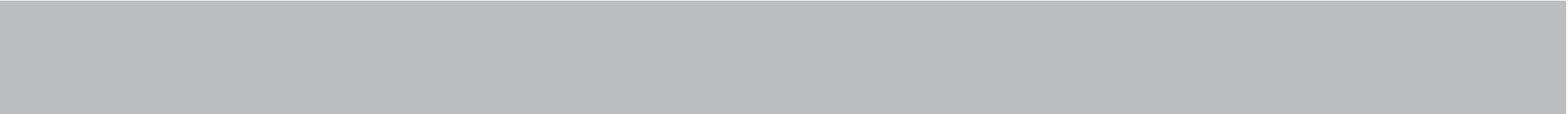


# Coleção UAB-UFSCar

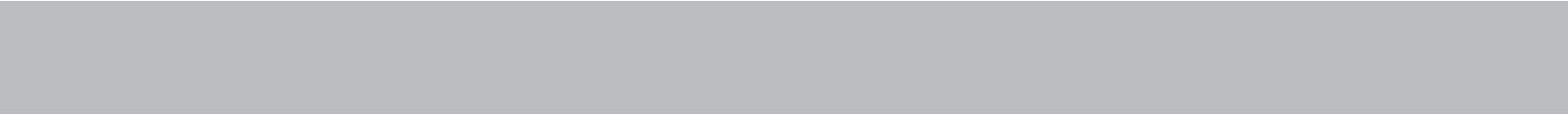
Tecnologia Sucroalcooleira

· Marlei Barboza Pasotto  
· Serio Arnosti Jr.  
· Lúcia Helena Pelizer

· **Tópicos em**  
· **separações mecânicas**



# **Tópicos em separações mecânicas**



**Reitor**

Targino de Araújo Filho

**Vice-Reitor**

Pedro Manoel Galetti Junior

**Pró-Reitora de Graduação**

Emília Freitas de Lima

**Secretária de Educação a Distância - SEaD**

Aline Maria de Medeiros Rodrigues Reali

**Coordenação UAB-UFSCar**

Claudia Raimundo Reyes

Daniel Mill

Denise Abreu-e-Lima

Joice Lee Otsuka

Marcia Rozenfeld G. de Oliveira

Sandra Abib

**Coordenador do Curso de  
Tecnologia Sucroalcooleira**

Miguel Antonio Bueno da Costa

UAB-UFSCar

Universidade Federal de São Carlos

Rodovia Washington Luís, km 235

13565-905 - São Carlos, SP, Brasil

Telefax (16) 3351-8420

[www.uab.ufscar.br](http://www.uab.ufscar.br)

[uab@ufscar.br](mailto:uab@ufscar.br)



EdUFSCar

**Conselho Editorial**

José Eduardo dos Santos

José Renato Coury

Nivaldo Nale

Paulo Reali Nunes

Oswaldo Mário Serra Truzzi (Presidente)

**Secretária Executiva**

Fernanda do Nascimento

EdUFSCar

Universidade Federal de São Carlos

Rodovia Washington Luís, km 235

13565-905 - São Carlos, SP, Brasil

Telefax (16) 3351-8137

[www.editora.ufscar.br](http://www.editora.ufscar.br)

[edufscar@ufscar.br](mailto:edufscar@ufscar.br)

**Marlei Barboza Pasotto**  
**Sergio Arnosti Jr.**  
**Lúcia Helena Pelizer Pasotto**

# **Tópicos em separações mecânicas**

São Carlos



**EdUFSCar**

2011

© 2011, Marlei Barboza Pasotto, Sergio Arnosti Jr., Lúcia Helena Pelizer Pasotto

### **Concepção Pedagógica**

Daniel Mill

### **Supervisão**

Douglas Henrique Perez Pino

### **Assistente Editorial**

Letícia Moreira Clares

### **Equipe de Revisão Linguística**

Bruna Stephani Sanches Grassi  
Daniel William Ferreira de Camargo  
Daniela Silva Guanais Costa  
Francimeire Leme Coelho  
Jorge Ialanji Filholini  
Lorena Gobbi Ismael  
Luciana Rugoni Sousa  
Marcela Luisa Moreti  
Paula Sayuri Yanagiwara  
Priscilla Del Fiori  
Rebeca Aparecida Mega  
Sara Naime Vidal Vital

### **Equipe de Editoração Eletrônica**

Edson Francisco Rother Filho  
Izís Cavalcanti

### **Equipe de Ilustração**

Eid Buzalaf  
Jorge Luís Alves de Oliveira  
Nicole Santaella  
Priscila Martins de Alexandre

### **Capa e Projeto Gráfico**

Luís Gustavo Sousa Sguissardi

### **Ficha catalográfica elaborada pelo DePT da Biblioteca Comunitária da UFSCar**

P283t	Pasotto, Marlei Barboza. Tópicos em separações mecânicas / Marlei Barboza Pasotto, Sergio Arnosti Junior e Lúcia Helena Pelizer Pasotto. – São Carlos : EdUFSCar, 2011. 71 p. – (Coleção UAB-UFSCar).
	ISBN – 978-85-7600-266-6
	1. Filtração. 2. Sedimentação. 3. Centrifugação. 4. Separação (Tecnologia). I. Título.
	CDD: 660.284245 (20 <sup>a</sup> ) CDU: 542.67

# SUMÁRIO

<b>APRESENTAÇÃO</b> .....	7
---------------------------	---

## **UNIDADE 1: Filtração**

1.1 Primeiras palavras .....	11
1.2 Problematizando o tema .....	11
1.3 Introdução .....	11
1.3.1 Classificação dos filtros e da filtração .....	13
1.3.1.1 Filtros com operação em batelada .....	13
1.3.1.2 Filtros que permitem operação contínua .....	16
1.3.2 Equacionamento e projeto de sistemas de filtração convencional. . .	23
1.4 Considerações finais .....	28
1.5 Exercícios e Projeto .....	29

## **UNIDADE 2: Sedimentação**

2.1 Primeiras palavras .....	33
2.2 Problematizando o tema .....	33
2.3 Introdução .....	33
2.3.1 Sedimentação discreta .....	34
2.3.2 Sedimentação em massa .....	44

2.4 Considerações finais.....	52
2.5 Exercícios .....	53

### **UNIDADE 3: Centrifugação**

3.1 Primeiras palavras .....	57
3.2 Problematizando o tema .....	57
3.3 Introdução.....	57
3.3.1 A teoria da centrifugação .....	60
3.3.2 Teoria sigma e aumento de escala .....	67
3.4 Considerações finais.....	68
3.5 Exercícios .....	68

<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....</b>	<b>69</b>
---	-----------

## APRESENTAÇÃO

A elaboração deste texto se viabilizou devido ao curso de Tecnologia Sucoalcooleira oferecido pela UAB-UFSCar, um curso a distância que, assim como outros, tem como desafio formar profissionais de nível superior, aumentando a acessibilidade dessa escolaridade a um maior número de cidadãos. De fato, o material fundamental deste livro foi originado da disciplina “Operações Unitárias: Separações Mecânicas” e tem por objetivo transmitir aos estudantes dos cursos de Engenharia e daqueles mais próximos à Engenharia de Processos os principais tópicos envolvidos nas separações mecânicas, que são amplamente utilizadas pela indústria química, farmacêutica, de alimentos ou mesmo nos setores voltados a tratamentos de efluentes líquidos industriais ou domésticos. Os temas abordados serão a sedimentação, a filtração e a centrifugação.

Neste livro utiliza-se o conceito de Balanços de Massas, que é a ferramenta fundamental para o desenvolvimento de todo o raciocínio envolvido nessas operações. Assim, o enfoque deste livro será dado à compreensão de alguns conceitos de separações mecânicas, dos equipamentos e dos fundamentos de funcionamento desses equipamentos. Trabalha-se basicamente com a análise das principais equações que são utilizadas no projeto desses equipamentos.

Não tivemos a presunção de abordar profundamente todos os tópicos apresentados, mas espera-se ser este um pequeno guia de consulta para estudo. A concepção de uma indústria de processamento aborda um conjunto de unidades que, juntas, permitem o seu funcionamento, e os tópicos abordados neste livro fazem parte deste conjunto.



# UNIDADE 1

Filtração



## 1.1 Primeiras palavras

Os processos de filtração são amplamente utilizados na indústria de processamento. É por meio desse tipo de processo que se consegue separar sólidos finos de uma solução, permitindo que não ocorram grandes perdas de líquido. Particularmente na indústria de açúcar e álcool, utiliza-se filtros para separar matéria grosseira, ou seja, o bagaço, da solução contendo açúcares. Esses filtros permitem ainda, mediante a lavagem, que se retire grande parte dos açúcares retidos nos interstícios desse material celulósico.

## 1.2 Problematizando o tema

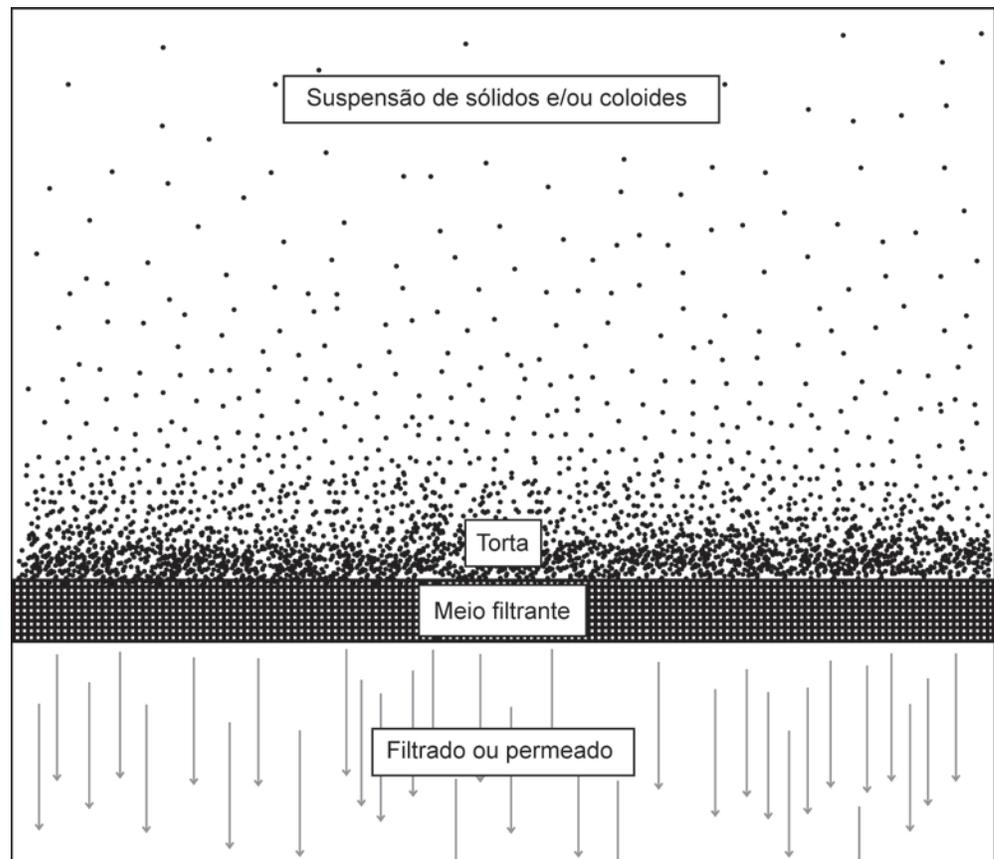
A necessidade de separar diferentes materiais de uma mistura definirá a forma da unidade que será utilizada, de modo a permitir uma eficiente separação da suspensão. Normalmente, objetiva-se separar o principal produto de outros cuja importância não seja imediata. Tomando-se como exemplo uma mistura composta de bagaço de cana-de-açúcar e de uma solução contendo açúcares, torna-se necessário separar o caldo do bagaço. Nesse caso, o principal produto são os açúcares que estão dissolvidos em um grande volume líquido. A filtração aparece como uma das primeiras técnicas que permite a separação desse líquido do sólido.

## 1.3 Introdução

Podemos entender a filtração como a utilização de uma técnica que visa separar partículas sólidas contidas em um fluido (líquido ou gás) pela passagem da mistura através de um meio poroso sobre o qual se deposita o sólido. Esta seria uma definição, de certa forma, restrita a sólidos em suspensão de um fluido, seja ele gás ou líquido. Não nos restringiremos a sólidos em meio fluido, mas sim a sólidos e/ou colóides (solutos) em fluido líquido (solvente).

O meio poroso que permite a passagem do líquido e a retenção dos sólidos e/ou colóide é chamado de meio filtrante. Muitas vezes, utilizam-se meios filtrantes com tamanhos de poro bastante reduzidos em escalas que vão de micro até angstrom. Esses meios filtrantes só podem ser confeccionados com membranas poliméricas ou cerâmicas. Para tamanhos de poros maiores, muitas vezes um tecido que seja bastante resistente é aplicado como meio filtrante. A escolha do meio filtrante é, portanto, uma função da natureza do material particulado que se deseja separar do líquido.

Vamos conceber um sistema de filtração em que se perpassa perpendicularmente à superfície da membrana uma suspensão contendo sólidos e/ou coloides, que são retidos. O acúmulo do material na superfície reduz, em muito, a passagem de líquido, podendo levar à completa retenção do solvente pela membrana. Esse material acumulado produz o que chamaremos de torta ou bolo de filtração. A Figura 1.1 ilustra as fases típicas de um processo de filtração com os constituintes da suspensão, membrana, torta e permeado.



**Figura 1.1** Fases típicas de um processo de filtração.

Uma das primeiras observações que podem ser feitas é justamente com relação à espessura da torta formada, que irá depender da constituição do material que está sendo retido. Essas tortas formadas têm, por sua vez, diferentes formas de compactação, sendo chamadas de tortas compressíveis e incompressíveis. As tortas incompressíveis apresentam sua resistência ao escoamento constante; independente da força aplicada sobre ela, esta incompressibilidade é função da rigidez do sólido. Já as tortas compostas por materiais coloidais, que ao serem compactados sofrem deformação, são chamadas tortas compressíveis.

### 1.3.1 Classificação dos filtros e da filtração

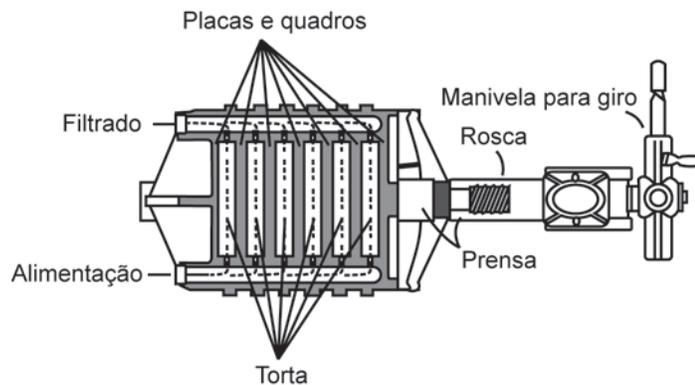
Os processos químicos, de modo geral, são divididos quanto à forma de operação, contínua ou em batelada. Não obstante, os processos de filtração também podem ser operados continuamente ou em batelada. Geralmente, os processos de filtração em batelada ocorrem por limitações operacionais impostas pela própria configuração mecânica do filtro. A seguir, serão apresentados os tipos de filtros utilizados pela indústria em função de sua forma de operação.

#### 1.3.1.1 Filtros com operação em batelada

São filtros que trabalham em regime batelada, isto é, processam determinados volumes prefixados e requerem, portanto, uma parada entre um processamento e outro. Apresentaremos a seguir alguns tipos de filtros mais comuns na indústria que operam nessa condição.

