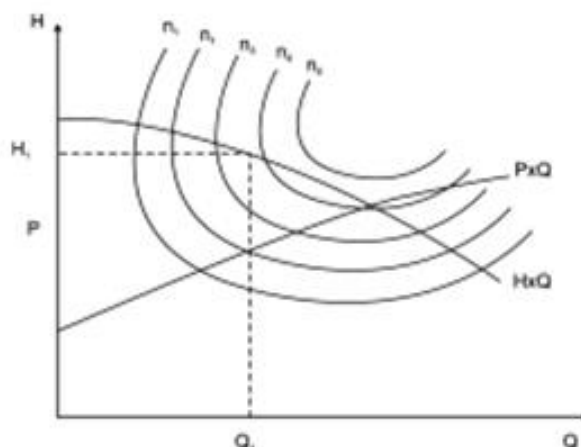


6.5 Curvas características de Bombas

Todas as curvas apresentadas anteriormente são fornecidas normalmente pelo fabricante de forma conjunta, ou seja, no mesmo gráfico, conforme demonstrado na figura a seguir:



Uma outra forma de apresentar a curva de rendimento, utilizada pelo fornecedor, pode ser observada no gráfico da figura seguinte:



Através do gráfico, para um par de valores $H \times Q$, determina-se o valor do rendimento (h) da bomba sob tais condições. No exemplo do gráfico, para o par H_1, Q_1 , o valor do rendimento da bomba, nestas condições, seria aquele entre h_3 e h_4 .

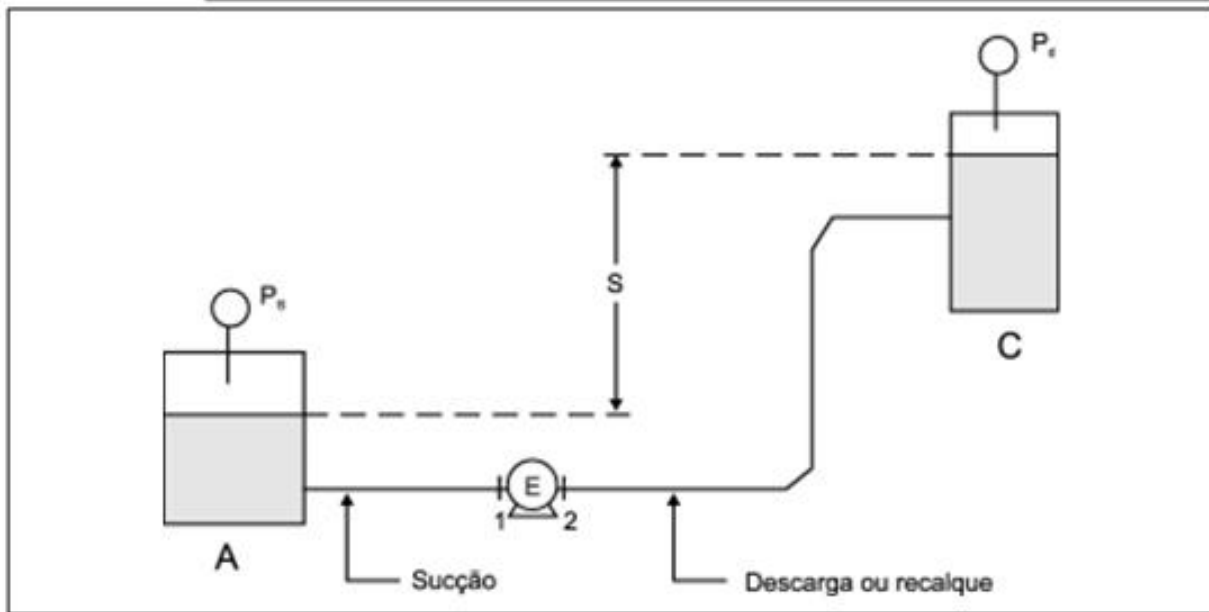
6.6 Altura Manométrica do Sistema

A carga da bomba, H , quando expressa em medida linear, por exemplo, metros (m) ou pés (ft), representa qual a altura manométrica que a bomba é capaz de elevar o fluido para cada vazão desejada.

A altura manométrica do sistema é a altura correspondente à diferença de pressão entre a sucção e a descarga da bomba, acrescida da diferença de pressão devido às perdas por atrito na tubulação e nos acessórios da mesma (perda de carga no sistema).

Considerando a figura seguinte, para se transferir um líquido, do reservatório A para o reservatório C, através de uma bomba B, está deverá fornecer ao sistema uma carga suficiente para:

1. compensar a altura geométrica entre os reservatórios (S);
2. compensar a diferença de pressão entre o ponto de sucção e o ponto de descarga ($P_d - P_s$);
3. compensar a perda de carga na tubulação e acessórios da mesma, no trecho compreendido entre os reservatórios.



Pode-se concluir que enquanto a carga, H , é uma característica da bomba, a altura manométrica é uma característica do sistema. A carga, H , expressa em medida linear, representa a altura manométrica que a bomba é capaz de vencer em determinada vazão.

6.7 Construção gráfica da Curva de um Sistema

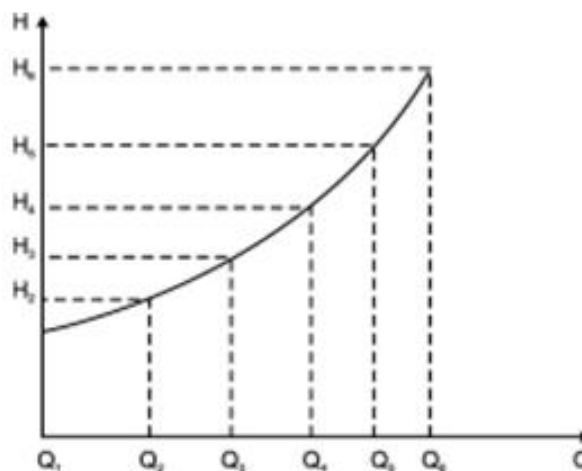
O gráfico, que apresenta a variação da altura manométrica em função da vazão, é denominado de curva do sistema, ou seja, mostra a variação da energia necessária por unidade de massa ou peso que o sistema solicita em função da vazão.

