

# Coleção UAB–UFSCar

Engenharia Ambiental

Projeto de Sistemas de Mitigação de Impactos Ambientais

André Bernardo

## Mitigação Ambiental em Projetos de Processos

# **Mitigação Ambiental em Projetos de Processos**



**Reitor**

Targino de Araújo Filho

**Vice-Reitor**

Adilson J. A. de Oliveira

**Pró-Reitora de Graduação**

Claudia Raimundo Reyes



**Secretária de Educação a Distância - SEaD**

Aline M. de M. R. Reali

**Coordenação SEaD-UFSCar**

Daniel Mill

Glauber Lúcio Alves Santiago

Joice Otsuka

Marcia Rozenfeld G. de Oliveira

Sandra Abib

**Coordenação UAB-UFSCar**

Daniel Mill

**Coordenador do Curso de Engenharia Ambiental**

Luiz Márcio Poiani

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)

**André Bernardo**

# **Mitigação Ambiental em Projetos de Processos**

São Carlos  
2014

© 2013, André Bernardo

### **Concepção Pedagógica**

Daniel Mill

### **Supervisão**

Douglas Henrique Perez Pino

### **Revisão Linguística**

Clarissa Galvão Bengtson

Daniel William Ferreira de Camargo

Juliana Carolina Barcelli

Kamilla Vinha Carlos

### **Editoração Eletrônica**

Izis Cavalcanti

### **Ilustração**

Maria Julia Barbieri Mantoanelli

### **Capa e Projeto Gráfico**

Luís Gustavo Sousa Sguissardi

# SUMÁRIO

<b>APRESENTAÇÃO</b> .....	9
---------------------------	---

## **UNIDADE 1: Introdução**

1.1 Primeiras palavras .....	13
1.2 Problematizando o tema .....	13
1.3 A poluição e a sociedade (industrial) .....	13
1.4 A evolução da abordagem à poluição (industrial) .....	14
1.5 A Mitigação de Impactos Ambientais .....	16

## **UNIDADE 2: Valoração Ambiental**

2.1 Primeiras palavras .....	25
2.2 Problematizando o tema .....	25
2.3 Bens públicos e externalidades .....	25
2.4 O valor econômico dos recursos ambientais e custo de oportunidade de seu uso .....	27
2.5 As ferramentas de valoração ambiental .....	28
2.5.1 Exemplos de valoração de recursos ambientais .....	30

### **UNIDADE 3: Mitigação Ambiental em Processos Industriais**

3.1	Primeiras palavras .....	35
3.2	Problematizando o tema .....	35
3.3	Técnicas de prevenção da poluição.....	35

### **UNIDADE 4: Projeto Conceitual de Processos**

4.1	Primeiras palavras .....	51
4.2	Problematizando o tema .....	51
4.3	Projeto de Processos e Projeto Conceitual de Processos .....	51
4.4	Síntese de processo .....	52
4.5	Anatomia de um processo industrial – uma perspectiva histórica .....	57
4.6	Modo de Processamento – contínuo ou batelada .....	60
4.7	Síntese do processo e a sua representação – fluxogramas de processo .....	64
4.8	Estruturas de Entrada e Saída e Reciclos – Balanço de Massa .....	69
4.9	Estrutura de Separação e Integração Energética – Balanço de Energia .....	77
4.10	A administração do projeto .....	80

### **UNIDADE 5: Sistemas de Mitigação de Poluição Gasosa**

5.1	Primeiras palavras .....	87
-----	--------------------------	----

5.2	Problematizando o tema .....	87
5.3	Seleção de material de construção .....	87
5.4	Mitigação de poluição gasosa .....	90
5.5	Abatimento de material particulado de corrente gasosa .....	93
5.6	Controle de poluentes gasosos – absorção e adsorção .....	100

## **UNIDADE 6: Sistemas de Mitigação de Poluição Líquida**

6.1	Primeiras palavras .....	113
6.2	Problematizando o tema .....	113
6.3	Alternativas para tratamento e disposição de efluentes líquidos industriais .....	114
6.4	Operações de recuperação de material particulado a partir de correntes líquidas .....	117
6.5	Stripping de soluções líquidas .....	122

## **UNIDADE 7: Sistemas de Disposição de Resíduos Sólidos**

7.1	Primeiras palavras .....	127
7.2	Problematizando o tema .....	127
7.3	Classificação do resíduo sólido .....	127
7.4	A disposição de resíduos sólidos .....	129
7.5	O gerenciamento de resíduos sólidos na indústria .....	131
7.6	O dimensionamento de fornos de incineração .....	133

## **UNIDADE 8: Avaliação econômica preliminar**

8.1	Primeiras palavras .....	139
8.2	Problematizando o tema .....	139
8.3	Custos envolvidos na implantação de um projeto industrial .....	140
8.4	Estimativa de custo de capital fixo .....	142
8.5	Estimativa dos custos operacionais .....	148
8.6	Custo Total para a empresa: R\$2.136,40 por mês .....	149
8.7	Avaliação de viabilidade econômica .....	150
<b>REFERÊNCIAS</b>	.....	<b>153</b>

## APRESENTAÇÃO

O objetivo deste material é apresentar as ferramentas de desenvolvimento de projetos de processos industriais no âmbito da engenharia ambiental. Para tanto, são apresentadas as técnicas tradicionais de estimativa de custos de projetos industriais, e também as ferramentas de estipulação de valor de sistemas ambientais, cuja preservação é constantemente posta em contraponto à implantação de empreendimentos industriais.

Na Unidade 1, são definidos os conceitos de impacto ambiental e mitigação (de impacto) ambiental, bem como são apresentadas a hierarquia e exemplos da mitigação ambiental, de modo que o aluno compreenda que a poluição é inerente à atividade humana e que, portanto, todo empreendimento humano precisa ser concebido de modo a reduzir, ou mitigar, o impacto de sua existência e funcionamento. Na Unidade 2, são abordadas as ferramentas e as limitações práticas para a valoração ou estipulação de valor de ecossistemas, buscando estimular a reflexão sobre a frequente submissão da preservação do meio ambiente, aos interesses econômicos da sociedade, e sobre a importância da atribuição de valores (econômicos) a ecossistemas. Na Unidade 3, é tratada a aplicação do conceito de mitigação ambiental a processos industriais e são descritas as ferramentas de mitigação ambiental disponíveis em todas as etapas dos processos industriais. Na unidade 4, finalmente aborda-se o Projeto Conceitual de Processos, ou seja, as etapas necessárias na concepção ou desenvolvimento de um processo industrial; como se representa um processo industrial graficamente utilizando fluxogramas; qual a função de cada tipo de fluxograma no desenvolvimento e na operação de um processo industrial; a anatomia do processo industrial; modo de processamento – contínuo ou batelada; o ciclo de correntes. A partir das próximas Unidades, é enfatizado o dimensionamento de sistemas de mitigação de poluição ambiental na indústria, de modo a permitir avaliar o custo (e a viabilidade) de sua implantação. Na Unidade 5, são tratados os sistemas de mitigação de poluição gasosa, na Unidade 6 aborda-se o dimensionamento de sistemas de mitigação de poluição líquida na indústria, e na Unidade 7, o dimensionamento de sistemas de disposição de resíduos sólidos. Finalmente, na Unidade 8, estuda-se como, a partir da síntese do processo e do dimensionamento de suas unidades principais, pode-se estimar o custo total de implantação de um processo industrial e avaliar a viabilidade econômica dessa implantação.

Embora esse material tenha muitos assuntos em nível introdutório, seu conteúdo é razoavelmente amplo. Busca com um texto sucinto e indicação de bibliografia complementar fornecer ao engenheiro ambiental o conhecimento necessário para interferir e contribuir positivamente para a mitigação do impacto ambiental de sistemas industriais.



# UNIDADE 1

Introdução



## 1.1 Primeiras palavras

Nesta unidade busca-se contextualizar a engenharia ambiental no âmbito de projetos de sistemas de mitigação de impactos ambientais.