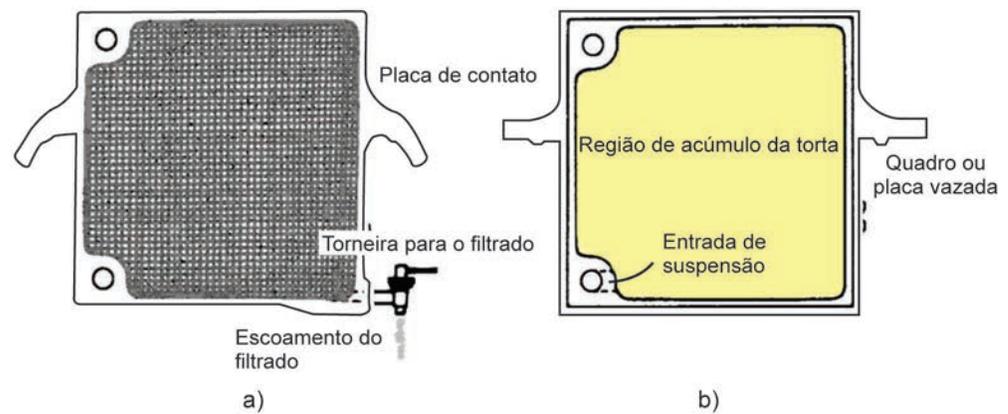
#### Filtro prensa

Um dos filtros mais conhecidos é o filtro prensa. Sua operação se dá por regime batelada e é aplicado a suspensões cuja formação da torta seja incompressível. Esse tipo de filtro também é chamado de filtro de placas e quadros que serão prensados mecanicamente para receber a torta. A Figura 1.2 representa esquematicamente esse tipo de filtro.



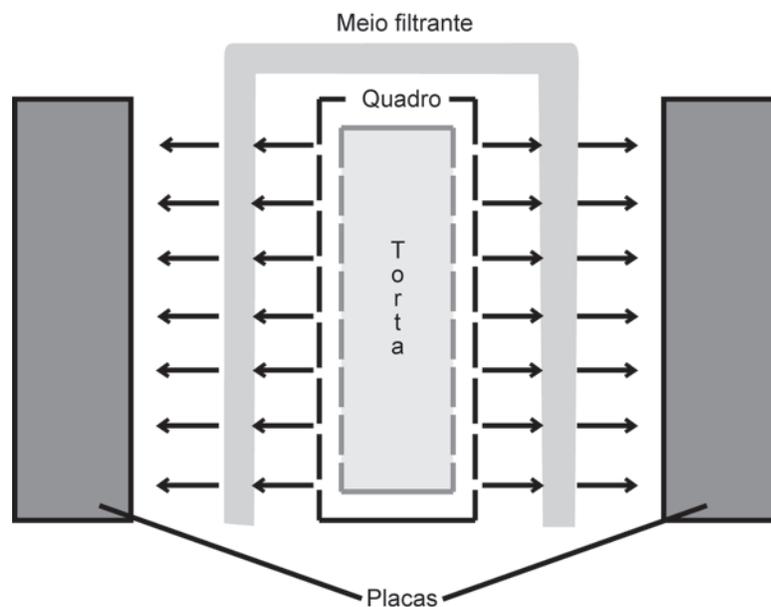
**Figura 1.2** Esquema ilustrativo de um filtro prensa.

Essa representação esquemática do filtro prensa (Figura 1.2) mostra como são dispostas as placas e os quadros no interior de uma prensa, além da forma como é realizada a alimentação e os caminhos percorridos pela suspensão. A Figura 1.3 apresenta os esquemas das placas e quadros que compõe esse tipo de filtro.



**Figura 1.3** Representação da placa (a) e do quadro (b) que compõem o filtro prensa.

A Figura 1.3 apresenta a placa em que o permeado será coletado e o quadro em que ocorrerá a formação da torta. No meio filtrante, por exemplo, um tecido resistente é colocado de forma a recobrir o quadro. A suspensão ao entrar no interior desse quadro encontra, em suas laterais, o meio filtrante que retém o sólido e permeia o líquido. Com isso, esse sólido vai se acumulando, formando assim a torta. A Figura 1.4 representa um corte frontal na composição quadro/placas, indicando o escoamento do permeado.



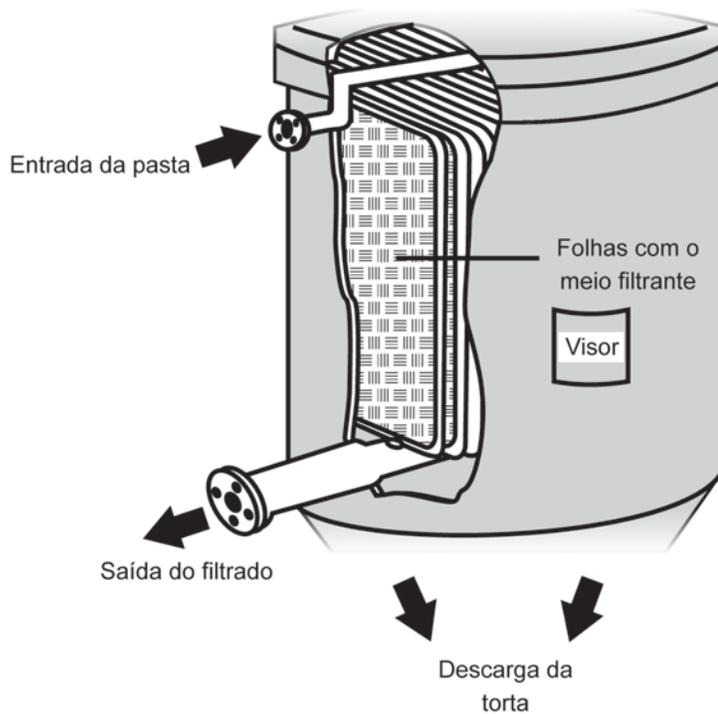
**Figura 1.4** Exemplificação da formação da torta no interior de um quadro.

Os filtros do tipo prensa devem ter uma colocação perfeita do meio filtrante ao redor do quadro, pois quaisquer aberturas permitiriam o vazamento do sólido e, por conseguinte, o processo seria ineficiente. Esses filtros se destacam por terem um custo inicial de instalação relativamente baixo, com mão de obra de simples operação. No entanto, requerem uma mão de obra continuada durante

toda a operação de montagem, filtragem, lavagem do filtro e desmontagem, tornando o custo elevado.

### Filtro folhas

Os filtros folhas são compostos por estruturas circulares ou quadradas, em que as folhas envoltas pelo meio filtrante são dispostas lado a lado no interior da estrutura completamente fechada. A Figura 1.5 representa esquematicamente um tipo de filtro folhas circular. A suspensão ou pasta passa pelo interior do tanque, envolvendo assim todas as folhas que compõem o conjunto. Na superfície das folhas ocorre a formação da torta, devido à sucção que é realizada na tubulação em que está devidamente acoplada cada folha. Dessa forma se tem a retirada do filtrado.



**Figura 1.5** Esquema de um filtro folhas.

Esse tipo de filtro que opera em batelada tem um custo inicial de instalação maior que o filtro prensa e ainda requer um serviço especializado para a sua manutenção. Esse tipo de filtro, no entanto, é particularmente interessante quando se trabalha com processos em que se desprendam vapores tóxicos.

### 1.3.1.2 Filtros que permitem operação contínua

#### Filtros de tambor rotativo

Os filtros de tambor rotativo são constituídos de um tambor parcialmente mergulhado em uma cuba contendo a suspensão que será filtrada. Esse tambor é confeccionado normalmente por uma chapa de aço completamente perfurada, tendo nessas perfurações conexões com dutos localizados internamente ao tambor, trabalhando por sucção contínua. O tambor gira lentamente ao redor de seu próprio eixo horizontal. Nesse tipo de filtro pode ser colocado um meio filtrante ou o a própria chapa de aço que compõe o conjunto funciona como meio filtrante. Por meio da sucção, a torta vai se acumulando na superfície do tambor, e com uma placa metálica (faca) devidamente posicionada, a retirada da torta formada se dá de maneira contínua. Na indústria de açúcar e álcool, esse tipo de filtro é utilizado para separar o caldo do material celulósico; assim, é importante que a torta formada seja continuamente lavada com água quente para garantir a retirada de açúcares acumulados, diminuindo, dessa forma, as perdas. A Figura 1.6 apresenta o esquema desse tipo de filtro.

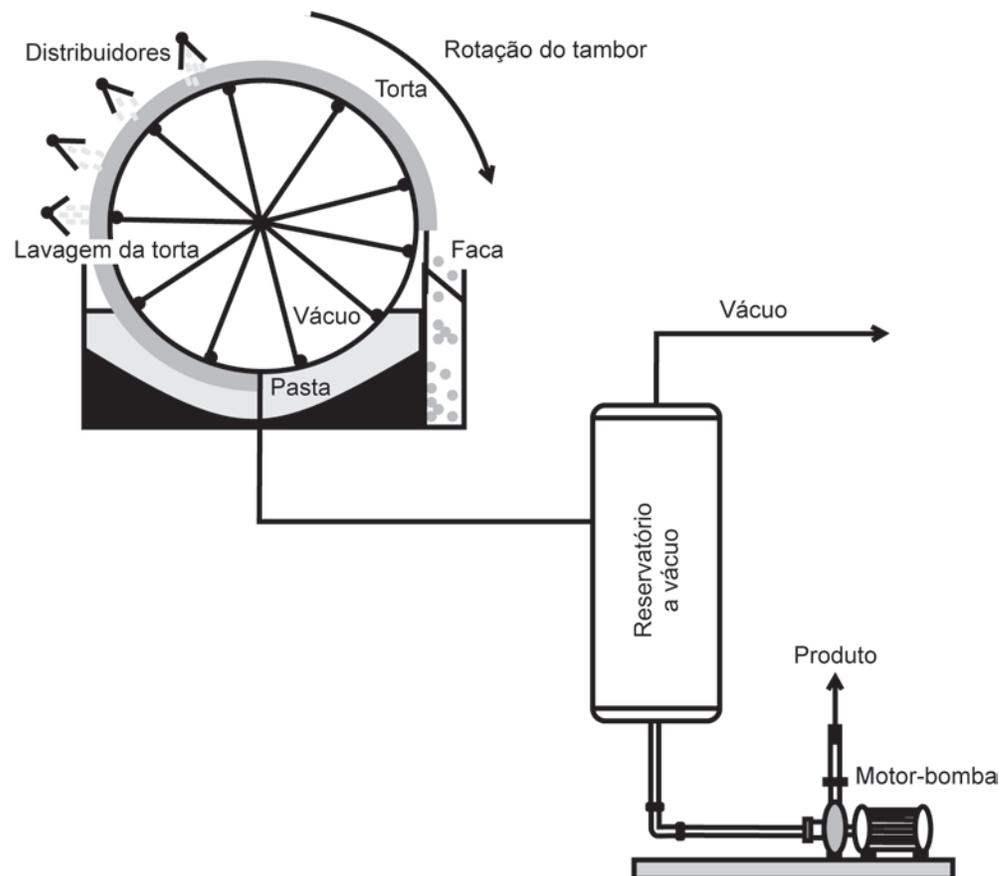
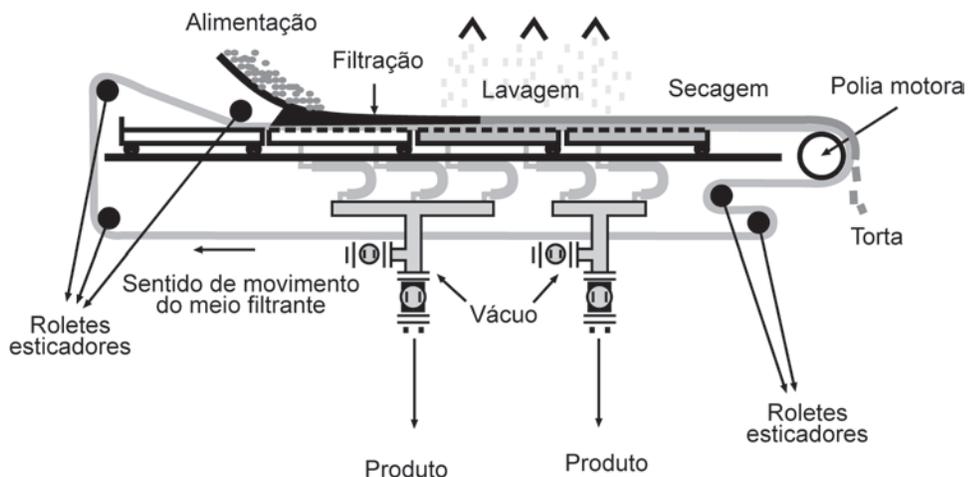


Figura 1.6 Esquema de um filtro de tambor rotativo.

Uma das principais vantagens desse sistema é sua operação contínua, que, além de exigir pouca mão de obra, promove a lavagem rápida da torta. No entanto, a principal desvantagem refere-se ao custo inicial de instalação relativamente alto.

### Filtro de correia horizontal

Os filtros de correia horizontal são constituídos por uma correia sem fim e com orifícios, sobre a qual recebe o meio filtrante. O conjunto é suportado sobre uma caixa de vácuo que promoverá a filtração. A correia gira por entre uma polia motora, e o meio filtrante se separa da correia após passar sobre a polia motora, contornando os roletes esticadores. A Figura 1.7 representa esquematicamente esse tipo de sistema filtrante.



**Figura 1.7** Esquema de um filtro de correia horizontal.

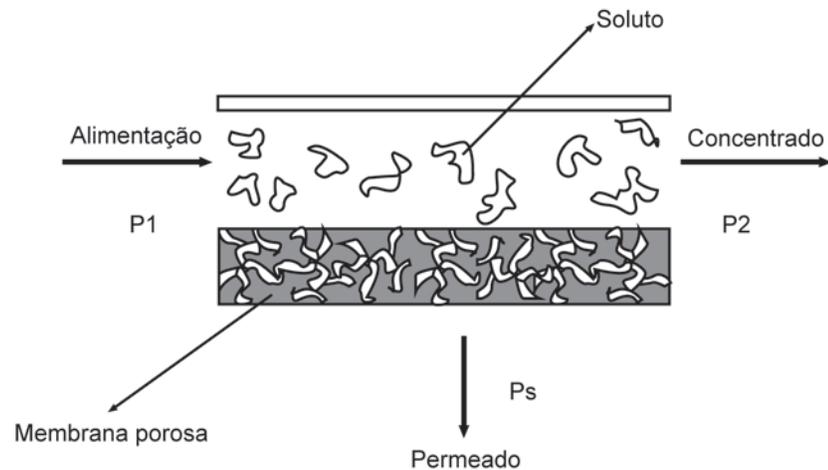
Além de poder ser operado continuamente, esse tipo de filtro tem como principais características:

- fornecer uma retirada de torta uniforme;
- apresentar elevado custo de manutenção, embora o custo de mão de obra seja baixo;
- promover uma lavagem melhor que o filtro de tambor rotativo;
- apresentar um custo inicial mais alto que o filtro de tambor rotativo.