A determinação da curva de um sistema poderá ser feita seguindo os passos abaixo indicados:

1. fixam-se várias vazões, em torno de seis, escolhendo-se entre estes pontos os correspondentes à vazão de shut-off (vazão zero) e a vazão com a qual se deseja que o sistema seja operado (vazão de operação);
2. calculam-se as alturas manométricas correspondentes às vazões fixadas no item anterior, ou seja:

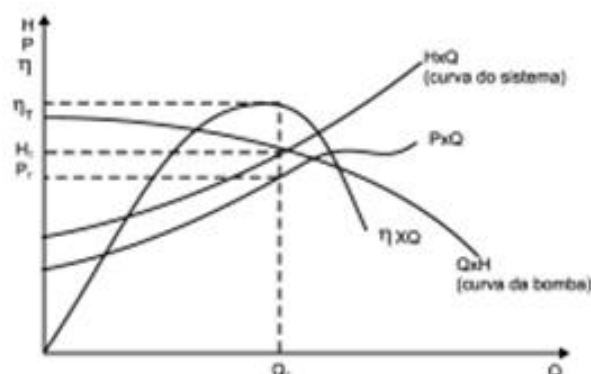
Q_1	⊗	H_1
Q_2	⊗	H_2
Q_3	⊗	H_3
Q_4	⊗	H_4
Q_5	⊗	H_5
Q_6	⊗	H_6
3. com os valores dos pares H , Q , locar os pontos em um gráfico e construir a curva do sistema.

A curva de um sistema apresenta a forma semelhante ao gráfico da figura a seguir:



6.8 Ponto de Trabalho

O ponto de trabalho, também conhecido como ponto de operação, pode ser encontrado quando se plota curva do sistema no mesmo gráfico em que se encontram as curvas características da bomba. A intersecção entre a curva do sistema e a curva H versus Q da bomba mostra o ponto de operação ou ponto normal de trabalho, conforme pode ser observado na figura a seguir:



Do gráfico anterior, pode-se observar que os pontos normais de trabalho para a bomba em questão são os seguintes:

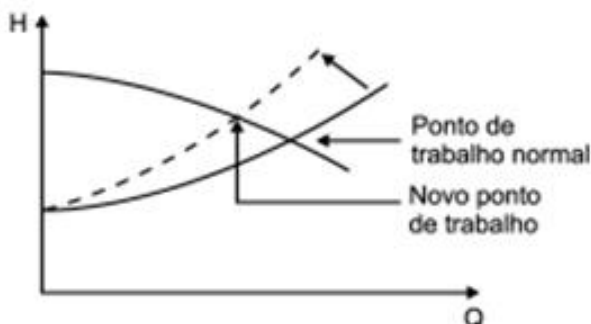
- vazão normal de operação: Q_T ;
- carga ou head normal de operação: H_T ;
- potência absorvida no ponto normal de operação: P_T ;
- rendimento da bomba no ponto normal de operação: η_T .

Existem diversos recursos que possibilitam a modificação, da curva (H X Q) da bomba e da curva (H X Q) do sistema, desta forma existe a possibilidade da mudança do ponto de trabalho normal, para o atendimento de uma outra necessidade operacional.

6.8.1 Alteração da Curva (H x Q) do Sistema

Alterar a curva (H X Q) do sistema consiste, basicamente, em modificar o próprio sistema para o qual foi levantada a curva. Estas alterações podem ser realizadas de diversas formas, como por exemplo, a variação das pressões dos reservatórios, a modificação do diâmetro das linhas, a modificação das cotas do líquido a ser transferido, modificação dos acessórios da linha, etc, ou seja, qualquer alteração que implique em alteração da energia necessária para a movimentação do líquido entre os pontos considerados.

Um simples fechamento de uma válvula de descarga altera a curva do sistema considerado, pois estará ocorrendo um aumento da perda de carga do líquido neste sistema, exigindo mais energia para a realização da transferência do líquido. Neste caso, a curva do sistema terá um súbito aumento e haverá, para uma bomba com curva estável, um decréscimo de vazão, conforme demonstrando no gráfico a seguir:



6.8.2 Fatores que influenciam a Curva (H x Q) da Bomba

As curvas características das bombas poderão ser alteradas modificando-se alguns fatores ou efeitos no próprio equipamento em questão:

- modificação da rotação da bomba;
- modificação do diâmetro externo do impelidor;
- modificação das características do fluido;
- efeito do desgaste do equipamento (tempo de operação da bomba).

6.9 Fenômeno da Cavitação

Caso a pressão absoluta, em qualquer ponto de um sistema de bombeamento de líquido, for reduzida abaixo da pressão de vapor do líquido, na temperatura de operação, parte deste líquido se vaporizará e nestas condições, as bolhas de vapor formadas, ao atingir regiões de maiores pressões sofrem um colapso e retornam para a fase líquida. O colapso das bolhas tem como consequência a formação de ondas de choque que causam o fenômeno da cavitação.

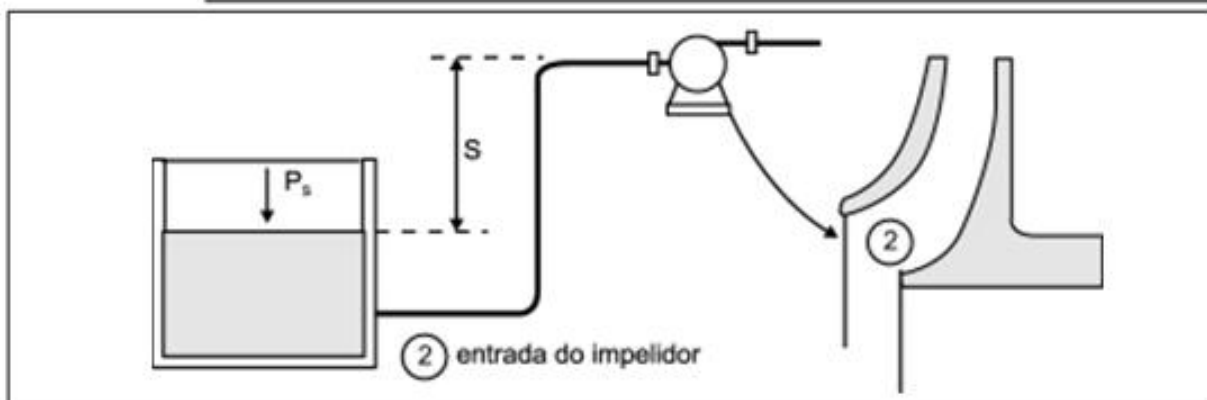
6.9.1 Inconvenientes da Cavitação

Os principais inconvenientes da cavitação são:

- barulho e vibração - são provocados pelas ondas de choque geradas pelo colapso das bolhas;
- alteração das curvas características - são provocadas pela diferença de volume específico entre o líquido e o vapor, bem como pela turbulência gerada pelas ondas de choque;
- remoção de partículas metálicas (pitting) - são provocadas pelas ondas de choque e potencializados pelo aumento da temperatura local do material, com a conseqüente alteração das características estruturais.