## 1.2 Problematizando o tema

A poluição é consequência inexorável da existência humana, tendo se agravado com a urbanização e a industrialização da sociedade. A preocupação com a maior redução do impacto de suas ações deve estar presente no dia a dia das indústrias, de modo que a sua sobrevivência e a de seu público-alvo sejam garantidas.

## 1.3 A poluição e a sociedade (industrial)

A poluição é intrínseca à ocupação do planeta pelo homem, e a história registra de maneira indelével esse fato. A poluição atmosférica se iniciou com o domínio do fogo há 500 mil anos; a Bíblia registra preocupação com os dejetos humanos: “Também terás um lugar fora do arraial, para onde sairás. Entre os teus utensílios terás uma pá; e quando te assentares lá fora, então com ela cavarás e, virando-te, cobrirás o teu excremento” (Deuteronômio 23.12-13); entre 3500 e 1800 a. C. a agricultura suméria declinou pela salinização do solo causada pela irrigação inadequada; os romanos construíram em 6 a.C. um sistema de latrinas públicas em que os dejetos eram carregados por água corrente, mas na idade média as cidades utilizavam porcos e a chuva para remover os resíduos; em 1347 a peste negra, provocada por condições insalubres e transmitida pelo rato, dizimou um terço da população da Europa e provocou uma onda de perseguição aos judeus, acusados de envenenar fontes de água; em 1650 registrou-se uma nuvem de pó de carvão sobre Londres; em 1830 a cólera assolou a Europa e os EUA. Em meados do século XIX associou-se o tratamento incorreto do esgoto doméstico com microrganismos causadores de doenças (LORA, 2002). No Brasil, o primeiro sistema de coleta de esgoto doméstico começou a ser construído em 1862, no Rio de Janeiro (capital do Império). Até então, os dejetos eram levados em barris até o mar por escravos conhecidos como tigres, pois o transbordamento da carga ia deixando rastros no corpo do homem que, assim, ficava com listras sinuosas.

Mais recentemente, grandes acidentes chamaram a atenção do público para o impacto das substâncias químicas na saúde das pessoas e no meio ambiente. Em 1956, na Baía de Minamata, no Japão, surgiram as primeiras vítimas

do envenenamento por mercúrio, causado pela contaminação de peixes da região pelo efluente de uma fábrica de acetaldeído e PVC. Estima-se que mais de mil pessoas morreram com dores severas devido ao envenenamento, e que até dois milhões de pessoas podem ter sido afetadas por comer peixe contaminado, até 2001. No mesmo período de tempo, foi reconhecido que 2.955 pessoas sofreram da doença de Minamata. Em 1967, um navio petroleiro liberiano, o qual carregava 124 mil toneladas de petróleo, afundou a 5 milhas na costa britânica, causando o primeiro vazamento de óleo a atrair a atenção do grande público. Outros grandes vazamentos de petróleo a causar comoção internacional foram os dos petroleiros Amoco Cadiz, entre a França e a Inglaterra em 1978, e Exxon Valdez, no Alasca em 1989, o vazamento de 1 milhão de toneladas de petróleo no Golfo Pérsico e a emissão de toneladas de fuligem no ar pelo incêndio de 600 poços de petróleo durante a Guerra do Golfo (1991), e o vazamento de 4,9 milhões de barris de petróleo de uma plataforma de exploração da British Petroleum no Golfo do México em 2010. Os acidentes nucleares de Three Mile Island (1979), Chernobil (1986) e Fukushima (2011) causaram mortes, doenças por vários anos nas populações locais e devastação do ecossistema das regiões. Os acidentes das fábricas da Union Carbide em Bophal, Índia, em 1984, e da Nypro em Flixborough, Inglaterra, em 1974 mudaram os parâmetros de operação e segurança da indústria química mundial pelas suas consequências 20.000 pessoas morreram na Índia.

#### **1.4 A evolução da abordagem à poluição (industrial)**

Uma rápida revisão da evolução da legislação ambiental dos EUA nos permite entender como evoluiu a abordagem dos engenheiros acerca dos problemas ambientais decorrentes da ação do homem. Na década de 1960 do século XX, uma grande campanha publicitária oficial “*Keep American Beautiful*” incentivava os americanos a “jogar o lixo no lixo”. Em 1970, a agência de proteção ambiental dos EUA (EPA) foi criada pelo *U.S. Environmental Protection Act*, e o congresso americano promulgou o *National Environmental Policy Act* (NEPA) que obrigava todas as agências federais americanas a analisar o impacto ambiental de qualquer licenciamento federal, como construção de barragens e estradas interestaduais, e exploração de petróleo. O *Federal Water Pollution Control Act* (FWPCA) de 1972, depois *Clean Water Act* estabeleceu limites para emissão de efluentes líquidos, regulamentou os sistemas admissíveis de tratamento de efluentes industriais e de esgoto doméstico (municipal). No mesmo ano o *Clean Air Act* estabeleceu limites de emissão de efluentes gasosos, padrões para fontes estacionárias, emissões veiculares e qualidade de combustíveis. O *Safe Drinking Water Act* culminou na promulgação pelo EPA

de limites para 108 substâncias químicas em 1991 e no rastreamento de 8000 poços contaminados. Em 1976, promulgou-se o *Solid Waste Disposal Act*, depois *Resource Conservation and Recovery Act*, que regulamentava a disposição de resíduos sólidos.

Em 1990, ocorreu uma mudança de paradigma na legislação ambiental norte-americana:

- O *Comprehensive Environmental Response Compensation and Liability Act* (CERCLA ou Superfundo) disponibilizou, inicialmente, nove bilhões de dólares complementados com novos impostos e multas a empresas envolvidas com a contaminação de até 30000 depósitos de lixo, que passaram por programas de descontaminação financiados pelo Superfundo.
- O *Pollution Prevention Act* impôs a prevenção e redução da poluição na fonte sempre que possível, ou o reciclo e reutilização dos poluentes, como alternativas prioritárias à disposição de efluentes, que deve ser feita de maneira ambientalmente segura.

Estas duas últimas legislações indicaram uma nova ênfase, do controle da poluição no fim da linha (*end-of-pipe pollution control*) para a prevenção da poluição antecipada ou na fonte (*up-front pollution prevention*), ou ainda – a denominação mais popular – projeto ou engenharia verde (*green engineering* ou *green design*). As razões para essa mudança tiveram motivações econômicas e sociais:

1. Os sistemas de controle de poluição, implantados a partir da década de 1970 do século XX pela indústria norte-americana, impuseram um gasto adicional de US\$ 115 bilhões por ano, repassado aos consumidores. Isso significou um gasto adicional aos cidadãos americanos de US\$ 450 per capita em 1990.
2. O uso inadvertido de sistemas de controle ou abatimento de poluentes não resolvem o problema, apenas o transferem. Sistemas de absorção de efluentes gasosos transferem esse efluente para a água, e o tratamento de águas residuais gera uma quantidade significativa de resíduos sólidos. Em 1992, foram gerados 11,7 bilhões de toneladas de resíduos sólidos nos EUA, sendo 11 bilhões não perigosos, e destes, apenas 0,18 bilhões (ou menos de 2% do total) provenientes do tratamento de esgoto doméstico.
3. Constatou-se que empreendimentos industriais criados a partir da segunda metade da década de 1980, do século XX, já tendo em

perspectiva as legislações ambientais restritivas, eram efetivamente mais produtivos e lucrativos do que os anteriores. Ou seja, prevenir a emissão de poluentes é economicamente mais vantajoso do que controlar as emissões (LOUNSBURY, 1994).

## 1.5 A Mitigação de Impactos Ambientais

A Resolução CONAMA nº. 001/86 considera que impacto ambiental é:

“qualquer alteração das propriedades físicas, químicas e biológicas do meio ambiente, causada por qualquer forma de matéria ou energia resultante das atividades humanas que, direta ou indiretamente, afetem:

- I. a saúde, a segurança e o bem-estar da população;
- II. as atividades sociais e econômicas;
- III. a biota;
- IV. as condições estéticas e sanitárias do meio ambiente;
- V. a qualidade dos recursos ambientais”.