### Filtros com escoamento tangencial

Filtrações como as realizadas em filtro prensa ou mesmo em filtro de laboratório são chamadas de filtrações com escoamento convencional ou filtração do

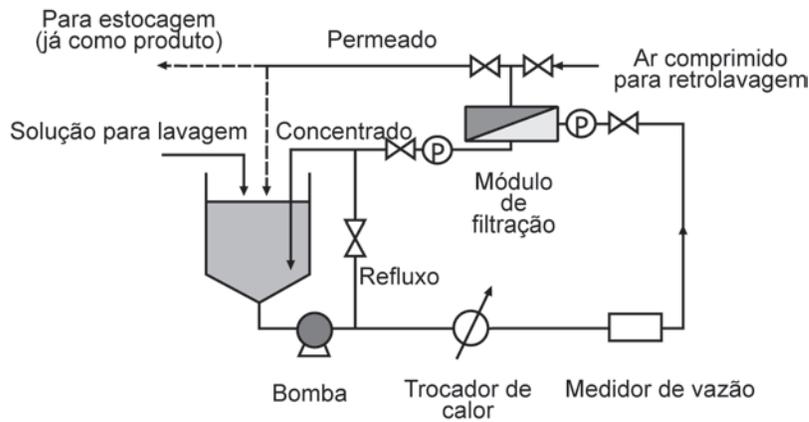
tipo “dead end”, em que após a completa formação da torta, o processo deve ser interrompido para a retirada da torta da superfície do meio filtrante. Ainda nesse tipo de filtração é possível averiguar que parte do material particulado (parte “mais fina”) fica retida nos poros do meio filtrante, e, muitas vezes, aderida de tal maneira que a regeneração completa do meio fica prejudicada. Além do mais, a utilização de mecanismos drásticos de limpeza do meio filtrante poderia ocasionar um alargamento da malha, diminuindo a eficiência da filtração ao longo dos ciclos de utilização. Uma forma alternativa amplamente utilizada é a filtração por escoamento tangencial da suspensão pela superfície da membrana. A Figura 1.8 representa esquematicamente essa forma de escoamento.



**Figura 1.8** Filtro com escoamento tangencial.

A filtração com escoamento tangencial é realizada pela passagem por um meio filtrante em fluxo paralelo tangencial a uma membrana semipermeável, cujo tamanho de poro é bem definido. A concepção deste tipo de filtração é baseada na intenção de fornecer tensão suficiente na superfície da membrana, mantendo os sólidos e outras partículas retidas na superfície da membrana, até atingir um valor máximo para a espessura de material acumulado, ou seja, a torta.

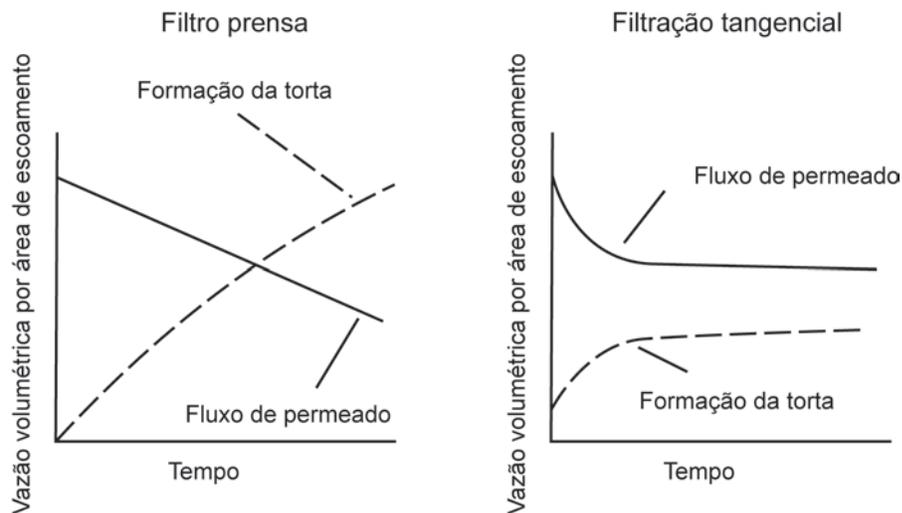
A Figura 1.9 apresenta o esquema de um sistema de filtração tangencial.



**Figura 1.9** Esquema de montagem simples para um sistema de filtração tangencial.

A filtração tangencial refere-se à forma de escoamento da solução em relação à parede da membrana e ao permeado. A solução passa tangencialmente à superfície da membrana e, devido à permeabilidade da membrana, o permeado esco perpendicularmente à direção do fluxo da solução que tangencia a membrana.

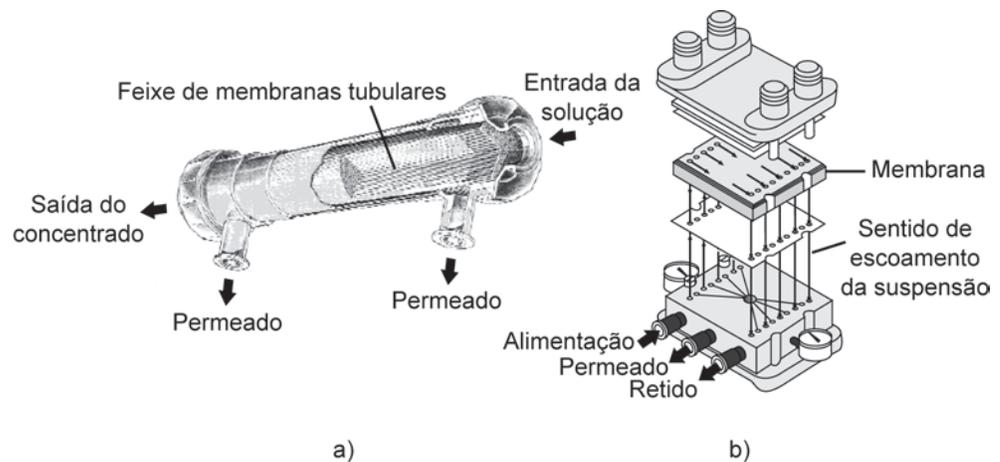
Conhecendo-se a teoria da filtração tangencial, pode-se, a partir de dados obtidos experimentalmente, dimensionar um conjunto de membranas filtrantes e comparar os resultados com uma operação em filtro prensa. A Figura 1.10 ilustra o comportamento do fluxo de permeado para o caso de um processo de filtração contínuo, nesse caso, com a filtração tangencial e para um processo em batelada, como o filtro prensa.



**Figura 1.10** Comparação do comportamento da vazão de filtrado em relação ao tempo para dois tipos de filtrações.

É notório averiguar que as filtrações que ocorrem de forma contínua são, a rigor, mais convenientes que as operações em batelada. Ainda deve ser destacada a vantagem das configurações de sistemas que possam ser operados de

forma contínua e cujo escoamento da suspensão seja tangencial à superfície do meio filtrante. Esses sistemas normalmente compostos por membranas tubulares ou ainda por placas são mais compactos, devido à grande área de filtração, e permitem trabalhar com meios filtrantes com tamanho de cortes definidos, fornecendo, assim, uma eficiente separação de solutos. A Figura 1.11 apresenta, esquematicamente, duas configurações de filtros, com suas respectivas membranas utilizadas na filtração tangencial.



**Figura 1.11** Configurações de filtros utilizados em escoamento de solução tangencial à superfície da membrana. a) Filtros tubulares com uma série de membranas cilíndricas acomodadas no interior do tubo; b) Filtros tipo placa em que o escoamento tangencial se dá em função da configuração e disposição do sistema.

Esse tipo de filtração permite que se trabalhe com meios filtrantes de distintos tamanhos de poro. Para cada tamanho de poro têm-se denominações diferentes.

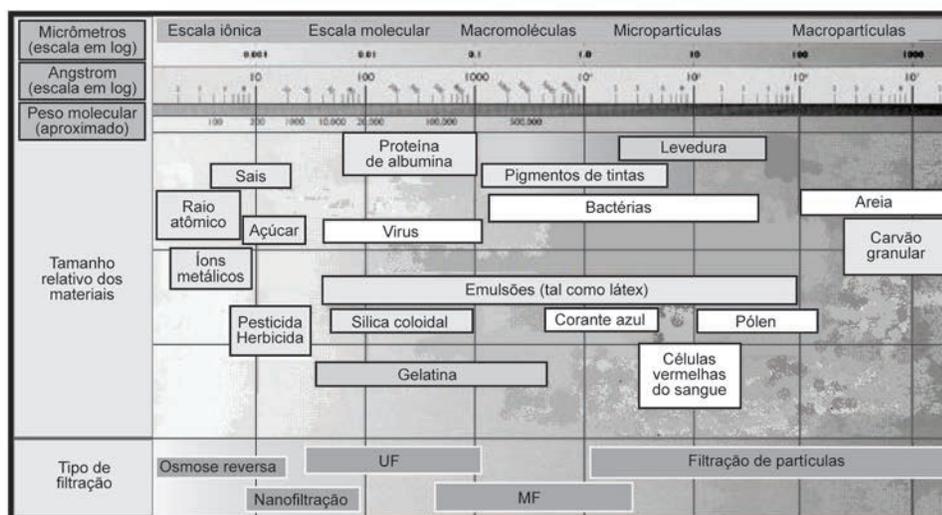
Certos compostos em soluções são difíceis de serem isolados ou apresentam um alto custo de separação. Essa dificuldade deve-se ao fato de os compostos serem:

- a) sólidos finamente dispersos, especialmente aqueles que são compressíveis, apresentam densidade próxima à da água, promovem uma solução com alta viscosidade ou com características gelatinosas;
- b) compostos de baixa massa molecular, compostos orgânicos não voláteis, compostos orgânicos farmacêuticos que podem ser sensíveis a tratamento físico-químico convencional;
- c) sais dissolvidos.

O processamento dessas categorias de materiais tem aumentado significativamente nos últimos anos, particularmente devido ao desenvolvimento de novas indústrias do ramo biotecnológico, bem como de produtos alimentícios que exigem alta qualidade. A obtenção de produtos de qualidade numa linha de produção econômica tem promovido o desenvolvimento de alternativas e o aperfeiçoamento de processos, como o que ocorre com o desenvolvimento e a utilização de membranas aplicadas a processos de extração e purificação. As aplicações são variadas, sendo comum classificar as membranas como:

- microfiltração (MF): separação de partículas com granulometria entre 0,02 a 10  $\mu\text{m}$ ;
- ultrafiltração (UF): separação de partículas e soluções poliméricas com tamanho de 0,001 a 0,0210  $\mu\text{m}$ ;
- nanofiltração (NF): separação de coloides e moléculas de baixa massa molecular com tamanho de 0,01 a 0,001  $\mu\text{m}$  (0,1 a 1 kDa);
- osmose reversa (OR): para separação de solutos iônicos tipicamente menores que 0,00110  $\mu\text{m}$  (<0,1 kDa).

Desses quatro tipos, a microfiltração e a ultrafiltração são amplamente aplicadas em uma primeira etapa de clarificação ou recuperação. A Figura 1.12 apresenta um esquema que relaciona o tipo de filtração a ser utilizado em função do tamanho do particulado a ser recolhido.



**Figura 1.12** Tipo de filtração associado com o tamanho do particulado.

Fonte: adaptada de Perry & Green (2008).

A MF pode ser a mais utilizada para remover partículas suspensas, tais como aquelas encontradas em diversas unidades de fabricação, como a indústria

cervejeira, tratamentos de efluentes líquidos e a própria indústria sucroalcooleira. Embora seja baseado em diferentes mecanismos, pode-se dizer que a operação de centrifugação tem a mesma função da microfiltração. Na prática, ambas as técnicas podem ser utilizadas, assim a escolha deve ser feita em termos da eficiência de separação baseada no tamanho da partícula a ser separada.

A UF, por sua vez, é uma técnica utilizada para separar moléculas de diferentes tamanhos, bem como promover o aumento da concentração do soluto de interesse em solução.

Usualmente, as membranas de MF podem ser de acetato de celulose, cerâmicas, polivinil, polipropileno, politetrafluoretileno; as de UF e NF podem ser de poliacrilonitrila e polisulfona, além das citadas para a MF.

Em função do desenvolvimento tecnológico, podem surgir aplicações de novos materiais. Assim, é interessante a contínua busca de informações sobre esse setor.

As membranas de MF, UF, NF e OR apresentam diversas aplicações:

#### **- Microfiltração**

- clarificação de sucos e remoção de sólidos suspensos;
- clarificação de soro de queijo;
- desengorduramento e redução da carga microbiana de leite;
- clarificação de vinho e cerveja;
- remoção de partículas e pigmentos da indústria de açúcar.

#### **- Ultrafiltração**

- maior clarificação de sucos;
- fracionamento de leite na manufatura de queijo;
- fracionamento do soro de leite para concentrar proteínas presentes;
- recuperação de proteínas na indústria de carnes (bovina, aves e peixes);
- concentração de gelatina;
- recuperação de amido;
- recuperação de solventes e remoção de particulados na indústria de óleo.

## - Nanofiltração e Osmose Reversa

- desmineralização parcial e concentração do soro do leite;
- recuperação e clarificação de soluções ácido/base.

### 1.3.2 Equacionamento e projeto de sistemas de filtração convencional

Definições:

1) Fração mássica de sólidos na suspensão, S

A fração mássica de sólidos representa a soma de todos os particulados insolúveis presentes na solução filtrada e é dada por:

$$S = \frac{M_T}{M_T + M_{lr} + \rho \cdot V} \quad (1.1)$$

sendo  $M_{lr}$  a massa de líquido retido na torta,  $\rho$  a densidade do líquido, e  $V$  o volume de filtrado.

2) Razão de torta úmida por torta seca, m

$$m = \frac{M_T + M_{lr}}{M_T} \quad (1.2)$$

3) Massa de sólidos na torta ou massa da torta seca,  $M_T$

Nem sempre é possível determinar a massa de torta seca formada durante um processo de filtração. No entanto, essa massa pode ser estimada em função da área da filtração ( $A$ ), da espessura da torta ( $L$ ), da densidade do sólido ( $\rho_s$ ) e da porosidade da torta ( $\epsilon$ ), de acordo com a seguinte equação:

$$M_T = L \cdot A \cdot (1 - \epsilon) \cdot \rho_s \quad (1.3)$$

4) Porosidade da torta,  $\epsilon$

A porosidade da torta é definida, como em todos os meios porosos, pela relação entre o volume de vazios e o volume total:

$$\epsilon = \frac{\text{Volume de vazios}}{\text{Volume total da torta}} \quad (1.4)$$

### 5) Espessura da torta, L

A espessura da torta, por sua vez, pode ser estimada por meio da expressão que se segue. Nesse caso, o valor de  $m$  deve ser obtido por uma amostragem ou experimentalmente. A expressão que permite a estimativa da espessura é:

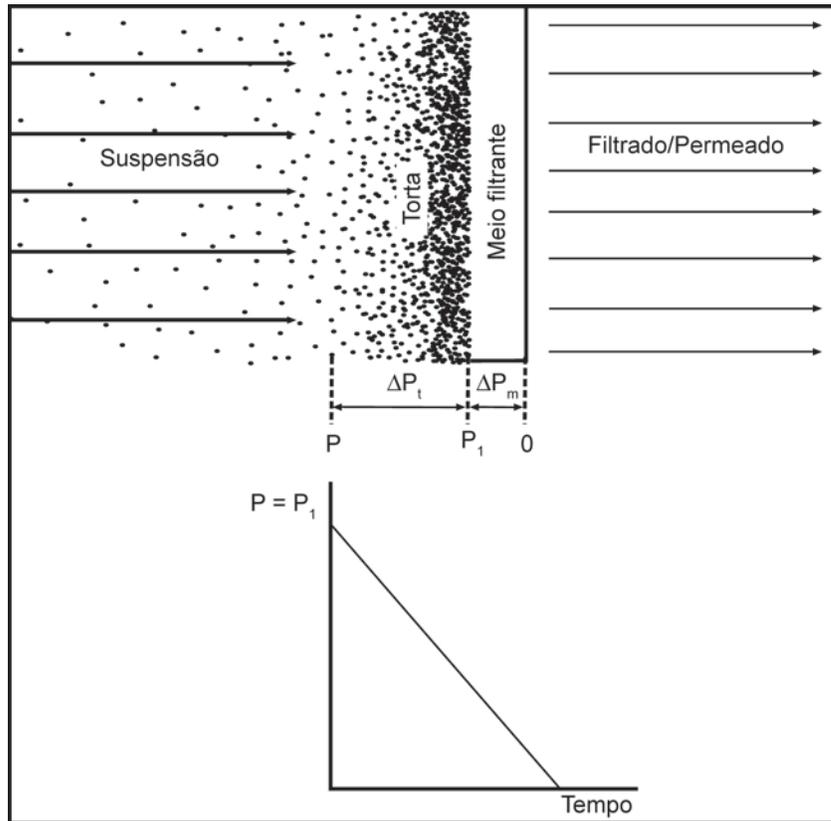
$$L = \frac{S \cdot \rho \cdot V}{(1 - m \cdot S)(1 - \varepsilon) \cdot \rho_s \cdot A} \quad (1.5)$$

### 6) Volume de torta formada por volume de filtrado, $W'$ .

Essa é uma importante relação utilizada nos estudos de dimensionamento de filtros e é definida como a relação entre a massa de torta formada e o volume de filtrado:

$$W' = \frac{\text{massa de torta formada}}{\text{volume filtrado}} = \frac{S \cdot \rho}{(1 - m \cdot S)} \quad (1.6)$$

Todos os sistemas com escoamento sofrem resistências causadas por atrito na parede dos tubos e mesmo pela presença de conexões como cotovelos, curva, alongamentos e presença de válvulas, entre outros. No caso dos sistemas de filtração, como ilustrado pela Figura 1.13, as principais resistências ao escoamento são devidas à membrana, chamada resistência da membrana ou meio filtrante ( $R_m$ ), e à formação da torta de filtração, chamada de resistência da torta ( $\alpha$ ). Essas resistências ao escoamento são traduzidas pela perda de carga, e nesse caso é representada pela diferença de pressão manométrica em cada interface, isto é, a interface entre a suspensão e a torta e a interface entre a torta e a membrana. Como pode ser observado pela Figura 1.13, após um determinado tempo de processo, tem-se que o final da filtração ocorre quando  $P_i = 0$ , isto é, a pressão absoluta na superfície da membrana (ou meio filtrante) é nula.