6.9.2 Principal Região da Cavitação

Uma vez que a cavitação é um fenômeno que ocorre quando a pressão em um ponto do sistema diminui para valores iguais ou menores do que a pressão de vapor do líquido bombeado, é necessária a determinação da região do sistema de bombeamento onde é mais provável que ocorra o fenômeno da cavitação. Uma ligeira análise aponta a entrada do impelidor como a região mais favorável para o início da cavitação. Nesta região, a energia do fluido é mínima, pois a energia cinética do fluido foi reduzida devido à perda de carga ocorrida no trecho de escoamento e o líquido, na entrada do impelidor, ainda não recebeu nenhuma quantidade adicional de energia.



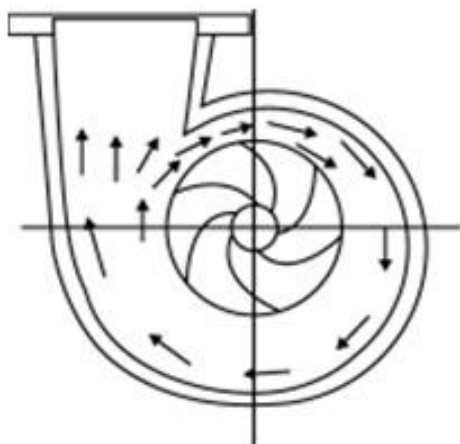
6.9.3 Causas Secundárias da Cavitação

As causas secundárias, que podem favorecer o fenômeno da cavitação, são deficiências de projeto, operação ou manutenção que provoquem uma queda local de pressão.

Vazamentos excessivos de líquido através de anéis de desgaste de bombas, devido à deficiência de projeto ou ainda por falta de acompanhamento por parte da manutenção, podem gerar, portanto, um distúrbio na entrada da sucção da bomba, provocando perda de pressão local e conseqüentemente o início do processo de cavitação.

Outros problemas que podem provocar cavitação são distúrbios na sucção da bomba, como por exemplo, material sólido depositado na linha de sucção bloqueando parcialmente o escoamento do líquido, causando queda de pressão local e o início da cavitação.

Distúrbios causados pelo desvio do fluido na orientação principal, na saída da voluta, também podem causar queda de pressão local, com decorrente início do fenômeno da cavitação, conforme pode ser observado na figura a seguir.

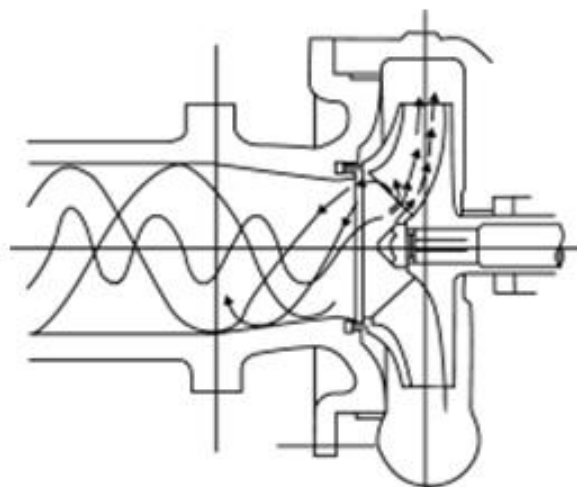


Bombas operando fora da sua vazão de projeto podem ocasionar turbulência, com conseqüente queda da pressão local, ocasionando, desta forma, o fenômeno da cavitação.

Este problema ocorre devido à incompatibilidade entre o ângulo de saída do fluido e a posição fixa das pás difusoras, conforme apresentado na figura seguinte.



Projetos inadequados de bombas podem ocasionar a indução de fluxo em sentido inverso ao fluxo normal na sucção. Uma queda de pressão pode ser gerada e em decorrência o fenômeno da cavitação, conforme demonstrado na figura a seguir.



6.10 NPSH (Net Pressure Suction Head)

Existem duas definições para o NPSH, são elas o NPSH disponível e o NPSH requerido.

6.10.1 NPSH disponível

O NPSH disponível é a quantidade de energia que o líquido possui no flange da sucção da bomba, acima da pressão de vapor do próprio líquido.

Cálculo do NPSH disponível

O cálculo realizado para encontrarmos o NPSH disponível na sucção da bomba é o seguinte:

$$(NPSH)_D = (P / \rho) - (P_v / \rho) + h - h_{FS}$$

em que:

$(NPSH)_D$... altura manométrica disponível na sucção da bomba.

P pressão absoluta no reservatório ($P_{manométrica} + P_{atm}$).

h diferença de cotas entre a sucção da bomba e o nível do reservatório.

ρ peso específico do fluido na temperatura de escoamento.

h_{FS} perda de carga no trecho entre o reservatório e a entrada do olho do impelidor.

... pressão de vapor na temperatura de escoamento.

P_v temperatura de escoamento.

Fatores que influenciam o $(NPSH)_D$

Os fatores que interferem diretamente o NPSH disponível são a altura estática de sucção, a altitude local que influencia na pressão atmosférica, a temperatura de operação, o peso específico do líquido e os tipos de acessórios existentes no trecho de linha entre o reservatório e a sucção da bomba.

6.10.2 NPSH requerido

O NPSH requerido é a altura manométrica necessária para vencer as perdas por fricção no bocal e na entrada do impelidor, de modo a garantir que a pressão local esteja acima da pressão de vapor do líquido na zona de menor pressão do impelidor.

O NPSH requerido é sempre fornecido pelo fabricante do equipamento.