Os dados históricos aqui apresentados mostram que a simples presença do Homem em qualquer ambiente natural provoca neste ambiente um impacto perceptível, pois o Homem se diferencia dos demais animais justamente pela sua capacidade de modificar o ambiente que o cerca, capacidade esta que aumentou drasticamente com a urbanização e a industrialização. Se por um lado, a modificação do meio ambiente pelo ser humano levou à melhoria nas condições de vida, como atesta o aumento da expectativa de vida ao longo dos séculos, por outro lado põe em risco a própria sobrevivência da humanidade. Assim, se a alteração do meio ambiente – e, portanto, o impacto ambiental – é inerente à existência da humanidade, não se deve buscar a eliminação dos impactos ambientais, mas a sua mitigação.

O termo mitigação significa abrandar ou atenuar. No contexto da avaliação de impacto ambiental, mitigação ambiental se refere a qualquer ação tomada para evitar, minimizar, retificar, reduzir, eliminar, ou compensar potenciais efeitos ambientais adversos durante as fases de planejamento, projeto, construção, operação e descomissionamento de desenvolvimento de projetos, atividades, obras e empreendimentos. Isso também inclui remediação ou restauração de habitat perturbado, danificado ou destruído pelo desenvolvimento ou atividade. A mitigação ambiental tem uma hierarquia de ações preferenciais:

1. Evitar o impacto (não empreender determinada ação);
2. Minimizar o impacto (limitar a magnitude da ação);
3. Retificar o impacto (consertar, reabilitar, restaurar);
4. Reduzir ou eliminar o impacto (monitorar e tomar medidas corretivas);
5. Compensar o impacto (substituir ou fornecer alternativas).

No desenvolvimento de projetos, o conceito de mitigação envolve também um aspecto temporal. Perda temporal é o tempo entre a perda de funções dos recursos ambientais causado pelo impacto permitido e a reposição ou restauração dessas funções pelas medidas de mitigação ou compensação. Na literatura e na prática, a compensação por uma perda temporal deve ser levada em conta na determinação dos requisitos de mitigação ou compensação total (*BC Ministry of Environment*, 2010). No entanto, a legislação brasileira exige uma compensação antes do dano ambiental, impondo a empreendimentos potencialmente criadores de impactos ambientais significativos e não mitigáveis o dever de financiar a criação e implantação de unidades de conservação de proteção ambiental a serem desencadeados. Deve-se observar que no Brasil, e no restante do mundo, a ênfase é sempre dada aos impactos ambientais na biodiversidade (ALMEIDA, 2011).

Compensação envolve substituição dos recursos ambientais ou funções ecológicas, impactados pelo projeto ou atividade, ou tomar uma ação que forneça alguma forma de substituir os recursos ambientais afetados. Isso pode incluir a criação, restauração, aumento ou preservação de habitats ou ecossistemas, ou recuperação de espécies ou aumento de população, fora da área de desenvolvimento, e geralmente implica em repor uma área igual ou maior em tamanho e qualidade daquela que foi perdida ou impactada. Isso pode incluir, ainda, o gerenciamento contínuo, como a remoção de espécies alienígenas ao local. Compensação financeira pode ser considerada onde outras formas de compensação não são tecnologicamente ou economicamente viáveis. Os tipos básicos de compensação ambiental apresentados na literatura incluem:

1. Em espécie (*in-kind*): Recolocação ou substituição de recursos que são da mesma espécie daqueles impactados;
2. Substitutivo (*out-of-kind*): Recolocação ou substituição de recursos que, enquanto relacionado, são de mesmo valor ou maior; e
3. Alternativo (*in-lieu-fee*): Pagamento de fundos a uma agência, fundação, ou outra organização de gerenciamento de recursos ambientais para o desempenho de compensação que visa os impactos ambientais.

Antes de contemplar compensações ambientais, a literatura e as experiências internacionais sugerem que se deva buscar, inicialmente, evitar e minimizar ao máximo o dano aos recursos naturais, ou seja, até que a mitigação adicional não seja tecnicamente ou economicamente viável, como é o caso em certos casos de contaminação de terrenos onde indústrias possam estar instaladas (*BC Ministry of Environment*, 2010).

Alguns exemplos da secretaria de meio ambiente da Colúmbia Britânica (Canadá) e do Instituto Brasileiro do Meio Ambiente e dos Recursos Naturais Renováveis (IBAMA) nos ajudam a entender os conceitos de mitigação e compensação ambiental:

- Em um projeto de modificação de uma estrada no vale de Okanagan, as obras de alargamento da pista removeram os únicos dois depósitos de sal mineral de uma manada de cabras-das-Rochosas (*Oreamnos americanus*). As recomendações de mitigação incluíram tapumes de exclusão temporários para manter as cabras fora da área de construção, reagendamento das atividades de alto risco e implantação de depósitos artificiais de sal mineral.
- Uma mina aberta, próxima ao rio Skeena, destruiria o habitat do salmão do atlântico (*Thymallus arcticus*). Por isso, a transposição do peixe para um afluente em uma área demarcada era uma ação obrigatória de mitigação e compensação.
- A atividade de produção de gás natural e condensado no Campo de Mexilhão, Bacia de Santos, próximo a Ilha Bela, exigiu uma série de medidas de mitigação dos impactos ambientais no ambiente marinho (local do depósito) e terrestre: escolha de unidades de perfuração semissubmersíveis, consideradas mais adequadas à operação segura em lâminas d'água inferiores a 500 m, como no Campo de Mexilhão e adjacências; unidade de produção provida de uma planta de processamento otimizada, capaz de processar o gás para geração interna de energia, evitando o uso de óleo diesel como combustível; locação da unidade de produção e do traçado dos dutos levando-se em consideração a estabilidade geológica local e a lâmina d'água rasa o suficiente para a instalação de uma plataforma do tipo fixa; perfuração dos poços com configuração em cinco fases e finalização utilizando metalurgia nobre para minimizar a necessidade de intervenções futuras; seleção de fluidos menos tóxicos ao meio ambiente, com possibilidade de descarte somente após tratamento adequado; utilização do método de jateamento hidráulico, para o enterramento de parte dos dutos marinhos, e escavação mecânica, para o trecho terrestre, que apresentam vantagens ambientais em relação à

dragagem convencional; compactação do solo com o mesmo solo da escavação para facilitar a recomposição da vegetação e minimizar a geração de resíduos; adoção de sistemas de controle de erosão e produção de sedimentos para evitar assoreamento de drenagens e corpos d'água; priorização de vias de acesso existentes à faixa de servidão dos dutos no trecho terrestre, evitando-se a abertura de novas; instalação de estruturas que visam à retenção de sedimentos em pontos de travessia de cursos d'água na construção do trecho terrestre dos dutos; escoamento da produção de gás para a terra via duto, evitando-se a necessidade de compressão, o que representa uma redução no consumo de energia pela unidade de produção; contratação de terceiros devidamente licenciados; gerenciamento de efluentes, resíduos sólidos e oleosos e emissões atmosféricas de acordo com as atuais determinações legais; recolhimento de sementes e plântulas, que posteriormente são empregadas no processo de reflorestamento de áreas desmatadas; remoção de ninhos e epífitas; localização de tocas; retirada da vegetação manualmente (exemplo: moto-serra e facão), por meio de uma equipe de resgate, sem a utilização de tratores e correntes.

## Exercícios Sugeridos

1. Do impacto da atividade humana no planeta é possível dizer que
  - I) Nunca teve impacto relevante nos biomas terrestres.
  - II) Intensificou-se com a urbanização.
  - III) É perceptível desde a antiguidade.
  - IV) Só deve ser considerado quando implicar em doenças como cólera.
  - V) É intrínseco à natureza humana.
  - a) Todas as afirmativas são falsas.
  - b) Todas as afirmativas são verdadeiras.
  - c) Somente as afirmativas I, III e V são verdadeiras.
  - d) As afirmativas II, III e V são verdadeiras.
2. Considere as seguintes afirmativas:
  - I) Dado que a revolução industrial teve início em meados do século XVIII e a indústria química tal como a conhecemos é do final do

século XIX, a ocorrência do evento de contaminação em Minamata na década de 50 do século XX é um acaso irrelevante ao desenvolvimento humano.