**Figura 1.13** Resistências apresentadas durante um processo de filtração.  $\Delta P_t$ : perda de carga na torta;  $\Delta P_m$ : perda de carga na membrana.

Cabe, neste ponto, uma breve recordação a respeito das relações de pressão manométrica medida por instrumentos como, por exemplo, o manômetro de bourdon ( $P_{man}$ ), pressão absoluta a pressão no interior do sistema ( $P_{abs}$ ) e pressão atmosférica ( $P_{atm}$ ):

$$P_{man} = P_{abs} - P_{atm} \quad (1.7)$$

A perda de carga na torta ( $\Delta P_t$ ) é relacionada com a resistência da torta ( $\alpha$ ), a velocidade de escoamento do fluido no meio poroso ( $v_s$ ), com a quantidade de torta formada ( $W$ ), a área da filtração ( $A$ ), a viscosidade do solvente ( $\mu$ ) e as perdas de cargas, tal como segue:

$$\Delta P_t = \mu \cdot \frac{\alpha \cdot W \cdot v}{A} \quad (1.8)$$

Já a resistência da membrana ( $R_m$ ) é relacionada com a perda de carga da membrana ( $\Delta P_m$ ), a viscosidade do solvente e a velocidade de escoamento do solvente nos poros:

$$\Delta P_m = \mu \cdot R_m \cdot v_s \quad (1.9)$$

Essas expressões são provenientes da equação de Koseny-Carman, utilizada para escoamento em meios porosos com  $Re < 5$ :

$$\Delta P_t = k \frac{\mu}{D_p^2} v_s \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \cdot L \quad (1.10)$$

sendo  $k$  a constante de permeabilidade.

A pressão total, lida pelo manômetro, é a função das perdas de carga no sistema:

$$P = \Delta P_t + \Delta P_m \quad (1.11)$$

Assim, a pressão de operação em um filtro é dada por:

$$P = \mu \cdot \left[ \alpha \frac{W \cdot V}{A} + R_m \right] v_s \quad (1.12)$$

A rigor, com essas expressões poder-se-ia projetar uma unidade de filtração. Entenda-se que quando se fala em projeto para filtração quer se estabelecer qual a área de filtração ( $A$ ) necessária para se processar um volume de solução num dado tempo. Essas variáveis, volume e tempo, são fixadas, isto é, previamente estabelecidas. No entanto, existe uma variável nessas equações que dificilmente pode ser determinada. Trata-se da velocidade superficial do solvente nos poros da torta e da membrana,  $v_s$ . Assim, a melhor maneira é trabalhar a vazão de filtrado ou permeado com uma grandeza de projeto. A relação entre velocidade e vazão é direta:

$$v_s = \frac{1}{A} \frac{dV}{d\theta} \quad (1.13)$$

sendo  $\theta$  o tempo.

A associação dessas duas equações fornecerá a equação geral da filtração:

$$P = \mu \cdot \left[ \alpha \frac{W \cdot V}{A^2} + \frac{R_m}{A} \right] \frac{dV}{d\theta} \quad (1.14)$$

Por facilidade assume-se que:

$$k_1 = \mu \cdot \alpha \frac{W}{A^2} \quad (1.15)$$

$$k_2 = \mu \frac{R_m}{A} \quad (1.16)$$

A filtração pode ocorrer em operações com:

- a) pressão constante;
- b) vazão constante;
- c) pressão e vazão constantes.

Para cada uma dessas situações e quando se têm tortas incompressíveis é possível obter equações específicas originadas a partir da equação geral da filtração. Assim, para cada caso teremos:

Para pressão constante:

$$\theta = \frac{k_1 \cdot V^2}{2P} + \frac{k_2 \cdot V}{P} \quad (1.17)$$

ou

$$\frac{\theta}{V} = \frac{k_1 \cdot V}{2P} + \frac{k_2}{P} \quad (1.18)$$

Para vazão constante:

$$P = k_1 \cdot V \cdot q_0 + k_2 \cdot q_0 \quad (1.19)$$

em que  $q_0$  é a vazão de operação.

Para pressão e vazão constantes:

$$P = (k_1 \cdot V + k_2) \cdot q \quad (1.20)$$

### Lavagem da torta

Em muitos casos, o líquido retido no bolo é removido por lavagem com solvente adequado. A lavagem ocorre em pressão ( $P_w$ ) e vazão ( $q_w$ ) constantes.

A equação geral para o período de lavagem constante é dada por:

$$P_w = (k_1 \cdot V_f + k_2) \cdot q_w \quad (1.21)$$

sendo  $V_f$  constante e igual ao volume final de filtrado. Assim, o tempo de lavagem é:

$$\theta_w = \frac{V_w}{q_w} \quad (1.22)$$

### Capacidade de filtração

A capacidade da filtração é medida diretamente pelo tempo de cada uma das operações. Nesse caso, deve-se ainda considerar o tempo de desmonte ou drenagem do filtro. A capacidade da filtração é medida por:

$$C = \frac{V_f}{\theta_w + \theta_f + \theta_d} \quad (1.23)$$

## 1.4 Considerações finais

A filtração é reconhecidamente uma das principais operações unitárias utilizadas pela indústria, particularmente de açúcar e álcool. Se os resultados de estudos em laboratório comprovarem a eficiência e conseqüentemente a necessidade de se mudar conceitos, estes virão naturalmente, e sairá na frente o grupo de empresas que tenha essa capacidade de visualizar que o novo traz melhores resultados. Com o exposto, parece ser notório que o desenvolvimento

de tecnologia de membranas e as formas de operações dos filtros poderão contribuir com a mudança desses conceitos.

## 1.5 Exercícios e Projeto

### Exercícios:

1. Partindo das equações 1.1 e 1.2, demonstre a equação 1.3.
2. Demonstre as equações 1.9 e 1.10, partindo da Equação de Koseny-Carman.
3. Um filtro folhas operando a uma pressão de 4 kgf/cm<sup>2</sup> e a uma vazão de filtrado de 45 L/min leva 1 hora para coletar 300 L de filtrado. Determine qual é a capacidade horária máxima desse filtro, sabendo que são usados 60 litros de água de lavagem e que o tempo de descarga e limpeza é de 15 minutos.

### Projeto:

Com os resultados experimentais de filtração de carbonato de cálcio, realizados em um filtro prensa, foi possível determinar os principais parâmetros de filtração. Esses dados são fornecidos a seguir:

$$R_m = 21,5 \cdot 10^8 \text{ cm}^{-1}$$

$$a = 2,74 \cdot 10^{10} \text{ cm/g}$$

$$\mu = 0,0078623 \text{ g/cm} \cdot \text{s}$$

$$\text{Área da placa} = 300 \text{ cm}^2$$

Considere que será necessário realizar uma filtração de 60 litros de uma solução de carbonato de cálcio, cuja concentração é de 70 g/L. Essa operação deverá ser feita em 11 minutos a um  $\Delta P = 28$  psi. Qual o número de placas necessário ao filtro para que ele atenda a esse projeto?



# **UNIDADE 2**

Sedimentação



## 2.1 Primeiras palavras

A sedimentação é uma operação unitária destinada a separar grandes volumes de líquidos e sólidos, os quais normalmente não apresentam custo elevado, não exigindo, assim, técnicas mais sofisticadas como filtros e centrífugas. Os sistemas de tratamento de efluentes são os que mais aplicam essa operação unitária. O entendimento dos princípios da sedimentação, assim como da filtração e da centrifugação, ajudará a compreender eventuais ineficiências de processos que já se encontram em operação, bem como discutir e definir adequadamente a aplicação.

## 2.2 Problematizando o tema

Em muitos processos industriais em que se demandam grandes volumes de suspensões que não apresentam valor agregado, mas precisam ser separados de líquidos, se emprega a sedimentação. Tomemos como exemplo a recepção de cana-de-açúcar que traz da lavoura uma grande quantidade de resíduos, principalmente terra. Essa cana-de-açúcar passa inicialmente por um processo de lavagem, justamente para a retirada de terra e outros resíduos. Essa água de lavagem precisa e deve ser reutilizada na indústria, e a maneira mais prática e barata é colocar essa mistura (lama) em descanso para que a terra sedimente e a água mais isenta de sólido possa ser reutilizada. A esse processo se dá o nome de sedimentação. Fazer passar essa água com terra e outros sólidos em um filtro demandaria um custo muito alto e desnecessário. Economicamente, a sedimentação é mais vantajosa; além disso, deve-se mencionar que ela é um processo que pode ser facilmente utilizado quando se tem sólido denso e com tamanho visível. Em casos em que o sólido não é tão denso ou em que a solução seja composta de partículas finamente divididas, a filtração ou a centrifugação serão mais vantajosas.

## 2.3 Introdução

A sedimentação é o processo no qual partículas suspensas são separadas do meio líquido basicamente por diferença de densidade. A sedimentação é usada na remoção de areia e outros tipos de materiais particulados em um tanque de sedimentação primária, na remoção de flocos biológicos nos tanques de sedimentação secundária e na remoção de flocos químicos quando o processo de coagulação química é utilizado. E ainda pode ser aproveitada para concentração de sólidos em espessadores de lodo.

A sedimentação é, portanto, a separação de uma fase sólida em suspensão de uma fase líquida por ação da gravidade.

### **Tipos de sedimentação**

Quatro tipos de sedimentação podem ocorrer de acordo com a concentração de sólidos e com as características das partículas que induzirão ou não a tendência de elas interagirem:

1. sedimentação discreta;
2. sedimentação de flocos de pequena concentração;
3. sedimentação em massa (flocos com alta concentração);
4. zona de compressão.

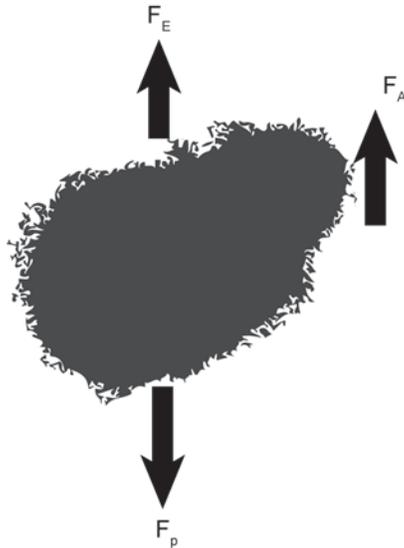
Neste texto limitaremos a discutir a sedimentação discreta e em massa, tendo em vista serem estas as principais formas de se resolver problemas encontrados no cotidiano. Os outros itens, no entanto, podem ser mais bem estudados no livro de Metcalf & Eddy, Inc. (1972), que aborda o assunto de uma maneira detalhada.

#### **2.3.1 Sedimentação discreta**

Tomaremos o início do desenvolvimento das principais equações que regem o princípio da sedimentação discreta considerando uma partícula individual que mantém seu tamanho, forma e densidade durante a sedimentação, isto é, sua queda em uma solução.

Consideremos um líquido em repouso e uma partícula que sedimenta com aceleração da gravidade, até que, com a ação contrária da força de empuxo e do atrito, atinge-se um equilíbrio em que se sedimenta com uma velocidade uniforme.

A Figura 2.1 representa as forças que agem sobre uma partícula individual escoando num meio fluido, durante a sedimentação.



**Figura 2.1** Esquema das forças atuantes em uma partícula suspensa em um meio líquido em repouso.

De acordo com essa Figura 2.1, tomaremos a força  $F$  como a resultante das forças aplicadas sobre a partícula, sendo elas:

- $F_p$  a força externa, que nesse caso será a força da gravidade;
- $F_E$  a força devida ao empuxo;
- $F_A$  a força devida ao atrito.

Essas forças são representadas pelas seguintes equações:

$$F_p = m \cdot g \quad (2.1)$$

- $m$  é a massa da partícula;
- $g$  é a aceleração da gravidade.

$$F_E = m_{LD} \cdot g \quad (2.2)$$

- $m_{LD}$  é a massa de fluido deslocado

$$F_A = C_a \frac{A \rho_l v^2}{2} = C_a \frac{\pi d_p^2}{8} \rho_l v^2 \quad (2.3)$$

- $C_a$  é o coeficiente de atrito;
- $A$  é a área projetada da partícula (considerando uma partícula esférica  $A = \pi d_p^2/4$ );
- $\rho_f$  é a massa específica do fluido;
- $v$  é a velocidade da partícula relativa ao fluido;
- $d_p$  é o diâmetro da partícula.

$$F = m \cdot a = m \cdot \frac{dv}{dt} \quad (2.4)$$

- $a$  é a aceleração do movimento de decantação.