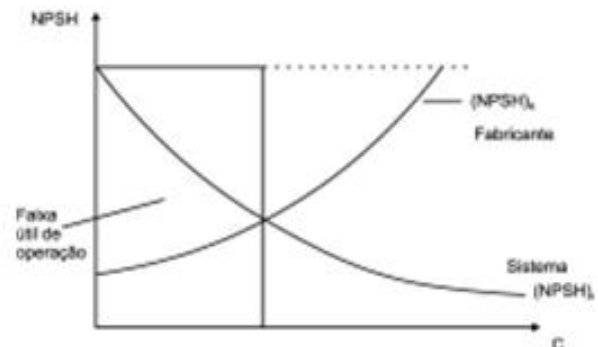
6.10.3 NPSH disponível versus NPSH requerido

O NPSH disponível sempre deverá ser maior do que o NPSH requerido, pois do contrário tem-se a ocorrência do fenômeno da cavitação. Antes da escolha da bomba que fará o trabalho desejado, tem-se sempre que calcular

o NPSH disponível na sucção com a finalidade de se escolher o equipamento adequado à situação desejada.

$$(NPSH)_D > (NPSH)_R \text{ (Sempre)}$$

Graficamente, pode-se delimitar a faixa de vazão de operação de uma bomba, sem o risco da ocorrência do fenômeno da cavitação, utilizando-se o conceito do NPSH, conforme observado no gráfico da figura a seguir:



5.11 Associação de Bombas

Existem duas maneiras distintas de se fazer associação de bombas: em série ou em paralelo. Ambas são usuais, porém a utilização de um caso ou de outro depende das necessidades exigidas em cada processo operacional, pois são associações destinadas a resolver problemas distintos.

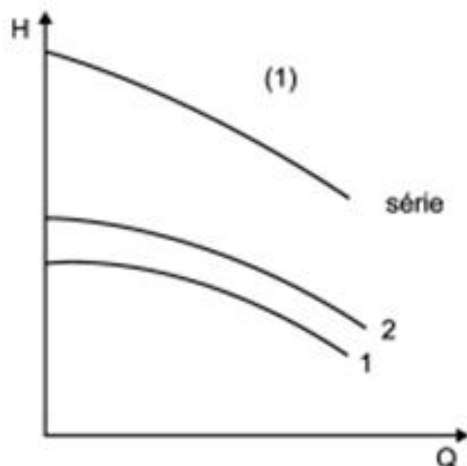
No caso de exigência de alturas manométricas muito elevadas, utiliza-se a associação de bombas em série, no entanto, quando a exigência trata-se de vazão elevada, então a associação das bombas deverá ser feita em paralelo.

6.11.1 Associação de Bombas em Série

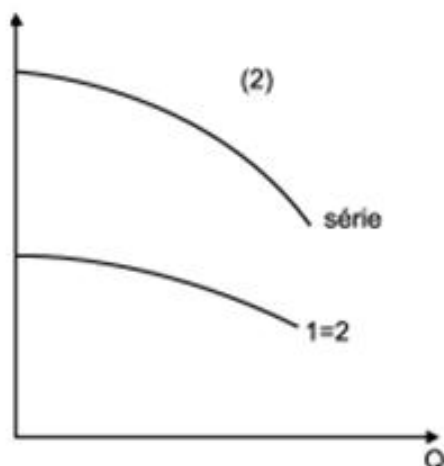
No caso da associação de bombas em série, utilizada para o aumento da altura manométrica, a descarga de cada bomba será conectada à sucção da seguinte, até o último equipamento. A vazão do sistema, nesta situação, será limitada pela bomba que apresenta menor vazão, ou seja, a vazão do sistema corresponderá a apenas uma bomba, enquanto a pressão de descarga será a soma das pressões de descarga de cada bomba.

A associação de bombas em série, portanto o flange de sucção e a carcaça de cada bomba deverão suportar a pressão desenvolvida pelas anteriores, lembrando que o último flange e a última carcaça deverão suportar a pressão total do sistema.

A curva característica do conjunto, resultante desta associação é obtida a partir da curva característica de cada bomba individual, somando-se as alturas manométricas correspondentes aos mesmos valores de vazão, conforme apresentado nos gráficos seguintes.



(1) bombas com curvas diferentes.



(2) bombas com mesma curva.

A seleção das bombas para uma associação em série é realizada, levando-se em conta

a vazão e a altura manométrica necessárias para o sistema. Assim, a vazão a ser considerada é igual para todas as bombas, e a altura manométrica que cada bomba deverá desenvolver será a altura manométrica total exigida pelo sistema, dividida pelo número de unidades em série.

6.11.2 Associação de Bombas em Paralelo

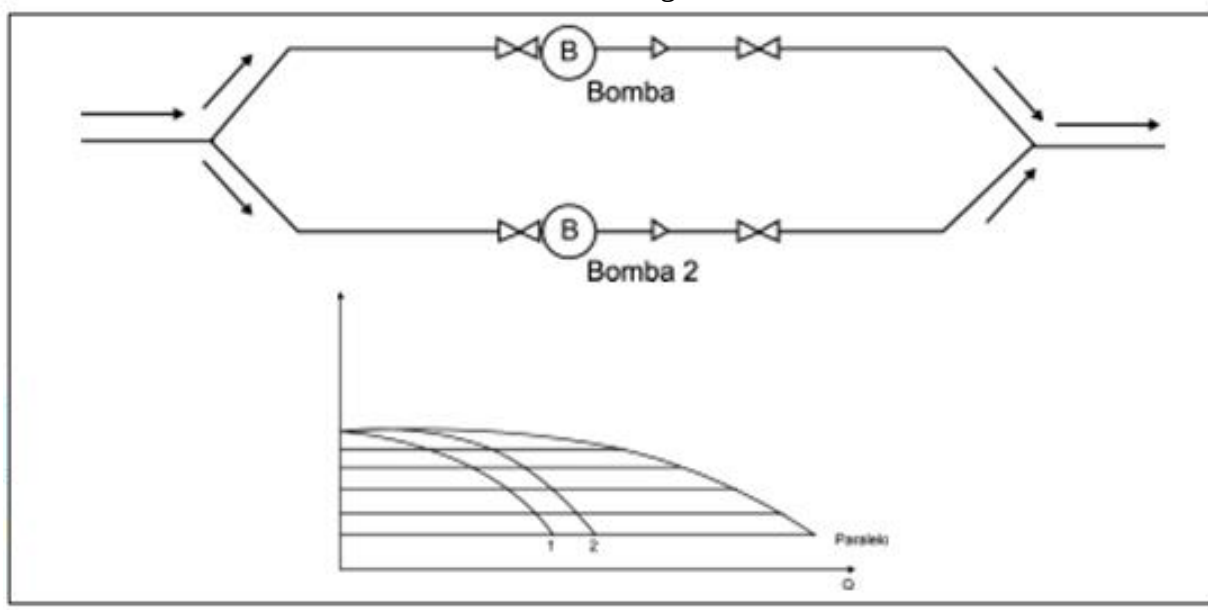
Este tipo de associação é utilizado quando a vazão exigida pelo sistema for muito elevada ou então quando a vazão do sistema variar de forma definida.

Quando a associação for utilizada para vazões muito elevadas, a utilização das bombas em paralelo tem como vantagem adicional a segurança operacional, pois no caso de falha de qualquer um dos equipamentos, haveria apenas uma diminuição de vazão e não o colapso total da vazão do sistema.