- II) A partir do estabelecimento da indústria química moderna na segunda metade do século XIX, a poluição se intensificou culminando com desastres de repercussão mundial a partir da década de 50 do século XX.
- III) Vazamentos de petróleo no mar, acidentes nucleares e explosões de fábricas de produtos químicos são o resultado mais incômodo da demanda da sociedade por energia e novos produtos, uma vez que todos têm relação com um modelo de desenvolvimento econômico.
- IV) O problema da poluição é só o impacto visual ruim que causa nas pessoas, por isso é importante que se façam campanhas para que todos joguemos o lixo no lixo.
- V) A partir da década de 1960 passaram a surgir restrições legais mais amplas a emissão de poluentes.

a) Somente as afirmativas I, II e V são corretas

b) Todas as afirmativas são corretas.

c) As afirmativas II, III e V são corretas.

d) As afirmativas II IV e V são corretas.

3. Por que é possível afirmar que sistemas de abatimento da poluição industrial não são uma solução para o problema?

a) Porque não muito caros e inviabilizam o desenvolvimento industrial.

b) Porque apenas 0,18% dos resíduos sólidos dos EUA são provenientes do tratamento de esgoto.

c) Porque esses sistemas capturam o poluente de um meio transferindo-o para outro até que, como um resíduo sólido, o poluente seja disposto em algum outro local.

d) Porque são tecnicamente complexos.

4. Analise as proposições sobre as noções de impacto ambiental.

I) É qualquer alteração das propriedades físicas, químicas ou biológicas do meio ambiente, causada por qualquer forma de matéria ou energia resultante das atividades humanas que, direta ou indiretamente, afetem a saúde, a segurança e o bem-estar da população.

- II) II. É qualquer alteração no sistema socioeconômico que possa ser atribuída exclusivamente a razões de caráter administrativo para satisfazer as necessidades de um projeto.
- III) III. É uma alteração ambiental que pode ser natural ou induzida pelo homem; inclui um julgamento do valor da significância de um efeito.
- IV) IV. É a alteração do meio ambiente que afeta as atividades sociais e econômicas, a biota, as condições estéticas e sanitárias do meio ambiente e a qualidade dos recursos ambientais.
- V) V. Todas as atividades humanas, sem exceção, geram impacto ambiental direto e/ou indireto.

Assinale a alternativa correta.

- a) Somente as afirmativas II, IV e V são verdadeiras.
- b) Somente a afirmativa II é falsa.
- c) Somente as afirmativas II e III são verdadeiras.
- d) Somente as afirmativas I e V são verdadeiras.
- e) Todas as afirmativas são verdadeiras.

5. Assinale a alternativa incorreta:

- a) Mitigação ambiental é o conjunto de ações tomadas para impedir que preocupações ambientais impeçam o desenvolvimento econômico.
- b) Mitigação ambiental é o conjunto de ações tomadas para abrandar o impacto ambiental de uma ação ou empreendimento humano.
- c) Mitigação ambiental é qualquer ação tomada para minimizar ou compensar potenciais efeitos ambientais adversos de desenvolvimento de projetos, atividades, obras e empreendimentos.
- d) Mitigação ambiental inclui remediação ou restauração de habitat perturbado, danificado ou destruído pelo desenvolvimento ou atividade.

6. Considere o conjunto de medidas descrito abaixo

- I) Mudar o traçado de uma rodovia em projeto.
- II) Interromper uma obra de transposição de um corpo d'água durante o período de desova de peixes.
- III) Cercar com tapumes obra realizada próxima de floresta para evitar a entrada de animais.

Pode-se dizer que as medidas acima, no que se refere à vida selvagem próxima aos empreendimentos:

- a) Evitam o impacto.
- b) Minimizam o impacto.
- c) Retificam o impacto.
- d) Reduzem o impacto.
- e) Compensam o impacto.

7. Considere o conjunto de medidas descrito abaixo:

- I) Construir depósitos artificiais de sal para cabras das rochosas.
- II) Construir patamares de transposição de barragens para peixes de um rio.

Pode-se dizer que as medidas acima, no que se refere à vida selvagem próxima aos empreendimentos:

- a) Evitam o impacto.
- b) Minimizam o impacto.
- c) Retificam o impacto.
- d) Reduzem o impacto.
- e) Compensam o impacto.

8. Créditos de carbono e cursos de qualificação profissional de populações ribeirinhas são medidas de mitigação que

- a) Evitam o impacto.
- b) Minimizam o impacto.
- c) Retificam o impacto.
- d) Reduzem o impacto.
- e) Compensam o impacto.

# **UNIDADE 2**

Valoração Ambiental



## 2.1 Primeiras palavras

Nesta unidade, vamos analisar algumas ferramentas e exemplos de valoração, ou estipulação de valor, de recursos ambientais.

## 2.2 Problematizando o tema

Quando se discutem sistemas de mitigação ambiental é porque foi previsto ou constatado um impacto ambiental que é, de alguma maneira, inaceitável. Por trás desta obviedade podem surgir muitas complicações práticas, pois em geral o impacto ambiental é a consequência de uma atividade ou empreendimento humano desejável a, pelo menos, parte da sociedade. O que se coloca é, portanto, uma análise de custo-benefício, na qual boa parte dos benefícios é conhecida e medida (geralmente em bases monetárias), uma vez que motiva aquela atividade ou empreendimento. Os custos, no entanto, devem ser medidos na mesma base para que se tenha uma avaliação adequada. Podemos concluir, portanto, que a capacidade de estipular valores a recursos ambientais é uma ferramenta imprescindível ao projeto de sistemas de mitigação de impactos ambientais.

## 2.3 Bens públicos e externalidades

Uma das consequências da definição de mitigação ambiental e de uma hierarquização das possíveis ações de mitigação, e a compensação dos danos como uma dessas ações, é o surgimento, ou o reforço do conceito de mitigação compensatória ou “mitigação creditícia” (livre tradução do termo *mitigation banking*). Este termo foi criado nos EUA para que fosse lidado especificamente com a proteção das áreas alagadas (*wetlands*) e significa, especificamente, criar ou aumentar e proteger outras áreas alagadas de modo a compensar a destruição parcial ou total de um primeiro local. Neste caso específico um crédito corresponde a um acre (4000 m<sup>2</sup>) de área alagada mantida em suas condições plenas avaliadas pela Equipe de Revisão do Banco de Mitigação, MBRT na sigla em inglês (*EPA Compensatory Mitigation*, 2012). O conceito surgiu com o Clean Water Act de 1972.

Alguns anos depois, com a hipótese do efeito estufa – aquecimento do planeta causado pelas emissões crescentes de gás carbônico (CO<sub>2</sub>) na atmosfera – surgiu o mercado de créditos de carbono. Créditos de carbono são permissões ou certificados comercializáveis que representam o direito de se emitir uma tonelada de gás CO<sub>2</sub>, ou a quantidade equivalente de outro gás, potencialmente causador de efeito estufa, na atmosfera. Os créditos de carbono implicam na necessidade

de mensurar a quantidade de CO<sub>2</sub> emitida ou recuperada da atmosfera por qualquer atividade humana – é o que se chama *carbon footprint* (ou pegada de carbono) – de modo que a atividade, empreendimento ou governo que recuperou CO<sub>2</sub> possa comercializar seus créditos de carbono (Carbon Credit, 2012).

O conceito de mitigação compensatória ou mitigação creditícia tem como um dos resultados a necessidade de medir o valor monetário de ecossistemas. Contudo, ecossistemas são, em geral, bens públicos, ou seja, “bens cujos direitos de propriedade não estão completamente definidos e assegurados e, portanto, suas trocas com outros bens acabam não se realizando eficientemente através do mercado. Dessa forma, o sistema de preços é incapaz de valorá-los adequadamente” (MOTTA, 1997, p. 222). Uma definição mais simples de bem público é a de um bem cuja propriedade é do governo federal, estadual ou municipal. A característica principal dos bens públicos é que muitos podem usufruí-los ao mesmo tempo. Essas características tornam os bens públicos externalidades positivas.