Portanto, temos que a força resultante fica da seguinte forma:

$$m \frac{dv}{dt} = F_p - F_E - F_A = mg - m_{LD}g - C_a \frac{\pi d_p^2}{8} \rho_f v \quad (2.5)$$

O volume deslocado é considerado igual ao volume da partícula, então, para uma partícula esférica temos:

$$V_p = \frac{\pi \cdot d_p^3}{6} \quad (2.6)$$

sendo  $\rho_f$  a massa específica do fluido, então, podemos escrever:

$$\rho_f = \frac{m_{LD}}{V_{LD}} \quad (2.7)$$

Portanto, se  $V_{LD} = V_p$ , temos:

$$m_{LD} = \rho_f V_{LD} = \rho_f V_p \quad (2.8)$$

Assim, substituindo a equação 2.8 na 2.5:

$$m \frac{dv}{dt} = mg - \rho_f \frac{\pi d_p^3}{6} g - C_a \frac{\pi d_p^2}{8} \rho_f v \quad (2.9)$$

Considerando velocidade de sedimentação constante, ou seja:

$$a = \frac{dv}{dt} = 0 \quad (2.10)$$

e também

$$m = \rho_s \frac{\pi d_p^3}{6} \quad (2.11)$$

temos:

$$m \frac{dv}{dt} = \rho_s \frac{\pi d_p^3}{6} g - \rho_l \frac{\pi d_p^3}{6} g - C_a \frac{\pi d_p^3}{8} \rho_l v \quad (2.12)$$

$$C_a \frac{d_p^2}{8} \rho_l v^2 = \frac{d_p^3}{6} (\rho_s - \rho_l) g$$

$$v^2 = \frac{4 d_p g (\rho_s - \rho_l)}{3 C_a \rho_l}$$

Esta é a Equação Newtoniana, que é mais bem expressa pela equação 2.13. Por conveniência passaremos a chamar  $v$  de  $v_t$ , ou velocidade terminal.

$$v_t = \sqrt{\frac{4gd_p}{3C_a} \left( \frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l} \right)} \quad (2.13)$$

É interessante destacarmos os estudos de Stokes para esse caso da sedimentação discreta. Para partículas esféricas, pequenas, num meio viscoso, Stokes demonstrou que:

$$F_A = 3\pi \cdot d_p \mu \cdot v \quad (2.14)$$

Igualando as forças de atrito de Newton (equação 2.13) e de Stokes (equação 2.14):

$$C_a \frac{\pi d_p^2}{8} \rho_l v^2 = 3\pi \cdot d_p \mu \cdot v$$

$$C_a = \frac{24\mu}{d_p \rho_l v} = \frac{24}{Re} \quad (2.15)$$

Substituindo a equação 2.15 na equação 2.13:

$$v_t = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_l)}{18\mu} g \quad (2.16)$$

Observação: lembrando que a equação 2.16 é válida para partículas esféricas e meio viscoso com  $Re < 1$ .

Identificação do regime de decantação e equações generalizadas para  $C_a$  e  $v_t$

### Identificação do regime de decantação

Quando a velocidade de decantação é desconhecida, torna-se difícil reconhecer o regime de decantação, pois o número de Reynolds,  $Re$ , não pode ser calculado.

Para identificação do regime de decantação podemos usar a seguinte equação:

$$K = d_p^3 \sqrt{\rho_l \frac{(\rho_s - \rho_l)}{\mu^2} g} \quad (2.17)$$

$$K \begin{cases} < 3,3: \text{ regime viscoso} \\ 3,3 \text{ a } 44: \text{ regime intermediário} \\ 44 \text{ a } 2360: \text{ regime hidráulico} \\ > 2360: Re > 20000 \end{cases}$$

## Equações generalizadas para o cálculo de $C_a$ e $v_t$

Para outras faixas de  $Re$ , o coeficiente de atrito assume novos valores aproximados para os diferentes regimes.

Equações generalizadas podem ser utilizadas para o cálculo de  $C_a$  e  $v_t$ . Essas equações são apresentadas na sequência a seguir.

Primeiramente a equação para o cálculo de  $C_a$ .

$$C_a = \frac{B}{Re^n} \quad (2.18)$$

A outra equação generalizada para o cálculo de  $v_t$  envolve as propriedades físicas com densidade do sólido e líquido, bem como a viscosidade do líquido, além do diâmetro da partícula e parâmetros circunstanciados para regimes de escoamento específicos.

$$v_t = \frac{4}{3} \left[ \frac{(\rho_s - \rho_p) d_p^{(n+1)}}{B \mu^n (\rho_l)^{(1-n)}} g \right]^{\frac{1}{2-n}} \quad (2.19)$$

Os valores de  $B$  e  $n$  são constantes empíricas, e para os diferentes regimes de decantação são apresentados na Tabela 2.1.

**Tabela 2.1** Valores  $B$  e  $n$  para os diferentes regimes de decantação.

Regime	B	n
Viscoso ( $10^{-4} < Re \leq 1,9$ )	24	1
Intermediário ( $1,9 \leq Re \leq 500$ )	18,5	0,6
Hidráulico ( $500 \leq Re \leq 200.000$ )	0,44	0
$Re > 200.000$	0,20	0

Continuaremos nossos estudos tendo por base os tanques que se destinarão a promover a decantação. Abordaremos dois tipos de tanques, um retangular e um circular. Em todos esses casos abordaremos tanques “ideais” que se referem a tanques nos quais as regiões ou zonas no seu interior são bem definidas, sendo elas as zonas de entrada, de sedimentação de lodo e de saída de solução ou líquido clarificado.

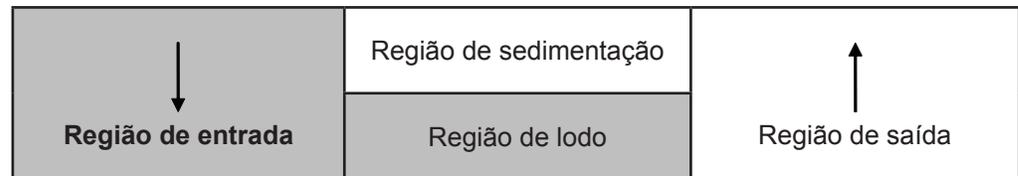
## Tanque retangular ideal de sedimentação

Admitindo-se um tanque retangular e as seguintes hipóteses:

- Na região de sedimentação as partículas sedimentam como num cilindro em repouso e de igual profundidade.
- O escoamento é uniforme, e na região de sedimentação a concentração de partículas em suspensão de mesmo tamanho é uniforme ao longo das seções em ângulo reto com o escoamento.
- Uma partícula que penetra na região de lodo não sai mais dela.
- Todas as partículas mantêm a mesma dimensão e forma, isto é, são individuais.

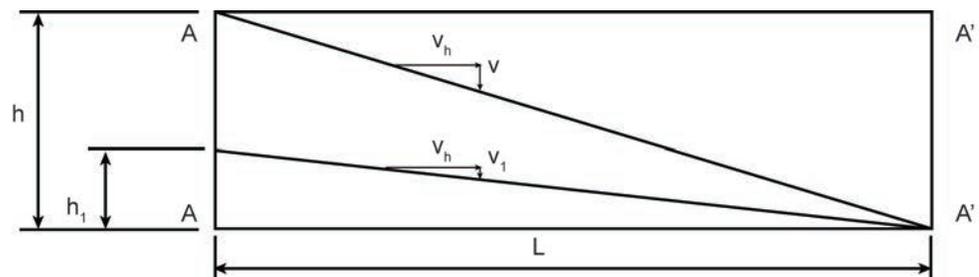
A Figura 2.2 representa esquematicamente o tanque retangular com suas divisões que o caracterizam como tanque ideal.

Nesse tanque a entrada deverá ser feita por uma das laterais, sendo uma região central destinada à decantação propriamente dita e a outra extremidade em que se permite a saída do líquido clarificado.



**Figura 2.2** Representação esquemática de um tanque de sedimentação retangular ideal.

Já a Figura 2.3 representa a trajetória individual da partícula em queda no interior de um tanque retangular.



**Figura 2.3** Trajetórias das partículas individuais no tanque retangular ideal.

Na Figura 2.3, estão representadas as decomposições das velocidades horizontais e verticais durante a queda da partícula ao longo de um comprimento L do tanque.

Consideremos  $d_p$  o diâmetro da menor partícula, cuja remoção pretende-se que seja de 100%. Essa partícula penetra na parte superior do tanque a uma profundidade h. As distâncias L e h que ela vai percorrer são:

$$L = \theta v_h \quad (2.20)$$

$$h = \theta v \quad (2.21)$$

- $v_h$  é a velocidade horizontal do escoamento;
- $\theta$  é o tempo de sedimentação;
- $v$  é a velocidade de sedimentação.

Devemos agora fazer as seguintes análises das possíveis situações:

1) Partículas de igual diâmetro  $d_p$  e igual densidade

Nesse caso, todas as partículas que penetrarem a uma profundidade inferior a h seguem trajetórias paralelas a AA' e chegam ao fundo do tanque num tempo menor que  $\theta$ , antes de alcançar L, sendo 100% removidas.

2) Partículas de diâmetro  $d_p' > d_p$  e mesma densidade

Penetrando abaixo de h ou em h têm velocidade de sedimentação superior a v e são 100% removidas.

3) Partículas de diâmetro  $d_{p_1}$  menores que  $d_p$

Só serão removidas as que penetrarem a uma profundidade inferior a  $h_1$ , tal que se possa dizer:

$$L = \theta v_h$$

$$h_1 = \theta v_1 \quad (2.22)$$

A trajetória será AA', e a velocidade de sedimentação será  $v_1$ .

As partículas que penetram acima de  $h_1$  passam com o efluente do tanque, havendo assim apenas uma percentagem removida e dada por:

$$\% \text{ de partículas removidas} = \frac{\text{volume de partículas abaixo de } h_1}{\text{volume de partículas abaixo de } h}$$

$$\% \text{ de partículas removidas} = \frac{h_1 \cdot S \cdot C}{h \cdot S \cdot C} = \frac{h_1}{h}$$

- S é uma seção delgada;
- C é a concentração de partículas (válida a 2ª hipótese).

Sendo

$$\theta = \frac{h}{v} = \frac{h_1}{v_1}$$

A porcentagem de partículas removidas é:

$$\% \text{ de partículas removidas} = \frac{h_1}{h} = \frac{v_1}{v} \quad (2.23)$$

### Taxa superficial

A velocidade de sedimentação ( $v$ ) é fisicamente igual à vazão que flui sobre a área superficial “S” de sedimentação.

Partindo da equação 2.21 e de  $V = Qt$  ( $V$  é o volume do tanque e  $Q$  é a vazão), tem-se:

$$v = \frac{h}{\theta} = \frac{Q \cdot h}{V} = \frac{Q}{S} \quad \left( \frac{\text{m}}{\text{s}} = \frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{m}^2} \right) \quad (2.24)$$

Pela Equação de Stokes:

$$v = \frac{(\rho_s - \rho_l)d_p^2}{18\mu} g$$

fazendo:

$$\frac{(\rho_s - \rho_l)}{18\mu} g = \frac{1}{K}$$

tem-se:

$$d_p^2 = K \cdot v$$

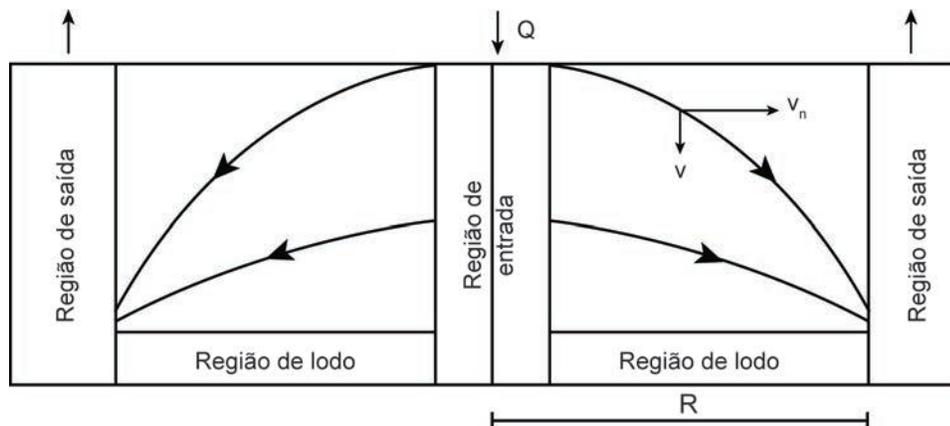
ou

$$d_p^2 = K \cdot \left( \frac{Q}{A} \right) \quad (2.25)$$

Conclusão: a menor partícula a ser 100% removida é função única da vazão superficial ou da velocidade de sedimentação.

Tanque de sedimentação de formato circular

Da mesma maneira, trataremos agora de um tanque com formato circular. A Figura 2.4 representa esquematicamente o tanque circular com suas divisões hipotéticas. Nesse tanque, a entrada deverá ser feita pelo centro, sendo as laterais destinadas à saída do líquido clarificado. Na região inferior ocorre a formação do lodo espessado.



**Figura 2.4** Trajetórias das partículas individuais em um tanque circular ideal de raio R.

Na Figura 2.4 também se delinea, esquematicamente, a trajetória de uma partícula. É possível notar uma trajetória parabólica. No tanque circular a componente horizontal da velocidade varia com o raio, e é:

$$v_h = \frac{Q}{2 \cdot \pi \cdot r \cdot h} \quad (2.26)$$

Como  $v_h$  decresce à medida que o raio aumenta, e a velocidade de sedimentação é constante, as trajetórias das partículas são curvas, com as tangentes em qualquer posição da trajetória, definidas por:

$$\frac{dh}{dr} = \frac{v}{v_h} = \frac{2 \cdot \pi \cdot r \cdot h \cdot v}{Q} \quad (2.27)$$

Integrando a equação 2.27 entre os raios interno e externo,  $r_1$  e  $r_0$ , a percentagem removida é:

$$\frac{h_1}{h} = \frac{v_1}{Q} (\pi \cdot r_0^2 - \pi \cdot r_1^2) = \frac{v_1}{Q/A} = \frac{v_1}{v} \quad (2.28)$$

Assim, a remoção em um tanque de sedimentação de formato circular é também função da velocidade de sedimentação, da vazão e da área superficial.

### 2.3.2 Sedimentação em massa

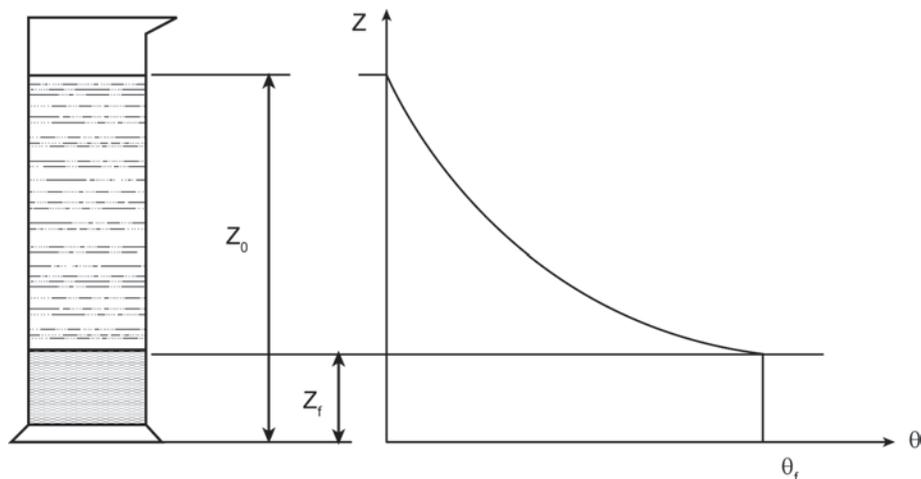
A sedimentação em massa é amplamente aplicada para suspensões concentradas. Apresentaremos os principais fundamentos desse tipo de sedimentação, a partir dos quais é possível elaborar e discutir projetos de sedimentadores, particularmente os sedimentadores contínuos.

#### **Determinações experimentais da taxa de vazão superficial**

Suspensões com características diversas requerem a determinação experimental da velocidade de sedimentação. É semelhante ao caso de sedimentação de partículas floculentas, cujo estudo não detalharemos nesse texto.

Ensaio de sedimentação podem ser realizados em laboratório com auxílio de um cilindro graduado (proveta) medindo-se a altura da interface da suspensão

e do líquido clarificado em função do tempo chamaremos esse tipo de ensaio de teste da proveta. A Figura 2.5 representa a proveta e o gráfico que pode ser obtido a partir dos dados experimentais de tempo ( $\theta$ ) e altura da suspensão ( $Z$ ) em decantação.