Quando a vazão exigida pelo sistema é variável, então a associação das bombas em paralelo ocasionará maior flexibilidade operacional, uma vez que a colocação ou a retirada de operação de bombas atenderá às vazões necessárias do sistema com maior eficiência. Caso houvesse somente uma bomba para a realização deste tipo de operação, fatalmente este equipamento seria operado em pontos de baixa eficiência, ou seja, fora do ponto de trabalho.

A curva característica do conjunto, é obtida somando-se as vazões correspondentes aos mesmos valores da altura manométrica exigida pelo sistema.

O esquema de associação e a curva característica do conjunto podem ser observados nas figuras abaixo.



01. Conversão de unidade:

- Converter 500 milhas em metros.
- Converter 7.000 mm em polegadas.
- Converter 652 milhas em pés.
- Converter $3,22 \times 10^6$ mm em milhas.
- Converter uma área de 6.000 alqueires em km^2 .
- Converter uma área de 1.500 ft^2 em m^2 .
- Converter 22.960 ft em km.
- Converter uma área de 780.000 ft^2 em alqueires.
- Converter uma área de 3.000 in^2 em m^2 .
- Converter uma área de 1.500 ft^2 em m^2 .
- Converter um volume de 23.850 m^3 em barris.
- Converter um volume de 30.000 m^3 em galões.
- Converter um volume de 7.000 barris em ft^3 .
- Converter um volume de 1.200.000 barris em m^3 .
- Converter um volume de 7.000 galões em ft^3 .
- Converter uma massa de 16.300 lb em toneladas.
- Converter uma massa de 21.300 lb em kg.
- Converter uma pressão de 750 in Hg em Kgf/cm^2 .
- Converter uma pressão de 80 ft H_2O em Kgf/cm^2 .
- Converter uma pressão de 800 mm Hg em m H_2O .
- Converter uma pressão de 150 psig em Kgf/cm^2 absoluta ($P_{\text{atm}} = 745 \text{ mm Hg}$).
- Converter uma pressão de 300 gf/cm^2 em atm.
- Converter 750 ft.lbf/s em KW.
- Converter 3.000 KVA em CV.
- Converter 90 HP em CV.
- Converter 1.600 HP em KW.
- Converter 500 BTU/min em KJ/s.
- Converter 75 ft.lbf em gcal.
- Converter 3.900 Kcal em BTU.
- Converter 9.500 Kcal em ft.lbf.
- Converter 49.000 gcal em Kcal.
- Converter 267°C em $^\circ\text{F}$.
- Converter 38°F em K.
- Converter 156°C em R.

02. Um vapor, contendo, em peso, 30% de

propano, 30% de n-butano e 40% de n-pentano, é a carga de uma torre de produção de propano. O produto de topo produzido neste processo apresenta a composição, em peso, de 65% de propano, 25% de n-butano e 10% de n-pentano.

A recuperação do propano, no produto de topo, é de 96% em peso. Sabendo-se que a massa específica do propano é de $0,51 \text{ g/cm}^3$ e ainda que 60%, em peso, da carga sai como produto de fundo neste processo, calcule a carga desta torre para uma produção de 12 t/d de propano.

03. As composições molares da carga e do destilado de uma torre de destilação são dados abaixo:

Componente	Carga (%)	Destilado (%)
Propano	20	35
Propeno	29	50
Buteno-1	34	10
n-Butano	17	5

Sabendo-se que a produção molar de destilado corresponde a 40% da carga, qual a composição ponderal do produto de fundo desta torre.

Massas molares:

propano = 44; propeno = 42;
buteno-1 = 56; n-butano = 58

04. Em um processo de obtenção de álcool etílico, uma certa coluna opera com uma carga contendo 3,5% de etanol e 96,5% de água. A produção de destilado contém 70% de etanol e o resíduo contém 0,001%. Os percentuais estão representados em mol.

Suspeita-se que haja um vazamento de água no condensador de topo desta coluna. Através de um balanço material, estimar o vazamento de água pelo condensador, caso este esteja ocorrendo.

05. Um determinado sólido, contendo 20% em massa de água, necessita ser secado para produzir um sólido que contenha no máximo 4% de água. Calcule o percentual de remoção de água do sólido original.

06. Deseja-se separar através do processo de destilação uma mistura F, cuja composição em massa, x_F , é:

a = 50% ; b = 30% e c = 20%

O destilado ou produto de topo deve ter uma razão em relação à carga igual a 60% e sua composição em massa, x_D , é:

$$a = 80\% ; \quad b = 18\% \quad e \quad c = 2\%$$

Baseado nos pontos expostos, calcular:

- A razão do resíduo em relação à carga;
- A composição, em massa, do resíduo (x_W);
- O percentual de recuperação do componente a no destilado;
- O percentual de recuperação do componente c no resíduo.

07. Uma corrente de 20.000 SCFH de um gás, com composição molar de 10% de SO_2 , 5% de O_2 e 85% de N_2 , deverá ser tratada em uma torre de absorção com 1.000 lb/h de água, para a remoção de todo o SO_2 . Calcular as vazões de gás, em SCFH, e da água rica em SO_2 , em lb/h, que saem da torre de absorção.

Dados:

SCFH = standard cubic feet per hour (ft^3/h nas seguintes condições: $t = 60^\circ F$ e $P = 14,7$ psi)

Constante universal dos gases =
(R) = $0,73 \text{ atm} \cdot ft^3 / lbmol \cdot ^\circ R$

Peso molecular:

S = 32; O = 16; N = 14

08. Em uma caldeira, são produzidos 50 t/h de vapor superaquecido a $397^\circ C$. Para isto, a mesma recebe água desmineralizada, que, após a troca de calor em um certo permutador de calor, entra na caldeira a $62^\circ C$. Sabendo-se que o C_p da água é $1 \text{ cal/g} \cdot ^\circ C$, que a entalpia do vapor superaquecido na temperatura em questão é 762 Kcal/kg , que o poder calorífico do gás combustível é 10.400 Kcal/kg e do óleo combustível de refinaria é de 9.400 Kcal/kg , pergunta-se:

- Qual a quantidade de calor envolvida neste processo para a realização desta tarefa?
- Qual a quantidade de combustível a ser queimado na caldeira para a realização desta tarefa no caso de ser utilizado somente óleo combustível;
- Qual a quantidade de combustível a ser queimado na caldeira para a realização desta tarefa no caso de ser utilizado somente gás combustível;
- Qual seriam as quantidades de óleo e de gás combustível no caso de uma queima mista na caldeira. Considere a contribuição da quantidade de calor envolvida no processo correspondente a 35% com relação ao gás e o restante relativo ao óleo?