*Externalidade* é um custo ou um benefício que não é transmitido por meio de preços e é constituída por alguém que não concordou com a ação que causa o custo ou benefício. São exemplos de externalidades positivas o investimento em educação pelo governo, que aumenta a produtividade das pessoas disponíveis para o trabalho nas empresas; a polinização de plantas feita por abelhas criadas para a produção de mel; o lucro de hotéis e restaurantes com o turismo de grandes eventos esportivos.

A poluição é o exemplo típico de externalidade negativa, citada em quase todos os livros-textos sobre o assunto. A contaminação do ar ou de corpos d'água como consequência de uma atividade econômica é uma externalidade negativa porque afeta diretamente bens públicos (como o ar e a água dos rios e oceanos, os quais são de todos). Quando a poluição afeta bens privados, como a produção de uma fazenda que diminui pela poluição da água, o que era uma externalidade foi internalizada pelos proprietários da fazenda, os quais podem mensurá-la e exigir reparação por meios judiciais, por exemplo. Este exemplo nos ajuda a entender o Teorema de Coase (1960), em que as externalidades existem pela inexistência de mercados, no caso o mercado da poluição, ou a propriedade de bens públicos. Uma das consequências deste postulado é a teoria de muitos economistas de que a solução para a poluição seria a privatização dos recursos naturais, de modo que houvesse incentivos econômicos para a sua preservação. Contudo, além dos impedimentos sociais de ordem ideológica a essa teoria, ela esbarra ainda na limitação da valoração dos bens privados, sempre associado ao uso, real ou potencial, daquele bem. Bens públicos, especialmente recursos naturais, têm o valor do não uso, além de valores desconhecidos.

## 2.4 O valor econômico dos recursos ambientais e custo de oportunidade de seu uso

Como mencionamos, os recursos ambientais têm valores associados e não associados ao seu uso. Assim, podemos dividir o valor de um recurso ambiental em valor de uso e valor de não uso. O valor de uso, por sua vez, divide-se em valor de uso direto, valor de uso indireto e valor de opção. A tabela 2.1, mostrada a seguir, apresenta um resumo desses valores.

Uma complicação adicional quanto à valoração dos recursos ambientais é a percepção ou o conhecimento do valor dos recursos. O exemplo mais nítido desta questão é o potencial de uso das espécies como medicamento. Em princípio, todas as espécies vivas de um determinado ecossistema podem conter uma dada substância com potencial de uso, como medicamento, mas isso não é conhecido hoje e, portanto, não pode ser medido. Ainda, mesmo que se conheça um uso potencial de uma determinada espécie de um ecossistema, esse uso pode ser considerado inviável em função das limitações tecnológicas atuais.

Outras questões que complicam a percepção de valor do recurso ambiental são a dificuldade em medir o real estoque de um bem de valor conhecido, e o custo de oportunidade da alocação intertemporal desses recursos. Exemplo: quantos metros cúbicos de mogno existem em uma determinada área de floresta? Vale a pena devastar toda a área em busca do mogno? Quanto se deixa de ganhar extraindo castanhas por derrubar todas as árvores? Quanto se deixa de ganhar no futuro? Por isso, os métodos existentes para atribuir valor a recursos ambientais baseiam-se na atribuição de valor a aspectos conhecidos do recurso ambiental.

**Tabela 2.1** O valor dos recursos ambientais.

Valor Econômico do Recurso Ambiental					
Valor de Uso			Valor de Não Uso	Exemplos	
Valor de Uso Direto	Valor de Uso Indireto	Valor de Opção	Valor de Existência		
bens e serviços ambientais apropriados diretamente da exploração e consumo presentes do recurso	bens e serviços ambientais gerados indiretamente por recurso explorados e consumidos atualmente	bens e serviços ambientais de uso direto e indireto a serem apropriados e consumidos no futuro	valor não associado ao uso que reflete questões morais, éticas ou altruísticas	Provisão de madeira, alimento, medicamento	Proteção de corpos d'água, estocagem e reciclagem de lixo, controle de erosão, manutenção de diversidade genética

Continuação...

Valor Econômico do Recurso Ambiental					
Valor de Uso			Valor de Não Uso	Exemplos	
Valor de Uso Direto	Valor de Uso Indireto	Valor de Opção	Valor de Existência		
				Turismo, uso recreativo, marketing	informação como conhecimento científico

Fonte: adaptada de Motta (1997).

Essas questões referentes à alocação intertemporal são fundamentadas pelo conceito de custo de oportunidade. Custo de oportunidade pode ser definido como o que se deixa de ganhar, em bem-estar ou em termos monetários, por fazer alguma coisa ao invés de outra (ROSSETTI, 1994). Este conceito envolve toda atividade humana: ao ir ao cinema, o custo de oportunidade de assistir ao filme de arte é não assistir ao filme de ação; o custo de oportunidade de ir ao cinema é não ir ao show etc. O conceito de custos de oportunidade é importante a toda atividade humana, e especialmente às atividades econômicas, pois sempre lidamos com necessidades ilimitadas e recursos limitados. A escolha de uma alternativa implica na não escolha de todas as outras. Ou seja, a melhor alternativa pode ser definida como aquela com o menor custo de oportunidade. Um exemplo econômico deste conceito é a escolha de um investimento. A aplicação financeira em ações envolve sempre um risco de perda associado à desvalorização das ações compradas. Podemos dizer que o custo de oportunidade do investimento em ações é a aplicação em caderneta de poupança, que não envolve riscos, mas tem rendimento limitado. A aplicação financeira em ações, portanto, só é a melhor alternativa se tiver um rendimento maior do que a caderneta de poupança, de modo a compensar também o risco assumido de perder parte do investimento inicial.

Um recurso natural existente como um bem público tem um custo de oportunidade social associado ao seu não uso, pois o não uso ou preservação implica em um gasto governamental que poderia ser dirigido a outras necessidades como educação e saúde da população. O uso de um recurso ambiental existente como um bem privado tem o custo de oportunidade (do rendimento) dos outros usos possíveis.

## 2.5 As ferramentas de valoração ambiental

Como o leitor já deve ter percebido, qualquer atribuição de valor a um recurso ambiental será sempre imprecisa ou contestável, pois será baseada na

percepção do valor financeiro dos recursos conhecidos, limitada pelo conhecimento tecnológico da sociedade, e no valor do não uso, que é orientado por questões éticas e morais, sempre em mudança, da sociedade contemporânea. As ferramentas mais utilizadas são a análise custo-benefício, a análise custo-utilidade e a análise custo eficiência.

A análise custo-benefício é a técnica econômica mais utilizada para a determinação de prioridades na avaliação de decisões econômicas ou governamentais, e compara custos e benefícios associados aos impactos das alternativas existentes, ou percebidas, em termos de seus valores monetários. Os benefícios são os bens e serviços ecológicos, cuja conservação acarretará na recuperação ou manutenção destes para a sociedade, impactando positivamente o bem-estar, enquanto que os custos referem-se ao bem-estar que se deixou de ter em função do desvio dos recursos da economia para preservação do recurso ambiental em questão. Os benefícios, assim como os custos, devem ser também definidos segundo quem se apropria ou sofre as consequências destes. A estimação dos valores monetários utiliza mercados de bens privados complementares e substitutos para serviços ambientais, ou mesmo mercados hipotéticos para esses serviços, de modo a capturar a disposição a pagar das pessoas por mudanças na provisão ambiental.

Na análise custo-utilidade, em vez de usar uma única medida do valor monetário de um determinado benefício, os indicadores são calculados para valores econômicos ponderados segundo um critério ecológico, como vulnerabilidade, grau de ameaça, ou impossibilidade de substituição. O principal problema metodológico é a determinação da importância relativa dos diferentes critérios. A participação dos setores sociais envolvidos, a integração governamental e o debate político minimizam este problema. Além disso, o desenvolvimento de uma base de dados sobre biodiversidade é um pré-requisito para a utilização desta abordagem, o que a torna muito custosa e acima da capacidade institucional dos países em desenvolvimento.