**Figura 2.5** Ensaio de decantação.  $Z_0$  (altura inicial) e  $Z_f$  (altura final do material espessado).

Esses ensaios de sedimentação são, portanto, necessários para o projeto de sedimentadores e, nesse texto, aplicaremos essa concepção para estudar a teoria de projeto.

Vale a pena um comentário para o caso de partículas floculantes, visto que toda a teoria também é baseada na coleta de dados experimentais a partir de um cilindro devidamente designado para o estudo. Nesse caso, para determinar as características de sedimentação de uma suspensão de partículas floculantes, a coluna de sedimentação pode ser de qualquer diâmetro, mas recomenda-se que a altura tenha o mesmo valor da profundidade do tanque desejado. Resultados satisfatórios podem ser obtidos com um tubo de 150 milímetros de diâmetro e cerca de 3 metros de altura. Amostradores devem ser inseridos a intervalos de 60 centímetros.

### Decantador contínuo

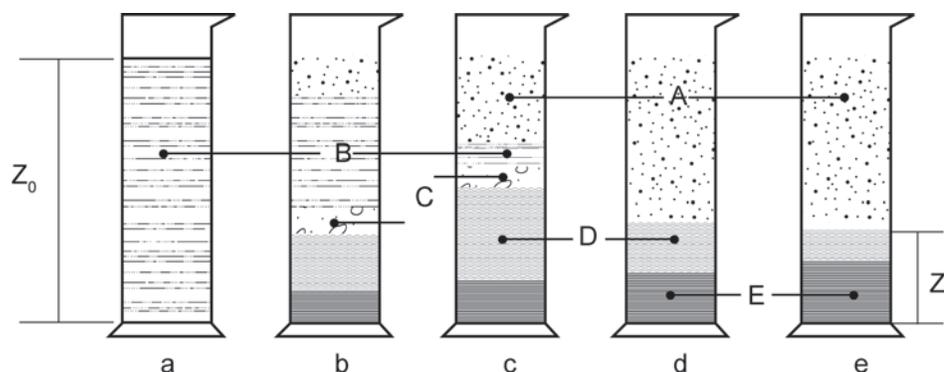
Consideremos o ensaio experimental realizado em laboratório com uma proveta. A velocidade de decantação em cada instante será:

$$v = - \frac{dz}{d\theta}$$

Vamos descrever os passos que ocorrem durante a sedimentação em proveta.

a) Quando a sedimentação tem início, a suspensão encontra-se a uma altura  $Z_0$  e sua concentração é uniforme  $C_0$ .

b) Pouco tempo depois é possível distinguir cinco zonas distintas no cilindro de sedimentação. A Figura 2.6 representa esquematicamente cada uma das regiões que ocorrem durante o tempo de sedimentação.



**Figura 2.6** Esquema típico de um ensaio de sedimentação – teste da proveta.

A seguir, vamos fazer uma descrição pormenorizada da sequência de decantação que pode ser observada no experimento. Essa descrição é de melhor entendimento com a observação das etapas apresentadas na Figura 2.6, isto é, as regiões formadas e delimitadas pelas letras A, B, C, D e E.

A – Líquido clarificado. No caso de suspensões que sedimentam muito rapidamente, essa camada poderá ficar turva durante certo tempo por causa das partículas mais finas que permanecem em suspensão;

B – Suspensão com uma concentração inicial  $C_0$ . A linha divisória entre A e B é geralmente nítida;

C – Zona de transição. A concentração da suspensão aumenta gradativamente de cima para baixo nessa zona, variando entre o valor inicial  $C_0$  até a concentração da suspensão espessada. A interface BC é geralmente nítida;

D – Suspensão espessada na zona de compressão, que é a suspensão na qual os sólidos sedimentados sob a forma de flocos acham-se dispostos uns sobre os outros, sem, contudo, atingirem a máxima compactação, uma vez que ainda existe líquido aprisionado entre os flocos. A separação entre as zonas C e D geralmente não é nítida e apresenta diversos canais por meio de líquido proveniente da zona de compressão. A espessura dessa zona vai aumentando durante a operação;

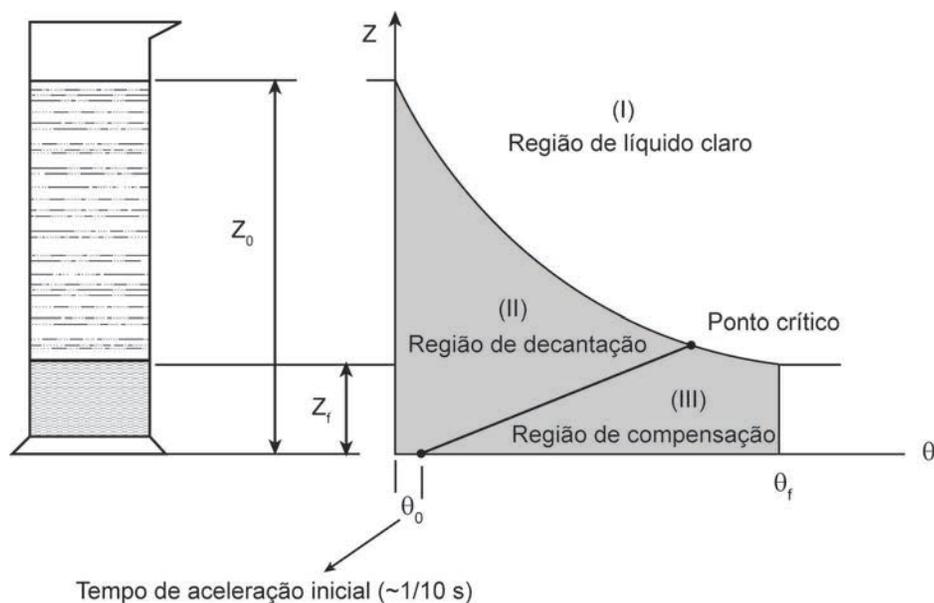
E – Sólido grosseiro que sedimentou logo no início do ensaio. A espessura dessa zona não aumenta durante o ensaio.

c) As zonas A e D tornam-se mais importantes, enquanto a zona B diminui e C e E permanecem inalteradas;

d) Ponto crítico. B e C desaparecem ficando apenas o líquido clarificado, a suspensão em compressão e o sedimento grosso, também chamado ponto de compressão;

e) A zona A continua aumentando enquanto a zona D diminui lentamente até a superfície de separação das camadas A e D atingir o valor final  $Z_f$ .

A Figura 2.7 é um detalhamento da Figura 2.5, em que apresentamos o ponto crítico que delimita as regiões formadoras da decantação.



**Figura 2.7** Níveis das separações das camadas.

Na zona de sedimentação (Região II) a velocidade é constante:

$$-\frac{dz}{d\theta} = K_1$$

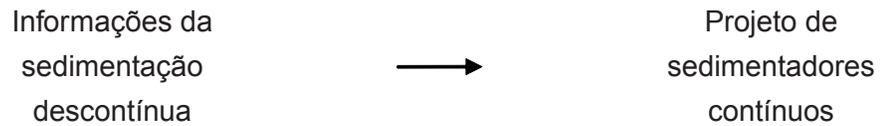
Na zona de compressão (Região III) a velocidade decresce:

$$-\frac{dz}{d\theta} = K_2(Z - Z_f)$$

## Cálculos do sedimentador contínuo

Agora vamos iniciar e apresentar os cálculos regidos pelas características de sedimentação dos sólidos na suspensão, que são utilizados nos projetos de sedimentadores.

Devemos entender “projeto” como sendo a determinação da área da seção reta e da profundidade de um sedimentador. É interessante notar que o projeto de sedimentadores contínuos é baseado nos dados experimentais obtidos de forma batelada, como os testes ou ensaios de proveta. Assim:



A partir dos testes de proveta em que se realizam as medições de altura da interface sólido-líquido com o tempo, é possível trabalhar com coeficientes angulares:

$$\frac{dh}{d\theta} \text{ ou } \frac{dz}{d\theta}$$

que permitem a determinação das velocidades. Sabemos ainda que:



Observação: a curva determinada em laboratório aplica-se somente à suspensão ensaiada.

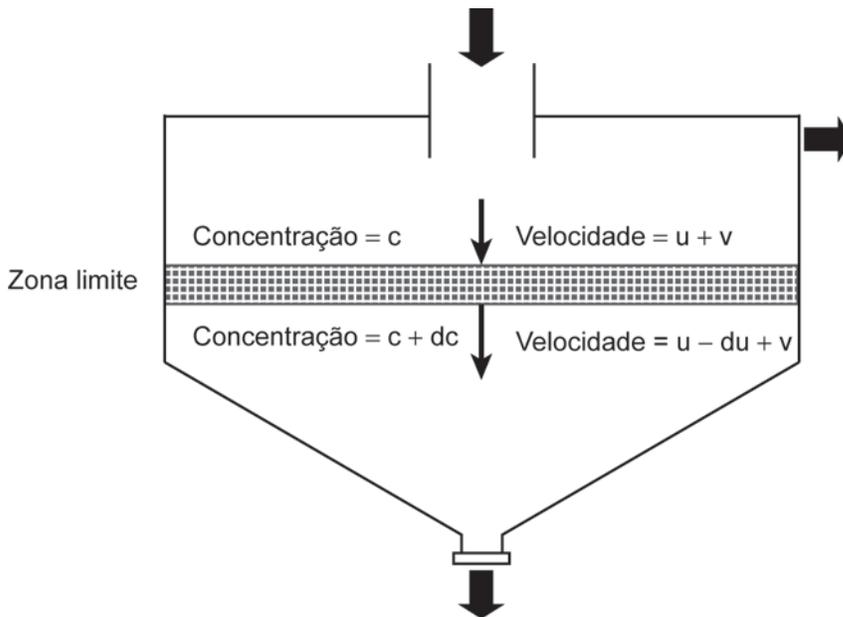
## Cálculos de projeto

Utilizaremos a descrição do Método de Coe e Clevenger (1916) e Kynch (1952).

Condição de funcionamento: a velocidade de sedimentação dos sólidos através de todas as zonas deve ser pelo menos, a suficiente para garantir a substituição dos sólidos que deixam essa região.

Importante: a identificação da concentração da camada que tem a menor capacidade de permitir a passagem dos sólidos nas condições de operação é chamada de camada limitante da velocidade.

A Figura 2.8 representa esquematicamente um sedimentador contínuo com as respectivas concentrações e velocidades na zona limite, permitindo a definição da altura do tanque.



**Figura 2.8** Esquema de um sedimentador contínuo, apresentando as concentrações e velocidades na zona limite.

A partir da Figura 2.8 realizaremos balanços de massa que permitem determinar a concentração da camada limite que estabelecerá a altura mínima no tanque.

Considerando que a camada possui concentração constante de sólidos, temos o balanço de massa.

Antes do balanço de massa, vamos fazer breves recordações e alguns conceitos. Do conceito de concentração:

$$C = \frac{m}{V}$$

Portanto:

$$m = C \cdot S \cdot Z$$

sendo S a área da seção transversal.

Ainda do conceito de velocidade:

$$v = \frac{Z}{\theta}$$

Assim:

$$m = C \cdot S \cdot v \cdot \theta$$

Agora sim, aplicamos o balanço de massa na zona limite conforme apresentado na Figura 2.8:

$$m_{\text{ENTRADA}} = m_{\text{SAÍDA}}$$

$$C \cdot dv = (-dv + v + v_1) \cdot dc$$

$$v_1 = C \cdot \frac{dv}{dC} - v + dv$$

O termo diferencial,  $dv$ , é desprezível.

$$v_1 = C \cdot \frac{dv}{dC} - v$$

$$v = f(C) \Rightarrow \frac{dv}{dC} = f'(C)$$

$$v_1 = Cf'(C) - f(C)$$

Considerando que C é constante na camada  $\Rightarrow v_1 = \text{cte}$ . Esse fato pode ser usado para se determinar a concentração de sólidos na fronteira superior da camada a partir de **um único ensaio** de sedimentação em proveta.

Do ensaio em proveta deve-se ter e obter:

- concentração inicial  $C_0$  e altura inicial dos sólidos em suspensão  $Z_0$ ;

- massa total dos sólidos em suspensão:  $C_0 Z_0 S$ .

E se obtêm os dados da camada limitante (do fundo à superfície) com:

- concentração:  $C_i$ ;
- tempo até a interface:  $\theta_i$ ;
- massa na camada limitante:  $C_i S \theta_i (v + v_i)$ .

Do balanço global de massa podemos igualar:

$$C_0 Z_0 S = C_i S \theta_i (v + v_i)$$

$$Z = v \cdot \theta$$

Assim a concentração  $C_i$  pode ser determinada:

$$C_i = \frac{Z_0 C_0}{(v + v_i) \theta} = \frac{Z_0 C_0}{v \cdot \theta + Z} \quad (2.29)$$

E a partir do coeficiente angular obtido em cada ponto da curva de sedimentação, pode-se obter a velocidade de sedimentação por:

$$v = -\frac{dZ}{d\theta} = \frac{Z_i - Z}{\theta} \quad (2.30)$$

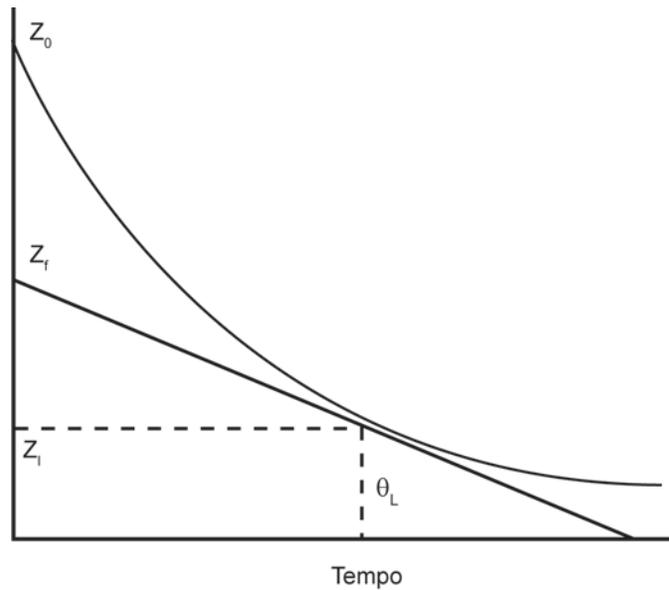
A concentração  $C_i$  pode ser reescrita:

$$C_i = \left( \frac{Z_0 C_0}{Z_i} \right) \quad (2.31)$$

em que:

- $Z_i$  = altura que a suspensão ocuparia se os sólidos se encontrassem na concentração  $C_i$ .
- $C_i$  = concentração mínima em que as camadas limites interferem.

Cabe um breve detalhamento do procedimento para este caso, em que  $v$  é função de  $C$ . Consideremos a Figura 2.9 obtida em um ensaio de sedimentação.



**Figura 2.9** Esquema de um resultado típico resultado de um ensaio de sedimentação.

Devemos reforçar que essa figura é obtida a partir de dados experimentais de altura  $Z$  com tempo  $\theta$ . Com isso, os passos a seguir são:

- 1) construir um gráfico de  $Z$  em função de  $\theta$ ;
- 2) para vários  $\theta$  arbitrários, traçar a tangente;
- 3) determinar a inclinação e a intersecção com o eixo  $\theta = 0$ ;
- 4) com a inclinação determina-se  $v$ ;
- 5) com  $Z_1$  determina-se a concentração  $C$ .

## 2.4 Considerações finais

O projeto de sedimentadores depende do diâmetro das partículas, da viscosidade do líquido, da densidade do sólido e do líquido, da interação das partículas com todos os compostos presentes e das condições e variáveis do processo. É notório que as propriedades e as interações entre o sólido-sólido e sólido-líquido nem sempre podem ser conhecidas; assim, o projeto dos equipamentos é baseado em dados obtidos em ensaios de laboratório.