09. A carga de uma coluna de destilação, que opera com pressão atmosférica, é de 10 t/h de uma mistura líquida, cuja composição molar é 60% de benzeno e 40% de tolueno. A carga, antes de entrar na torre, está a $35^\circ C$ e é pré-aquecida pelo produto de fundo desta coluna. O destilado contém 98,2% de benzeno e está saturado na temperatura de $81^\circ C$. A razão de refluxo externo de topo na coluna é de 3:1. O produto de fundo da coluna (resíduo) contém 3,2% em mol de benzeno, sai da torre na temperatura de $109^\circ C$, e é enviado para ser armazenado na temperatura de $50^\circ C$, após trocar calor, em um permutador que pré-aquece a carga. O condensador de topo utiliza água de resfriamento para a condensação do produto de topo da coluna, que entra na temperatura de $30^\circ C$ e sai na temperatura de $50^\circ C$. O refeedor de fundo da coluna utiliza vapor de água disponível à pressão absoluta de $4,5 \text{ kgf/cm}^2$, que entra a $200^\circ C$ e sai na temperatura de saturação. Calcular:

- Vazão mássica do vapor de topo, do destilado e do produto de fundo;
- Carga térmica do condensador de topo em Kcal;
- Carga térmica do refeedor em Kcal;
- Carga térmica do pré-aquecedor em Kcal;
- A vazão mássica de vapor no refeedor e a vazão mássica de água de resfriamento no condensador em t/h.

Dados:

Massa molar:

Benzeno = 78, Tolueno = 92

Entalpias:

Tempo $^\circ C$	Benzeno (KJ/kg)		Tolueno (KJ/kg)	
	Líquido	Vapor	Líquido	Vapor
35	-229,7	192,6	-199,9	209,0
50	-203,5	208,6	-173,2	227,2
81	-148,1	244,5	-116,3	267,8
109	-92,3	277,7	-58,7	307,5

1 Kcal = 4,1868 KJ

Entalpia do vapor de água a $4,5 \text{ kgf/cm}^2$ e $200^\circ C$ = $682,4 \text{ Kcal/kg}$

Entalpia do vapor de água saturado = $655,2 \text{ Kcal/Kg}$
(C_p)_{A.R.} = $1,0 \text{ cal/g} \cdot ^\circ C$

10. Dada a curva de potência em função da vazão de uma bomba, representada no anexo III, e sabendo-se, ainda, que o fluido tem massa específica de $0,84 \text{ g/cm}^3$, calcular:

- O rendimento da mesma, quando operando com vazões de 30, 35 e 40 m³/h, que correspondem a alturas manométricas respectivas de 212, 208 e 204 m, considerando impelidor de diâmetro 12 ½”;
- O rendimento da mesma, quando operando com vazões de 30, 35 e 40 m³/h, que correspondem a alturas manométricas respectivas de 98, 92 e 82 m, considerando impelidor de diâmetro 9 ½”.
- A potência útil cedida ao fluido, em cada caso dos itens acima.

- Associação da bomba A em série com a bomba C;
- Associação da bomba B em série com a bomba D;

14. No anexo V, são apresentadas as curvas características de duas bombas, A e B. Baseado nestas curvas, pede-se para plotar a curva característica da associação, em paralelo, destas bombas.

Anotações

Dados adicionais:

1 kg = 2,2 lb; 1 m³ = 35,31 ft³; 1 m = 3,28 ft

11. Em um processo em que existe a necessidade de transferência de um produto de um vaso na unidade até um reservatório, pretende-se utilizar uma bomba, cuja curva está representada nos anexos I e II. Sabendo-se que, a curva do sistema é representada pela equação $H = 2,5 + 0,5 \cdot Q$ e que a altura manométrica necessária para a realização desta operação é de no mínimo 9 m, verificar a possibilidade da realização desta tarefa utilizando o equipamento em questão. Em caso positivo, pede-se a vazão de operação para este processo, assim como o NPSH requerido desta bomba para esta vazão.

12. Um derivado de petróleo deverá ser transferido de um vaso no processo, cuja pressão manométrica é de $0,30 \text{ Kgf/cm}^2$ e cuja cota da sucção da bomba é de 1.367 mm , até um reservatório onde a pressão é atmosférica e cuja cota é de 6.008 mm . A vazão de operação necessária, para que o processo seja contínuo, é de $19 \text{ m}^3/\text{h}$. O produto a ser bombeado tem peso específico de $0,75 \text{ gf/cm}^3$ e pressão de vapor de $0,50 \text{ Kgf/cm}^2$, na temperatura de escoamento. A perda de carga no trecho entre a entrada do olho do impelidor e a entrada do reservatório é de $4,5 \text{ m}$. Caso seja utilizada uma bomba, cuja curva de NPSH requerido está representada no anexo II, pesquisar se este equipamento poderá fazer esta operação sem a ocorrência do fenômeno da cavitação?

Dado: pressão atmosférica local 0,97 atm.

13. No anexo IV, estão representadas as curvas características de quatro bombas, A, B, C e D. Baseado nestas curvas, plotar a curva característica das seguintes associações:

[illegible]