Caso a estimativa de benefícios ou utilidade se mostrar muito difícil ou com custos acima da capacidade institucional, aplica-se a análise custo eficiência, na qual são ordenadas as várias opções disponíveis para se alcançar uma prioridade política pré-definida baseada somente no critério ecológico, e compara os custos relativos destas em atingir seus objetivos. É importante perceber que a análise custo eficiência define ações para opções já previamente ordenadas ou priorizadas.

Se o recurso ambiental é um insumo ou um substituto de um bem ou serviço privado, utilizam-se os preços de mercado deste bem ou serviço privado para estimar o valor econômico do recurso ambiental. Usando os preços dos recursos

privados, estimam-se indiretamente os valores econômicos dos recursos ambientais, cuja variação de disponibilidade está sendo analisada. O benefício ou custo da variação da disponibilidade do recurso ambiental é dado pelo produto da quantidade variada do recurso multiplicada pelo seu valor econômico estimado. Por exemplo, a perda de nutrientes do solo causada por desmatamento pode afetar a produtividade agrícola.

Se a variação da disponibilidade do recurso ambiental altera a disposição a pagar por aquele recurso ou seu bem privado complementar, estimam-se os valores econômicos com base nos mercados de bens ou serviços privados complementares ao recurso ambiental ou nos mercados hipotéticos construídos especificamente para o recurso ambiental em análise. Por exemplo, os custos de viagem que as pessoas incorrem para visitar um parque nacional podem determinar uma aproximação da disposição a pagar destes em relação aos benefícios recreacionais do parque. Uma pesquisa de opinião pode identificar a disposição (demanda) a pagar por um imposto para investimentos ambientais na proteção de da biodiversidade.

### 2.5.1 Exemplos de valoração de recursos ambientais

Motta (1997) apresenta vários exemplos de estimativas de valores e custos de recursos ambientais. Apresento aqui a análise do custo de manutenção da biodiversidade no Quênia (NORTON-GRIFFITHS & SOUTHEY, 1995), Estuário de Mersey na Grã-Bretanha (BICKMORE & WILLIAMS, 1994, apud MOTTA, 1995) e a estimativa de custo da proteção ambiental no estado de São Paulo (AZZONI & ISAI, 1994).

No estudo de Norton-Griffiths & Southey (1995), é estimado o quanto as terras demarcadas como parques nacionais poderiam gerar se fossem utilizadas para agricultura e pecuária, levando em contas as especificidades de cada região. Eles dividiram o Quênia em seis regiões com regimes de chuva, temperatura média, inclinação do solo e altitude distintos, de modo a estimar corretamente o potencial agropecuário, e chegaram à conclusão de que as terras demarcadas como áreas de proteção ambiental poderiam render 203 milhões de dólares por ano ao Quênia líquidos (ou seja, a diferença entre o faturamento e os custos de produção). Por outro lado, estimaram que os benefícios econômicos gerados pelas áreas demarcadas fossem de 42 milhões de dólares, sendo 27 milhões eram o lucro do turismo associado às reservas naturais (ecoturismo), estimado como sendo 50% do turismo total do Quênia, e 15 milhões o lucro das atividades extrativistas (coleta de frutos e madeira das florestas). A conclusão é que o povo do Quênia (na figura de seu governo) arca com subsídios da ordem de 161

milhões de dólares para preservar suas reservas naturais e que, portanto, deveria receber dos outros países uma contrapartida por essa decisão, em princípio, antieconômica.

O estuário de Mersey, localizado no noroeste da Inglaterra, tem grande importância internacionalmente, como habitat para aves selvagens e é designado como área de especial interesse científico nacional e área de proteção especial para a Europa. No trabalho de Bickmore & Williams (1994), eles estimam o valor da existência do estuário pesquisando com seus potenciais usuários – membros da *Royal Society for the Protection of Birds* que frequentam a região para observar pássaros, membros da *Royal Society for the Protection of Birds* que moram na região, e residentes de localidades distantes da região – quanto eles estariam dispostos a pagar anualmente para a preservação do estuário. Os valores médios respectivos obtidos foram US\$ 117, US\$ 49,90 e US\$ 8,50. Usando o último valor como passível de extrapolação a toda Inglaterra, os pesquisadores chegaram a um valor de US\$ 187 milhões por ano. Os pesquisadores admitem que este montante seja subestimado por não captar todos os valores de não uso. O trabalho levou em conta também qual seria o custo de reposição do estuário, ou seja, quanto deveria ser investido para adequar áreas que possibilitariam a reposição dos habitats, e chegaram à cifra de US\$ 14 milhões por ano, incluindo a implantação e manutenção.

Azzoni & Isai (1994) estimaram os custos de proteção ambiental no estado de São Paulo. Eles apontaram que o estado tem sete tipos de demarcações – estação ecológica, parque estadual, área de proteção ambiental, reserva biológica, zona de vida selvagem, reserva florestal e áreas preservadas para propósitos ambientais. Cada uma delas com diferentes graus de restrição à atividade humana-econômica. Enquanto as estações ecológicas e reservas biológicas impedem qualquer atividade produtiva (permitem apenas pesquisas), no outro extremo as áreas de proteção ambiental permitem qualquer atividade produtiva desde que o meio ambiente seja protegido. Cada um desses tipos de áreas foi classificado quanto ao seu grau de restrição a atividades produtivas por técnicos da agência de proteção ambiental paulista, a Cetesb. Os graus variaram de 0,1 para as menos restritivas a 1,0 para as áreas com restrição total. Os autores verificaram na época do estudo que 7,68% do território paulista era demarcado de alguma maneira, mas se essas áreas fossem ponderadas segundo os graus de restrição da Cetesb, seriam equivalente a 3,42% do território. Em seguida eles calcularam a produtividade média por metro quadrado do território, considerando que todo o estado tem a mesma produtividade pela declarada dificuldade de encontrar dados locais de produtividade. Por último eles estimaram a evolução do crescimento econômico do estado até 2050 usando dados históricos e considerando dois casos: que as áreas de proteção ambiental seriam as primeiras

(caso I) e as últimas (caso II) a serem ocupadas pelo avanço da atividade econômica. A conclusão é que no pior caso o estado deixaria de ganhar 0,05% do seu produto interno bruto PIB mantendo as áreas de proteção ambiental como estavam na época e que, portanto, o custo de proteção ambiental é de 0,05% do PIB.

## Exercícios Sugeridos

1. Dê um exemplo de externalidade positiva e um exemplo de externalidade negativa que não foram citados no material didático.
2. Dê um exemplo de compensação ambiental não citado no material didático e cite a fonte de onde o exemplo foi retirado.
3. Explique com suas palavras o que leva alguns economistas a acreditarem que a privatização dos recursos naturais seria uma solução para o problema da poluição, e quais são as limitações dessa teoria.
4. Cite os quatro tipos de valor possíveis dos recursos ambientais e explique cada um deles.
5. Quais são as complicações para a estipulação de valor de um recurso ambiental?
6. O que é custo de oportunidade?
7. Qual o custo de oportunidade para a sociedade do não uso de recursos ambientais?
8. Quais são as ferramentas de valoração ambiental citadas no material didático? Qual a diferença entre elas?
9. Uma fazenda de 200 hectares que tem 40% de sua extensão ocupada por mata atlântica produz café com uma produtividade média de 18 sacas (60 kg) por hectare por ano. Se o café for vendido por R\$ 160 a saca, qual o custo da preservação ambiental para o dono da fazenda?
10. A fazenda do exercício anterior tem uma sede histórica com 12 quartos, de modo que o dono pode usar oito quartos para receber hóspedes cobrando uma diária de R\$ 250 por pessoa. No ano passado a fazenda recebeu 600 hóspedes e 60% dos hóspedes que responderam um questionário de avaliação na saída disseram que foram até a fazenda para fazer trilhas pela sua mata preservada. Considerando as atividades de plantação de café e turismo, qual o custo de preservação da mata para o dono da fazenda?