Para reduzir a área de um sedimentador é necessário que se aumente a velocidade de decantação dos sólidos; isto é possível quando se induz o agendamento das partículas sólidas. Usualmente, consegue-se por adição de agentes

químicos chamados coagulantes. Essa coagulação ocorre por interação das cargas eletrostáticas entre os sólidos. Os agentes são soluções de ácidos ou bases, polímeros de cadeia longa ou sulfato de alumínio ou ferroso, por exemplo.

## 2.5 Exercícios

1. Os resultados de um teste de sedimentação com uma suspensão conduziram aos valores apresentados na Tabela 2.2.

**Tabela 2.2** Resultados do ensaio de sedimentação.

Amostra	Profundidade de coleta (m)	Tempo de amostragem (h)	Sólidos na amostra (mg/L)
1	0,0	0,0	222 (média)
2	0,0	0,0	
3	0,0	0,0	
4	1,0	1,0	140
5	1,0	3,0	108
6	1,0	6,0	80
7	2,0	1,0	142
8	2,0	3,0	110
9	2,0	6,0	106
10	3,0	1,0	142
11	3,0	3,0	130
12	3,0	6,0	124
13	4,0	1,0	147
14	4,0	3,0	12
15	4,0	6,0	114

a) Apresentar um gráfico com o perfil acumulado da velocidade de sedimentação e calcular a fração de partículas removidas para uma velocidade de sedimentação igual a 1,0 m/h.

b) Apresentar um gráfico com a curva da fração de partículas pela velocidade de sedimentação.

c) Determinar a fração de partículas removidas.

2. Uma pasta contendo 3% (m/m) de um sólido cuja densidade é de 2630 kg/m<sup>3</sup> foi feita para passar por um teste de sedimentação em proveta. Os resultados obtidos nesse teste encontram-se apresentados na Tabela 2.3. Determine a área e a profundidade de um sedimentador contínuo que deverá processar 100 toneladas desse sólido por dia. A concentração inicial desse sólido em suspensão será de 3% (m/m) e deve-se obter uma pasta espessa de 10% (m/m).

**Tabela 2.3** Resultados do teste de proveta.

Tempo (min)	0	20	40	60	80	100	120	140
Altura da interface (m)	1.77	1.05	0.74	0.56	0.43	0.35	0.27	0.23

# **UNIDADE 3**

Centrifugação



### 3.1 Primeiras palavras

A centrifugação é outra operação unitária de separação de sólidos amplamente utilizada na indústria sucroalcooleira e se aplica ao processo de produção de açúcar logo após a unidade de cristalização e em algumas indústrias ela é aplicada na separação de leveduras provenientes do processo de fermentação.

### 3.2 Problematizando o tema

No processamento do caldo de cana podemos destacar, resumidamente, a evaporação e a cristalização como um dos principais processos que precedem a utilização de centrífugas. Ao fim da cristalização, não é possível aplicar a filtração, pois essa solução com alta concentração de açúcar cristalizado não permite um escoamento com auxílio de bombas, e a torta formada ainda conteria uma quantidade apreciável de líquido, causando perdas. Assim, a centrifugação aparece como a maneira mais eficiente de se recuperar os cristais, visto que as centrífugas podem operar continuamente e sem danos a eles. Isso se aplica para a recuperação de levedura da solução restante da fermentação alcoólica. Uma filtração não seria adequada quando se deseja manter intactas as leveduras, a fim de serem reaproveitadas no processo ou vendidas.

### 3.3 Introdução

As áreas de aplicação de todas as centrífugas contínuas ou descontínuas automáticas atendem a separação de sólido-sólido, como entre cristais em suspensão sólido-líquido. As mais frequentes aplicações na indústria de açúcar e álcool ocorrem no processamento de açúcar de cana e são direcionadas para massas cozidas de açúcar branco ou demerara, como também na separação dos cristais em suspensão nos processamentos da dextrose e frutose de alta viscosidade e baixa pureza. Deve-se destacar, no entanto, que as centrífugas são equipamentos utilizados também na separação de líquidos imiscíveis, particularmente na indústria farmacêutica.

A sedimentação e a filtração são duas operações muito importantes para a separação de sólidos e líquidos. Dependendo das vazões, tamanho de partícula e geometria dos processos de separação, estes podem ser muito versáteis e seletivos. Partículas grandes podem ser apropriadamente retidas no meio filtrante, enquanto partículas densas podem ser convenientemente acumuladas em um sedimentador. A operação unitária apropriada requer um conhecimento básico das teorias de filtração e sedimentação. Nesta unidade, abordaremos as principais

equações que governam outra operação unitária igualmente importante, a centrifugação. Na centrifugação, a força motriz que governa o processo é a força da gravidade, enquanto na filtração a força motriz é a diferença de pressão. Em todos os casos, particularmente na sedimentação, a separação do sólido do líquido não se dá instantaneamente. Em muitos processos há necessidade de essa separação ser mais rápida. A centrifugação é uma operação que permite que isso ocorra. Essa velocidade de separação pode ser definida como:

velocidade = força motriz/resistência

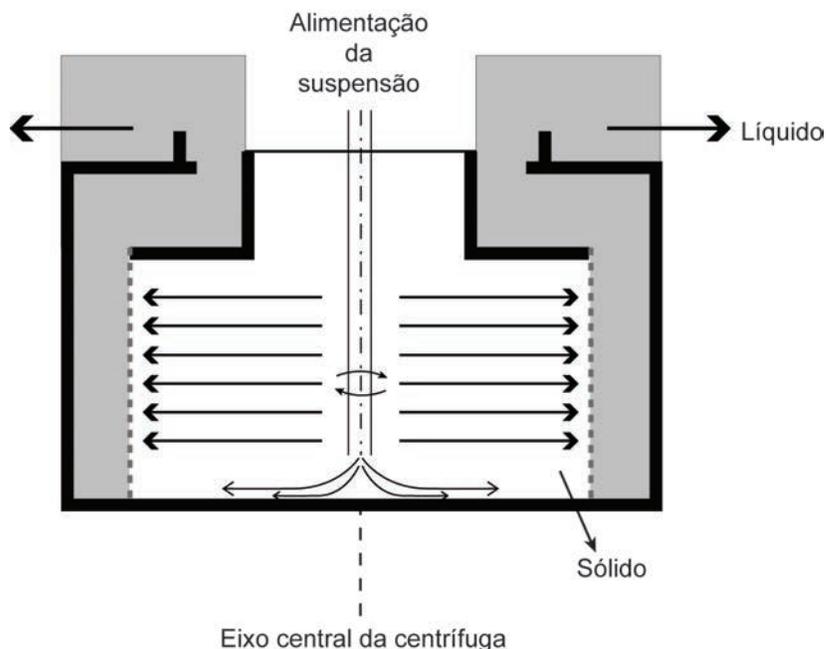
Esse tipo de relação aparece em muitas aplicações, inclusive em problemas de corrente de eletricidade, transferência de calor e massa. Existem dois procedimentos que permitem o aumento da velocidade de acúmulo de sólidos:

- 1) aumento da força motriz;
- 2) decréscimo da resistência.

Os processos de centrifugação utilizam essencialmente a opção 1. As forças centrífugas são tipicamente 10.000 vezes maiores que a força da gravidade e podem atingir 250.000 vezes a aceleração da gravidade nos equipamentos. Essa característica faz com que as centrífugas sejam os equipamentos mecânicos mais eficientes na separação de sólidos.

### **A centrífuga**

É um recipiente cilíndrico que gira em alta velocidade criando um campo de força centrífuga, o que promove a sedimentação das partículas. A Figura 3.1 apresenta um esquema de uma centrífuga em que a suspensão é alimentada sobre a parte superior, e por meio do giro realizado em seu próprio eixo os sólidos são separados da fase líquida.



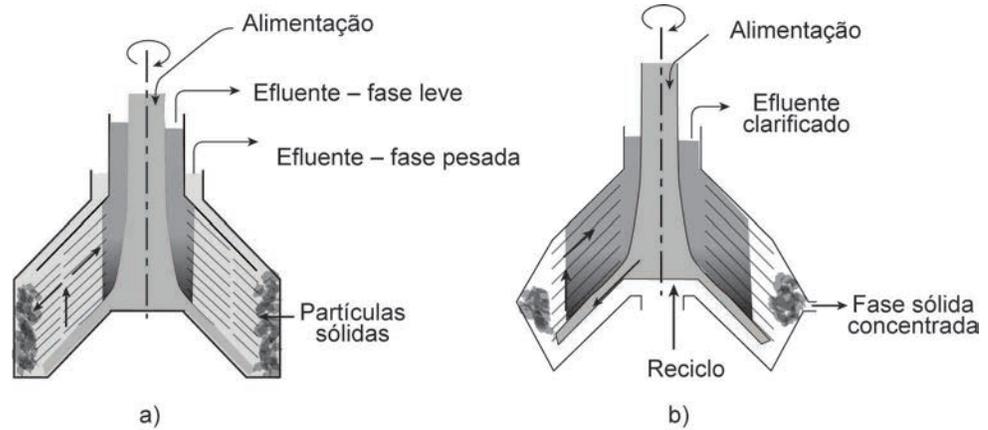
**Figura 3.1** Esquema simplificado de uma centrífuga.

A centrífuga esquematizada na Figura 3.1, de forma simplificada, apresenta uma alimentação contínua de suspensão. Neste ponto do estudo, trataremos de uma centrífuga que permite a separação de sólido e líquido através de um meio filtrante. Nesse caso, estão envolvidos os fenômenos de centrifugação, que estudaremos a seguir, juntamente com a filtração já estudada.

São vários os tipos de centrífugas, particularmente classificadas de acordo com as suas configurações mecânicas. As mais simples são as tubulares, tal como ilustrada na Figura 3.1, em que a rotação é feita pelo próprio cesto da centrífuga. Essas centrífugas têm uma velocidade de giro bastante alta, o que obriga a configuração de máquinas mais seguras e eficientes quanto à separação de fases.

Nas configurações mais comuns, o processo de centrifugação ocorre devido ao movimento de um eixo central ao tambor que compõe a centrífuga. Nesse eixo se pode dispor pratos ou discos, permitindo uma fluidodinâmica que favoreça a separação das fases (líquidos, ou líquidos e sólidos). A forma como esses equipamentos são projetados e fabricados é que define a aplicabilidade de uso.

As centrífugas mais comuns e amplamente utilizadas para a separação de líquidos são as centrífugas de disco; no entanto, essas centrífugas são também utilizadas na separação entre partículas e líquidos. A Figura 3.2 representa esquematicamente a configuração mecânica dessas centrífugas, bem como duas formas diferentes de operação.



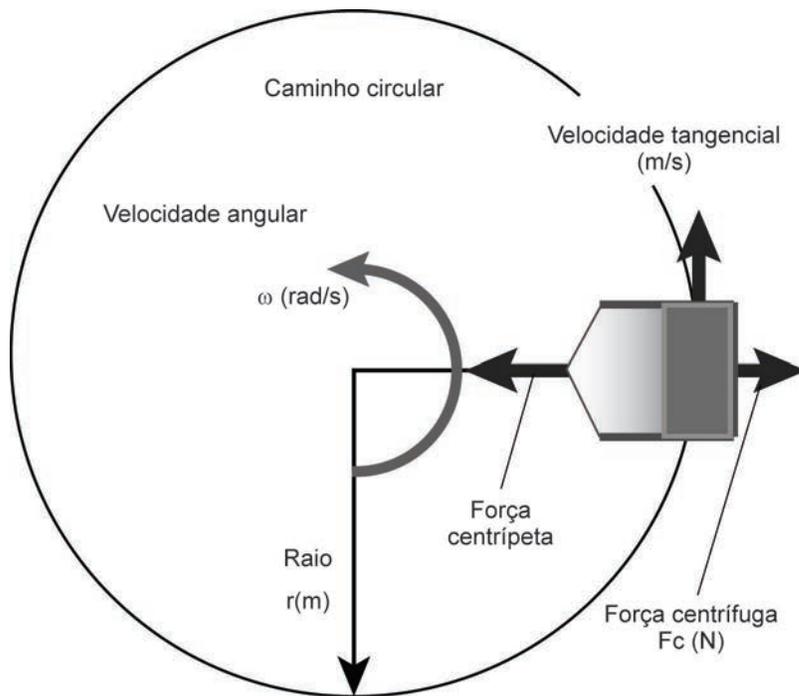
**Figura 3.2** Centrifugas de disco: a) separador de sólido na parede; b) com reciclo de clarificado e retirada de sólido lateral.

Na Figura 3.2 é apresentado o caminho percorrido pela suspensão até a descida da região cônica, e depois o caminho percorrido pelo líquido efluente que sai pela abertura superior da centrifuga. Pela Figura 3.2 b), é possível verificar que o sólido acumulado é continuamente retirado através de um orifício. A Figura 3.2 a) representa mais satisfatoriamente a separação de sólidos e dois líquidos imiscíveis ou parcialmente imiscíveis, como óleo e água ou água e um solvente orgânico acetato de etila.

### 3.3.1 A teoria da centrifugação

Para abordar as principais equações e fundamentos da centrifugação e, conseqüentemente, chegarmos ao projeto de centrifugas, serão discutidos os principais fatores e fenômenos envolvidos.

Iniciaremos com uma ilustração simples, apresentada na Figura 3.3, a partir da qual trabalharemos com as principais equações acerca desta unidade.



**Figura 3.3** Esquema de uma unidade de centrifugação.

Essa figura representa o movimento circular de um corpo preso a um eixo central. A força centrífuga é a responsável pela centrifugação. Os fluidos e sólidos exercem uma força alta contra a parede do recipiente, e isso é que vai limitar o tamanho da centrífuga.

### Equacionamento de centrífugas

Apresentaremos neste tópico, com mais detalhe, a Figura 3.3, estudando o movimento externo da cesta representada. É a partir dela que estabeleceremos as principais equações do movimento centrífugo. A velocidade tangencial,  $v$ , é proporcional à velocidade angular,  $\omega$ , e ao raio da centrífuga,  $r$ , sendo descrita por:

$$v = \omega \cdot r \quad (3.1)$$

Por sua vez a aceleração centrífuga,  $a_c$ , é dada por:

$$a_c = \omega^2 \cdot r \quad (3.2)$$

A força centrífuga,  $F_c$ , e a força da gravidade,  $F_g$ , são descritas respectivamente pelas equações 3.3 e 3.4.

$$F_c = m \cdot a_c \quad (3.3)$$

$$F_g = m \cdot g \quad (3.4)$$

sendo  $m$  a massa do objeto, e  $g$  a aceleração da gravidade.

A força centrífuga relativa,  $F_{cr}$ , pode ser dada por:

$$F_{cr} = \frac{F_c}{F_g} \quad (3.5)$$

que é, portanto, diretamente relacionada com a velocidade angular:

$$F_{cr} = \frac{r \cdot \omega^2}{g} \quad (3.6)$$

É conveniente buscar traduzir essa equação de forma a possibilitar a utilização com parâmetros mensuráveis, nesse caso, a velocidade de giro  $N$  (que é o número de rotações por minuto). Assim, a equação 3.6 é mais bem apresentada em função da frequência ( $f$ ) ou, melhor ainda, em função da velocidade de rotação ( $\omega$ ). Isso pode ser facilmente obtido com o auxílio das equações 3.7 e 3.8:

$$\omega = 2 \cdot \pi \cdot f \quad (3.7)$$

$$\omega = \frac{2 \cdot \pi \cdot N}{60} \quad (3.8)$$

Assim, a equação 3.6 pode ser reescrita:

$$F_{cr} = \frac{F_c}{F_g} = \frac{r \cdot \omega^2}{g} = \frac{v^2}{r \cdot g} = \frac{r}{g} \left( \frac{2 \cdot \pi \cdot N}{60} \right)^2 = 0,001118 \cdot r \cdot N^2 \quad (3.9)$$

Portanto, a força desenvolvida em uma centrífuga é  $r^2/g$  vezes maior que a força gravitacional.