ANEXOS

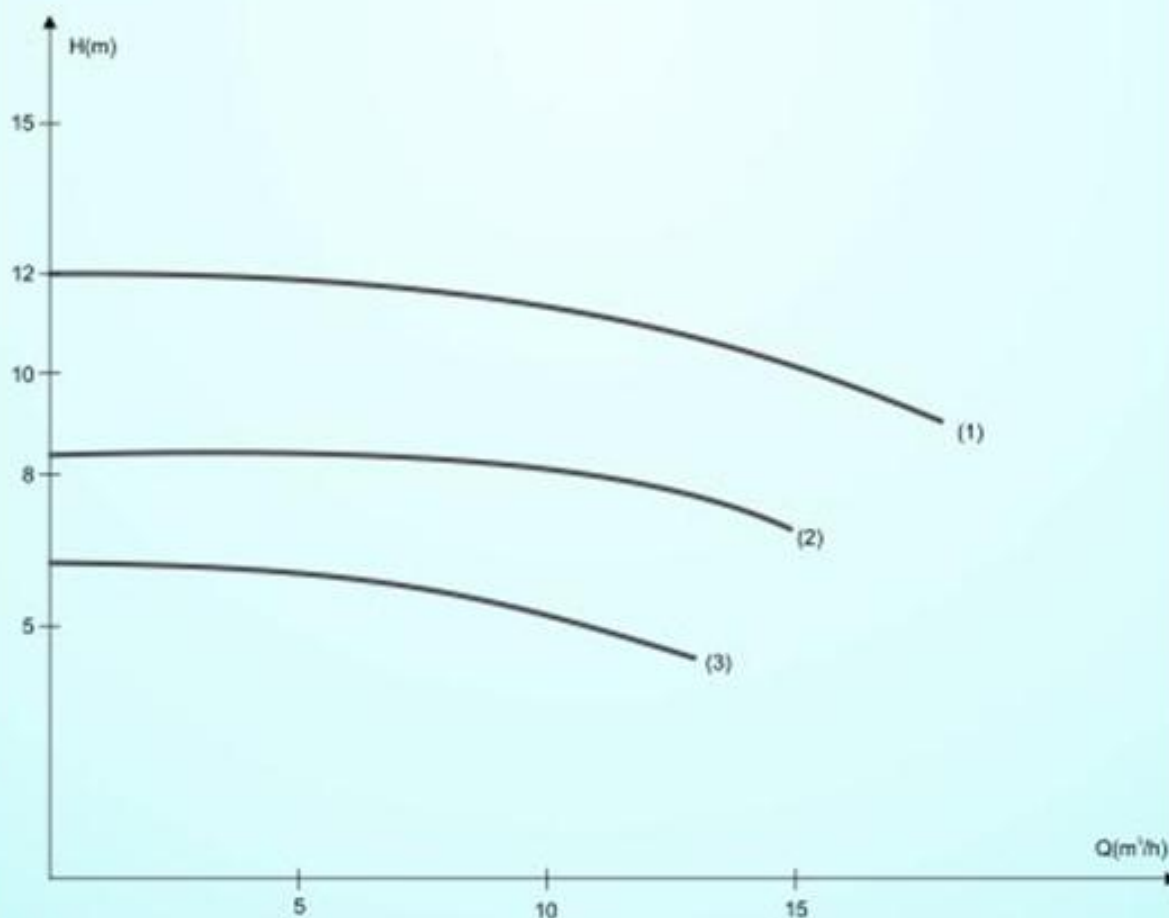
ANEXO I

CURVAS CARACTERÍSTICAS DA BOMBA

1. Diâmetro do impelidor = /

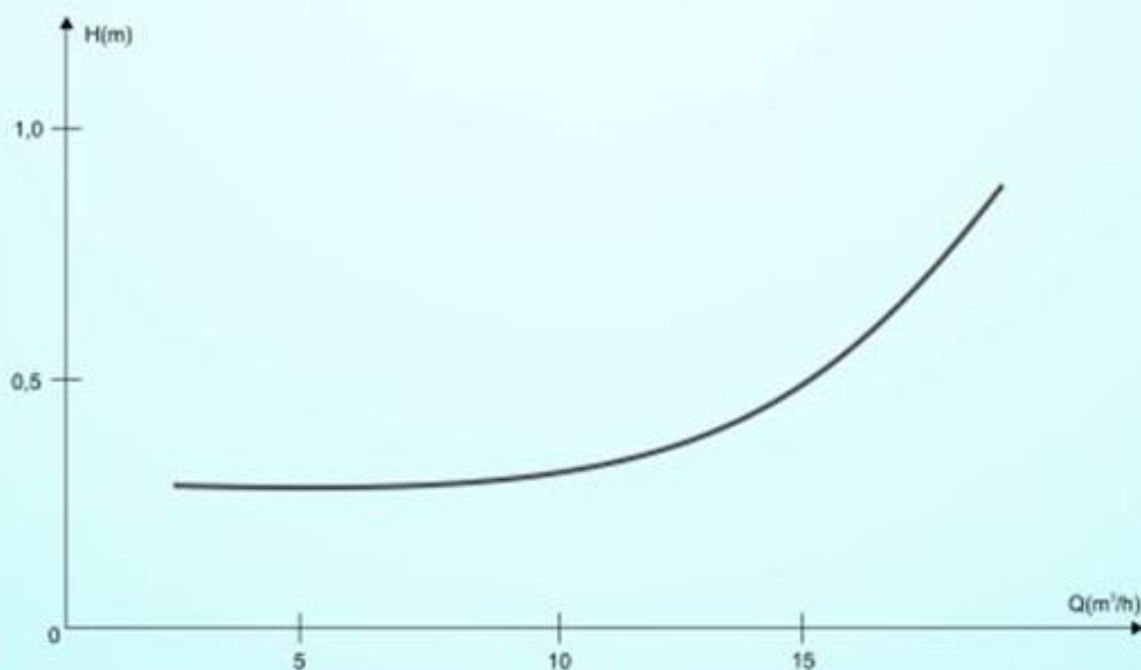
2. Diâmetro do impelidor = /

3. Diâmetro do impelidor = /



ANEXO II

CURVA DO NPSH REQUERIDO DA BOMBA

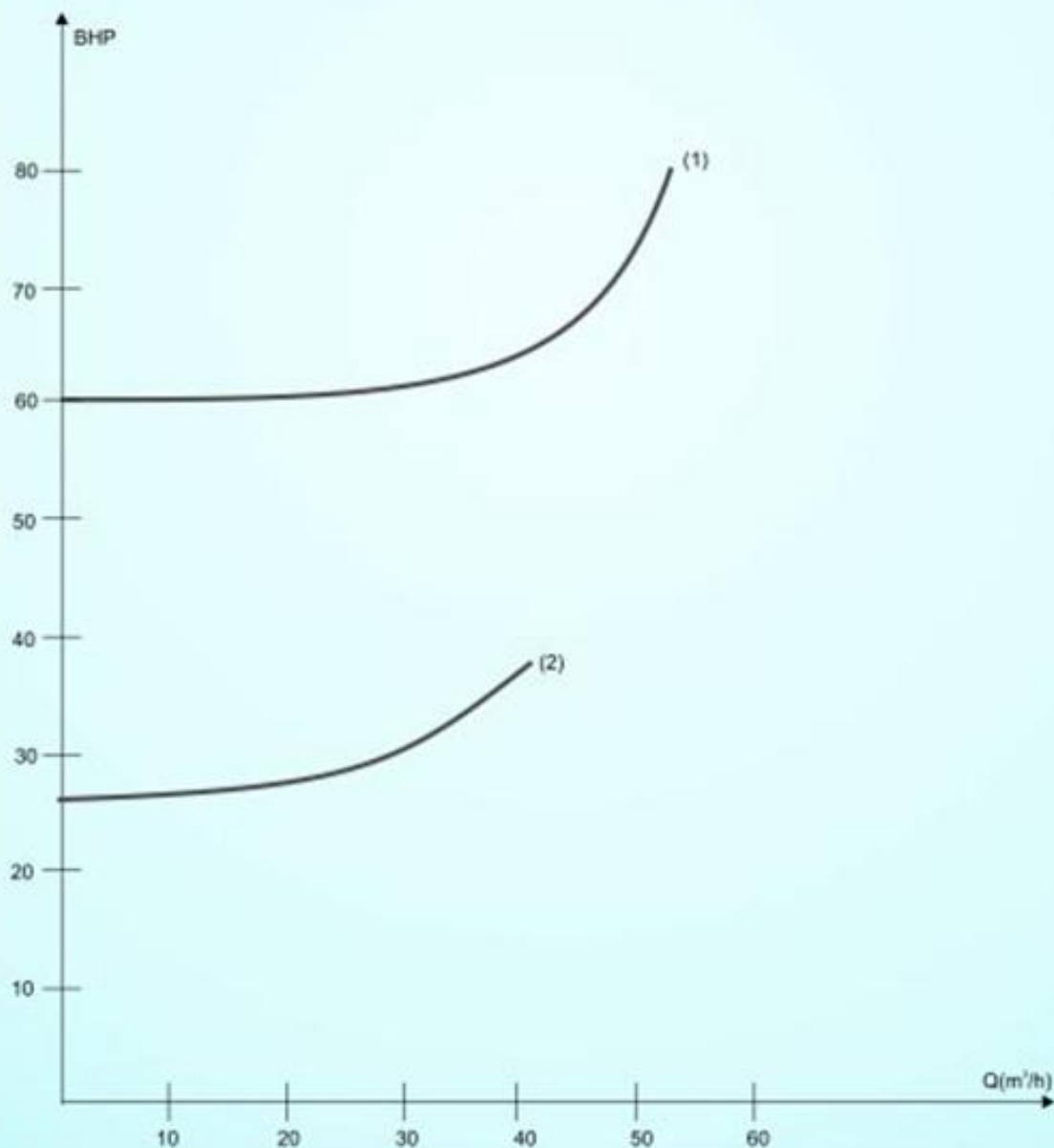