# **UNIDADE 3**

Mitigação Ambiental em Processos  
Industriais



### **3.1 Primeiras palavras**

Nesta unidade, poderemos entender como o conceito de mitigação ambiental se aplica à indústria de processos industriais.

### **3.2 Problematizando o tema**

Em geral, a ideia de mitigação ambiental é enfatizada quanto aos cuidados com a biodiversidade. Empreendimentos industriais são vistos como algo nocivo que deve estar circunscrito às limitações da legislação ambiental de emissões líquidas, atmosféricas e de resíduos sólidos. Entretanto, tanto a implantação de empreendimentos industriais quanto a proteção dos recursos naturais atendem demandas justas da sociedade. Portanto, cabe ao engenheiro ambiental trabalhar para adequar a produção industrial na busca de atender a essas demandas aparentemente conflitantes de progresso econômico e proteção ambiental.

### **3.3 Técnicas de prevenção da poluição**

Vimos que os sistemas de mitigação de impactos ambientais devem seguir uma hierarquia de ações preferenciais: evitar o impacto; minimizar o impacto; retificar o impacto; reduzir ou eliminar o impacto; compensar o impacto.

No âmbito dos processos industriais, essa hierarquia pode ser apresentada da seguinte maneira (EL-HALWAGI, 1997):

1. Redução da fonte, o que inclui qualquer ação na planta para reduzir a quantidade ou a toxicidade do efluente na fonte. Exemplos incluem a modificação de equipamento, mudanças do processo operacional e de projeto, reformulação de produtos, substituição de matérias-primas, e o uso de reações químicas ambientalmente benignas.
2. Reciclagem ou reuso, o que envolve o uso de fluxos de carga poluente dentro do processo. Tipicamente, tecnologias de separação são elementos-chave em um sistema de reciclagem ou reuso para recuperar materiais valiosos como solventes, metais, espécies inorgânicas, e água.
3. Tratamentos de fim de linha referem-se à aplicação de processos químicos, biológicos e físicos para reduzir a toxicidade ou o volume de efluentes à jusante. Opções de tratamento incluem sistemas biológicos, precipitação química, floculação, coagulação, e incineração assim como caldeiras e fornos industriais.

4. Disposição envolve o uso de atividades de pós-processamento que podem manipular resíduos, como injeção em poços profundos e expedição do material para aterros.

Liu (1999) propõe uma hierarquia de prevenção de poluição ainda mais detalhada:

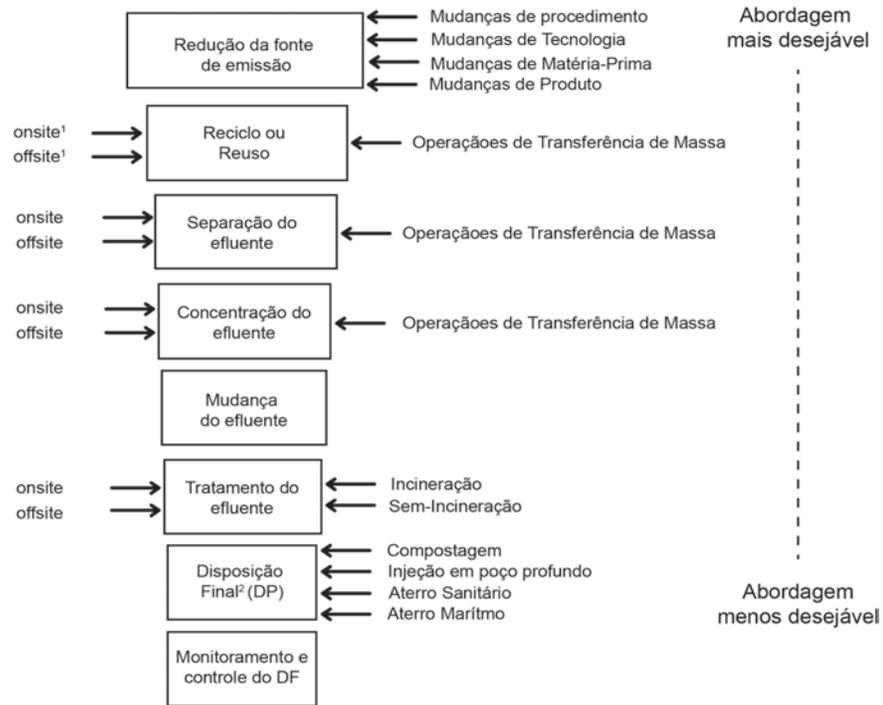
1. Redução da fonte de emissão: mudanças de procedimento operacional, de tecnologia de matéria-prima, ou de produto que possam implicar em redução da quantidade total de poluentes produzida;
2. Reciclo ou reuso: a reciclagem e o reuso podem ser feitas dentro da produção (*onsite*) ou em outro processo (*offsite*); implica em usar no processo em questão, usar em outro processo, processar para reutilizar, usar como combustível, vender ou trocar;
3. Separação do efluente: separar os diferentes componentes do que se pretende descartar implica em mitigação no sentido de segregar o que é efetivamente poluente do que pode ser descartado sem preocupação. Por exemplo, a separação da fase aquosa da fase orgânica de um efluente líquido pode resultar na caracterização de toda a fase aquosa como não poluente;
4. Concentração do efluente: a diminuição do teor de água de um efluente líquido ou sólido implica na diminuição do seu volume;
5. Mudança do efluente: consiste em transferir um poluente de um meio para outro, por exemplo, absorção de VOC de um efluente gasoso em água;
6. Tratamento do efluente: uma vez que se considerou a mudança do efluente como algo distinto do tratamento, este será provavelmente uma degradação biológica, degradação térmica ou incineração;
7. Disposição do efluente: o resultado da separação, concentração, mudança ou tratamento do efluente será uma quantidade, maior ou menor, mais ou menos perigosa, que deverá ser descartada em aterro, ou de outra maneira. A disposição implica na necessidade de monitorar e controlar o efluente quanto ao seu confinamento e impacto ao meio ambiente.

As emissões e resíduos de processos industriais são gerados devido à química ou natureza do processo, projeto de engenharia, práticas operacionais, ou procedimentos de manutenção. Saber qual a causa da poluição é primordial para mitigá-la adequadamente. Como já vimos anteriormente, o abatimento de emissões estacionárias (líquidas ou gasosas) de processos industriais representam apenas uma transferência do local de disposição do poluente, enquanto

que a redução da geração de efluentes na fonte e o reaproveitamento de materiais representariam uma redução “real” de impacto ambiental global. Não obstante, as duas alternativas devem ser integradas e reconciliadas. Muitas vezes, os tratamentos de fim de linha são a única alternativa possível, e devem ser configurada da melhor maneira possível pela equipe da qual o engenheiro ambiental é peça importante.

Outra abordagem possível é classificar as emissões como fugitivas, nativas ou projetadas (ULRICH & VASUDEVAN, 2007). Emissões fugitivas são aquelas difíceis de localizar, controlar ou capturar, provenientes de vazamentos de juntas de tubulação, vents de tanques de processo ou estocagem, selos e gaxetas de equipamentos. A responsabilidade de encontrar e eliminar essas emissões é dos operadores e da manutenção. Engenheiros de projeto (ou de processo) podem fazer muito pouco além de especificar materiais e equipamentos menos propensos a esse tipo de emissão. Emissões nativas são as descargas de equipamentos como fornos, *flares*, torres de resfriamento e outros equipamentos que queimam combustível e geram correntes de utilidades. A postura adequada do engenheiro responsável é aceitar e computar a emissão proveniente do equipamento e do combustível definidos segundo a tecnologia predominante. Emissões projetadas devem ser a maior preocupação do engenheiro responsável, pois são provenientes de reatores, separadores e vasos de processo definidos no momento do projeto do processo, cuja análise pode levar à minimização ou eliminação.