## Separação entre sólido e líquido em uma centrífuga

A partir das observações e definições apresentadas no tópico anterior, adentraremos agora no seio do fluido e consideraremos o movimento que ocorre entre partículas presentes no líquido. Para isso, vamos considerar as centrífugas apresentadas nas figuras 3.1 e 3.2.

Vamos admitir que durante a centrifugação, tal como ilustrada na Figura 3.1, todo o líquido se move para cima à velocidade uniforme, transportando partículas sólidas com ele. As partículas movem-se radialmente na velocidade terminal de sedimentação  $v_t$ . Se o tempo de residência for suficiente para que a partícula chegue até a parede do tambor, ela é separada do fluido.

Para escoamentos laminares, podemos considerar que a velocidade terminal de sedimentação ao longo de um raio  $r$ , da centrífuga, de acordo com a Lei de Stokes é:

$$v_t = \frac{\omega^2 r \cdot D_p^2 (\rho_p - \rho)}{18 \cdot \mu} \quad (3.10)$$

sendo:

- $v_t$  = velocidade de sedimentação na direção radial;
- $D_p$  = diâmetro da partícula;
- $\mu$  = viscosidade do líquido;
- $\rho_p$  = densidade de partícula;
- $\rho$  = densidade do líquido.

Cabe lembrar que esta equação é obtida a partir do balanço de forças em uma partícula, juntamente com a Lei de Stokes.

Como  $v_t = \frac{dr}{d\theta}$ , é possível converter a equação da velocidade terminal em uma equação diferencial que pode ser integrada:

$$d\theta = \frac{18\mu}{\omega^2 (\rho_p - \rho) D_p^2} \frac{dr}{r} \quad (3.11)$$

integrando a equação 3.11 entre os limites  $r_1$  e  $r_2$ , delimitados pelo sólido acumulado a um dado tempo de residência  $\theta_r$ , isto é:

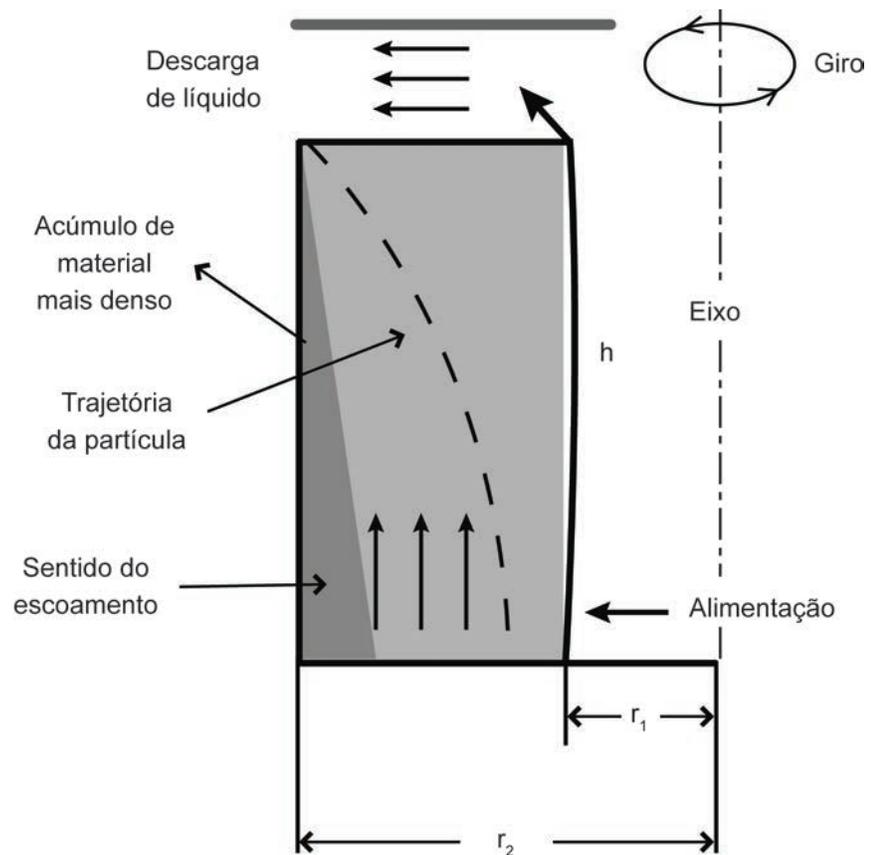
em  $\theta = 0$   $r = r_1$

e em  $\theta = \theta_r$   $r = r_2$

o tempo de residência será obtido por:

$$\theta_r = \frac{18\mu}{\omega^2 (\rho_p - \rho) D_p^2} \ln \frac{r_2}{r_1} \quad (3.12)$$

A Figura 3.4 representa as delimitações que trabalharemos no desenvolvimento do equacionamento a partir da equação 3.12.



**Figura 3.4** Esquema de uma face lateral de uma unidade de centrifugação, mostrando a trajetória de partículas, o acúmulo de material denso e a trajetória do fluido leve.

O tempo de residência é definido, também, como sendo a relação entre o volume de líquido do tambor,  $V$ , dividido pela vazão volumétrica de alimentação,  $q$ .

$$\theta_r = \frac{V}{q} \quad (3.13)$$

O volume da solução no interior do tambor circular é dado por:

$$V = \pi(r_2^2 - r_1^2) \cdot h \quad (3.14)$$

sendo h a altura que a solução ocupa na centrífuga.

Portanto, a vazão volumétrica do fluido na centrífuga pode ser calculada por:

$$q = \frac{\pi(r_2^2 - r_1^2) \cdot h}{\theta_r} \quad (3.15)$$

ou mais especificamente:

$$q = \frac{(\rho_p - \rho) \cdot D_p^2 \omega^2 [\pi \cdot h \cdot (r_2^2 - r_1^2)]}{18\mu \ln(r_2/r_1)} \quad (3.16)$$

As partículas com diâmetro menor que  $D_p$  não alcançam a parede do tambor e saem com o efluente. As partículas maiores atingem a parede e são separadas do fluido. Existirá um tamanho mínimo de partícula, a partir do qual se definirá quais serão separadas e quais permanecerão no fluido. Definiremos então esse tamanho mínimo como diâmetro de corte ou diâmetro crítico,  $D_c$ .

Por definição, assumiremos o  $D_c$  de uma partícula como aquele com o qual a partícula consegue atingir a metade da distância entre  $r_1$  e  $r_2$  (Figura 3.4) Nesse caso, a integração da equação 3.11 será feita entre:

$$\text{em } \theta = 0 \quad r = (r_1 + r_2)/2$$

$$\text{e em } \theta = \theta_r \quad r = r_2$$

Assim, com a equação 3.11 integrada e a conveniente substituição na equação 3.15, teremos:

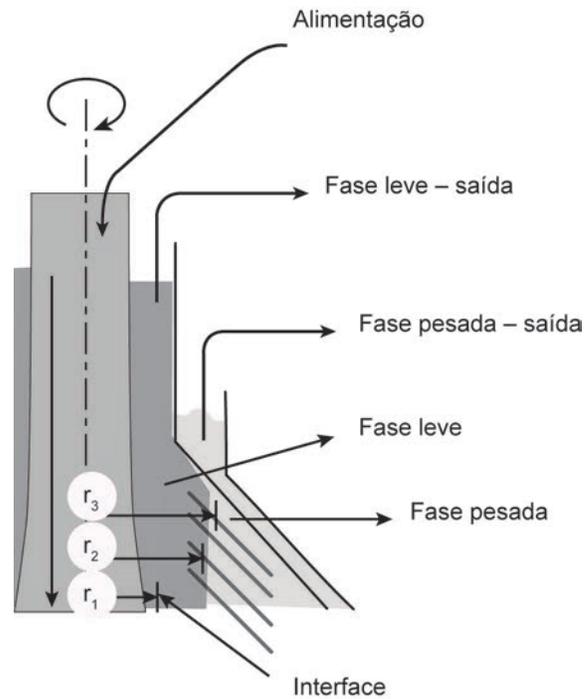
$$q_c = \frac{(\rho_p - \rho) \cdot D_c^2 \omega^2 [\pi \cdot h \cdot (r_2^2 - r_1^2)]}{18\mu \ln(2r_2/(r_1 + r_2))} \quad (3.17)$$

Com isso, acabamos definindo a vazão crítica de alimentação  $q_c$ , a partir da qual as partículas com um diâmetro maior que  $D_c$  serão separadas e as com um diâmetro menor permanecerão no líquido.

## Separação de líquidos em uma centrífuga

Consideremos agora a separação de duas fases líquidas em uma centrífuga, tal como ilustrado pela Figura 3.2 a). A separação se dá pela atuação da força centrífuga e é facilitada pela diferença de densidades existente entre dois líquidos. Consideremos a densidade do líquido pesado como sendo  $\rho_H$ , e do líquido leve,  $\rho_L$ .

A partir da Figura 3.2 a), tomaremos a ampliação do topo da centrífuga ilustrada, tal como apresentado na Figura 3.5.



**Figura 3.5** Representação do topo de uma centrífuga de discos utilizada para a separação de líquidos.

Na Figura 3.5, definimos três regiões geométricas, a saber:

- $r_1$  = raio até a superfície da camada do líquido leve;
- $r_2$  = raio até a interface líquida-líquida;
- $r_3$  = raio até a superfície do fluxo de escoamento do líquido pesado.

Para localizar a interface entre os líquidos, deve ser feito um balanço entre as pressões ( $P_1$  e  $P_2$ ) nas duas regiões.

$$P_1 - P_2 = \frac{\rho_L \omega^2}{2} (r_2^2 - r_1^2) \quad (3.18)$$

$$P_3 - P_2 = \frac{\rho_H \omega^2}{2} (r_2^2 - r_3^2) \quad (3.19)$$

Como a pressão exercida pela fase leve é igual à pressão da fase pesada, podemos igualar as equações 3.17 e 3.18, o que fornece:

$$r_2^2 = \frac{\rho_H \cdot r_3^2 - \rho_L \cdot r_1^2}{\rho_H - \rho_L} \quad (3.20)$$

Com essa equação é possível definir a distância do eixo central até a parede da centrífuga.

### 3.3.2 Teoria sigma e aumento de escala

Para simplificar os cálculos de aumento de escala das centrífugas é conveniente separar a(s) propriedade(s) da(s) partícula(s). A teoria sigma aborda as características da centrífuga em termos de uma dimensão equivalente aos processos de sedimentação, e na centrifugação os fundamentos são baseados apenas na força da gravidade. De forma geral, podemos reescrever de maneira simplificada, por exemplo, a equação 3.16 da seguinte forma:

$$q_c = 2v_t \Sigma \quad (3.21)$$

em que:

- $q_c$  é a vazão volumétrica ao redor das esferas que são consideradas como corpos e estarão sendo centrifugados, ou vazão crítica ( $m^3/s$ );
- $v_t$  é a velocidade de sedimentação ( $m/s$ );
- $\Sigma$  é um fator que esta relacionado com a característica física da centrífuga ( $m^2$ ).

Para promover o aumento de escala em uma centrífuga basta fazer:

$$\frac{q_1}{\Sigma_1} = \frac{q_2}{\Sigma_2} \quad (3.22)$$

Com isso, basta conhecer o fator  $\Sigma$  da centrífuga original (1) e da centrífuga com escala ampliada (2) para que se possa estabelecer a vazão  $q_2$  dessa centrífuga, de modo a permitir a centrifugação de partículas com tamanho  $D_c$ , previamente determinada nos experimentos com a centrífuga 1.

### 3.4 Considerações finais

A centrifugação aparece como uma unidade de separação relativamente compacta e normalmente destinada ao acabamento do produto gerado. Além disso, esse tipo de equipamento é aplicado quando há necessidade justificável de uso. O projeto de centrífugas deve levar em conta as características e propriedades do fluido e do sólido que serão centrifugados. Assim, informações preliminares obtidas em laboratório são de fundamental importância para o projeto de ampliação de escala desses equipamentos. As centrífugas são equipamentos mecânicos, cujos eixos trabalham com altos giros, exigindo que toda a configuração mecânica tenha grande precisão no seu projeto para se evitar acidentes. Com isso, esses equipamentos podem apresentar alto custo.

### 3.5 Exercícios

1) Considere a completa recuperação de células de levedura provenientes do processo de fermentação para a produção de etanol por meio de uma centrífuga de discos. Considere que o tamanho médio das células foi determinado como sendo de  $1 \mu\text{m}$ , e a densidade de  $1,1 \text{ g/cm}^3$ . A velocidade da centrífuga é de  $5.000 \text{ rpm}$ , e o diâmetro da centrífuga é de  $100 \text{ cm}$ , enquanto o diâmetro dos discos é de  $4 \text{ cm}$ . Estime a vazão máxima com que essa centrífuga pode ser alimentada.

2) Estime o tempo de centrifugação de uma suspensão em uma centrífuga operando a  $10000 \text{ rpm}$ , sabendo que o diâmetro da centrífuga é de  $5 \text{ cm}$  e a espessura de separação entre as fases é de  $4 \text{ cm}$ .

3) Discuta a forma de acúmulo de material sólido esquematizado na Figura 3.1.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

METCALF & EDDY, INC. : collection, treatment, disposal. New York: McGraw-Hill Book Company, 1972.

PERRY, R. H.; GREEN, D. W. . 8. ed. New York: McGraw-Hill Book Company, 2008.

## Referências consultadas

FOUST, A. S.; WENZEL, L. A.; MAUS, L.; ANDERSEN, L. B. . 2. ed. [S.l.]: Editora LTC, 1982.

GEANKOPLIS, C. J. . 3. ed. Englewood Cliffs: Prentice Hall PTR, 1978.



## **SOBRE OS AUTORES**

### **Marlei Barboza Pasotto**

É professor responsável pela disciplina \_\_\_\_\_, do curso de Tecnologia Sucroalcooleira da UAB-UFSCar. É formado em Engenharia Química pela UFSCar, mestre em Engenharia Química também pela UFSCar e doutor em Engenharia de Alimentos pela UNICAMP. Foi professor na área de ensino em Operações Unitárias e Desenvolvimento de Processos Químicos no curso de Engenharia Química da UFSCar. Atualmente é professor do curso de Engenharia Química da Universidade Federal do Triângulo Mineiro. Paralelamente, desenvolve pesquisas relacionadas à separação e purificação de compostos de origem biotecnológica na Área de Pesquisa em Engenharia Bioquímica.

### **Sergio Arnosti Jr.**

Possui graduação em Engenharia Química pelo Centro Universitário da Faculdade de Engenharia Industrial – FEI (1990), mestrado em Engenharia Química pela UFSCar (1993), doutorado em Engenharia Química pela UFSCar (1997) e pós-doutorado pela UFSCar (1998). Atualmente é professor titular da Escola de Engenharia de Piracicaba e professor titular do Centro Superior de Educação Tecnológica. Tem experiência na área de Engenharia Química, com ênfase em Processos Industriais de Engenharia Química.

### **Lúcia Helena Pelizer Pasotto**

Possui graduação em Engenharia de Alimentos pela Universidade Estadual Paulista Júlio de Mesquita Filho (1993), mestrado em Tecnologia Bioquímico-Farmacêutica pela Universidade de São Paulo (1997) e doutorado em Tecnologia Bioquímico-Farmacêutica pela Universidade de São Paulo (2000). Atualmente é docente do Curso de Engenharia de Alimentos e do Programa de Mestrado Profissional em Inovação Tecnológica da Universidade Federal do Triângulo Mineiro (UFTM).