ANEXO III

CURVA DE POTÊNCIA ABSORVIDA BHP

1. Diâmetro do impelidor = /

2. Diâmetro do impelidor = /



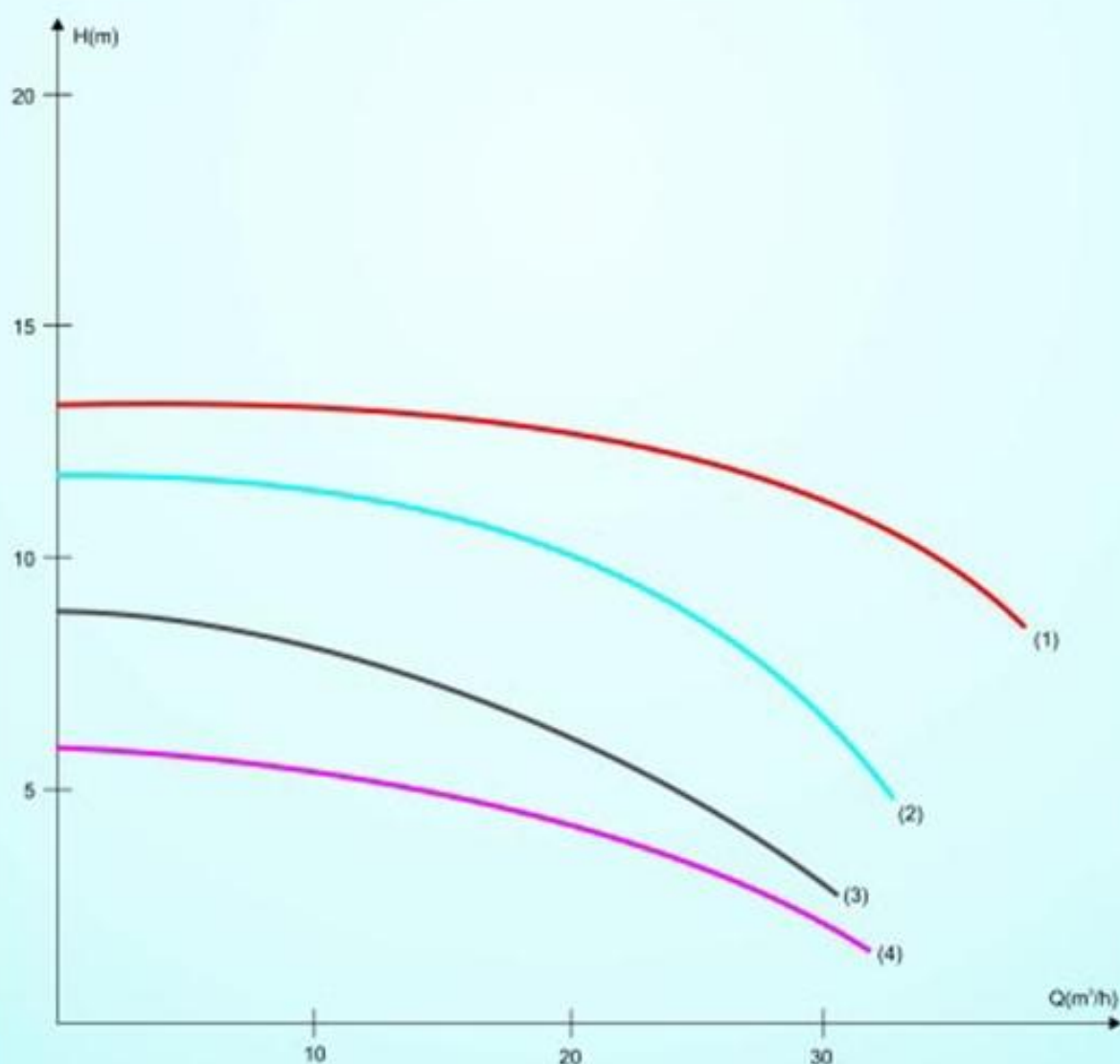
ANEXO IV

BOMBA A = CURVA 1

BOMBA B = CURVA 2

BOMBA C = CURVA 3

BOMBA D = CURVA 4



ANEXO V

BOMBA A = CURVA 1

BOMBA B = CURVA 2