A minimização dos poluentes pode se dar pela minimização da fonte do poluente, ou pela reciclagem ou reuso dos insumos. Essas duas alternativas estão resumidas na Figura 3.2. A minimização da fonte é sempre preferível em relação à reciclagem, pois esta implica em quantidades maiores de uma determinada substância química recirculando pelo processo, o que aumenta a probabilidade de vazamentos, que têm impacto na segurança e no meio ambiente.

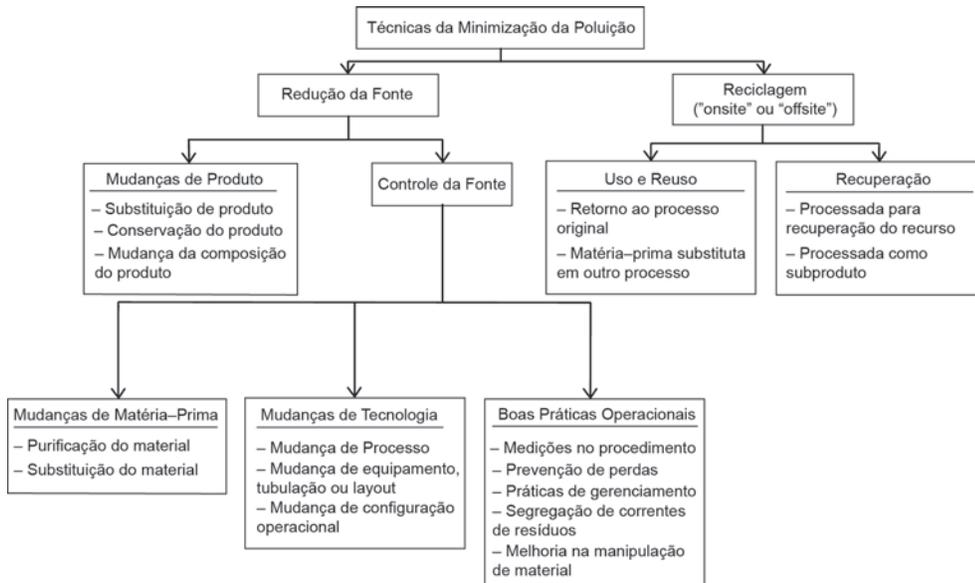


**Figura 3.1** Hierarquia de prevenção de poluição. <sup>1</sup>As expressões *onsite* e *offsite* referem-se respectivamente a operações realizadas no mesmo terreno da produção. <sup>2</sup>Aterro marítimo é a disposição de efluentes no oceano, e é prática comum e aceitável na indústria norte-americana e europeia (adaptado de LIU, 1999).

A redução da fonte de poluição pode ser feita pela mudança do produto ou pelo controle da fonte de poluição. Dessas, a mudança do produto, ou seja, a substituição ou a mudança na composição do produto pode ser difícil ou economicamente inviável. Especialidades químicas, por exemplo, são produzidas dentro de rígidas especificações do cliente, pois qualquer mudança em sua composição pode alterar muito a sua aplicação. Portanto, mudanças em especialidades químicas são precedidas de teste nos clientes e validação do produto, procedimentos custosos que são evitados. Mais do que isso, no desenvolvimento de especialidades químicas, o desempenho do produto é preponderante. Produtos farmacêuticos têm restrições semelhantes, mas ainda mais rígidas.

Portanto, sob a ótica do engenheiro ambiental, o controle da fonte de poluição é mais factível do que a mudança do produto. Das ações possíveis para o controle da fonte de poluição, mudanças nas matérias-primas são limitadas pelas razões já explicadas. Contudo, a purificação da matéria-prima é uma ação sem restrições técnicas e pode ser aplicada. O obstáculo a esta ação costuma ser de ordem econômica visto de insumos mais puros são em geral mais caros.

As mudanças de tecnologia são as que têm maior potencial para reduzir a poluição na sua fonte. As mudanças de tecnologia estão intimamente relacionadas à configuração do equipamento utilizado no processo produtivo.



**Figura 3.2** Técnicas de minimização de resíduo (adaptada de LIU, 1999).

As mudanças de tecnologia estão associadas a mudanças de configuração dos equipamentos, ou, eventualmente, ao modo de operação dos equipamentos e uso de aditivos. Abaixo estão listadas medidas possíveis associadas às mudanças de tecnologia.

### Sistemas de Estocagem e Manipulação

1. Estocar químicos orgânicos voláteis em tanques de teto flutuante ao invés de tanques de teto fixo.
2. Estocar químicos orgânicos voláteis em vasos de pressão baixa ao invés de tanques atmosféricos.
3. Usar caldeiras ao invés de absorvedores para o controle da poluição do ar.
4. Selecionar vasos com internos polidos para sistemas em batelada que requeiram limpeza frequente.
5. Carregar orgânicos voláteis em tanques por tubos pescadores em vez de carregar por despejamento.
6. Instalar sistemas de reciclagem de vapor para operações de carregamento e descarregamento.

### Equipamentos de Processo

1. Usar bombas de vácuo de palhetas rotativas ao invés de ejetores de vapor.
2. Usar bombas a prova de explosão para transferir orgânicos voláteis em vez de transferência com ar ou nitrogênio.

3. Instalar bombas com selos magnéticos, selos de face dupla ou faces flexíveis.
4. Usar trocadores de calor de casco-e-tubos ao invés de condensadores barométricos.
5. Usar tubos soldados ao invés de flangeados ou rosqueados.
6. Usar isolamento removível ou reutilizável ao invés de fixos.
7. Usar refervedores em vez de vapor vivo (borbotagem) em colunas de destilação.
8. Resfriar vasos que contenham orgânicos voláteis com camisas ou serpentinas ao invés de nitrogênio líquido por contato direto.
9. Instalar bicos rotativos de alta pressão em tanques que requeiram limpeza frequente.

### **Instrumentação e Controle de Processos**

1. Instalar motores elétricos de velocidade variável para agitadores e bombas.
2. Instalar controles de nível alto de desligamento automático em tanques de estocagem e de processo.
3. Instalar sistemas de controle de processo avançado para parâmetros-chave de processo.
4. Instalar controladores lógicos programáveis (CLP) para automatizar processos em batelada.
5. Instalar instrumentação para amostragem e análise *inline*.
6. Instalar alarmes e outras instrumentações para ajudar a evitar descontroles (*runways*) de reações
7. Instalar controles de tempo automáticos para desligar a purga de inertes de linhas usados para soprar tubulações contendo VOC.

### **Equipamentos de Reciclagem e Recuperação**

1. Instalação de vasos de destilação para reciclar e reutilizar solventes.
2. Instalação de evaporadores de filme para recuperação adicional de produto do fundo de colunas de destilação e de resíduos.
3. Recuperar orgânicos voláteis com colunas esgotadoras (*strippers*) por injeção direta de vapor de águas residuárias a serem encaminhadas a lagoas de tratamento.

4. Utilização de extração por solvente ou por membranas (microfiltração, ultrafiltração, osmose reversa) para recuperar subprodutos de efluentes.
5. Instalar trocadores adicionais para aproveitar melhor a água de torre de resfriamento.
6. Instalação de equipamentos de separação de óleo de água baseados em tecnologia recente.
7. Instalar misturadores estáticos a montante de reatores.
8. Usar filtros-prensa de alta pressão ou secadores para reduzir o volume de lama residuária (provenientes de tratamentos primários ou secundários de efluente líquido).
9. Usar filtros de cestos reutilizáveis ao invés de filtros de cartucho para correntes líquidas.

### **Operações unitárias**

1. Otimizar a localização de equipamentos para minimizar o comprimento de tubulações ou o transporte de substâncias por empilhadeiras e outros veículos.
2. Consolidar operações unitárias quando viável (por exemplo, a utilização de condensador de coluna de destilação com água gelada por minimizar ou eliminar absorvedores e queimadores de VOC a jusante).
3. Otimizar o projeto de reatores baseado na cinética química, ou características de mistura.
4. Utilizar projetos de reatores alternativos ao reator tipo tanque agitado contínuo.
5. Verificar a possibilidade de utilizar um reator adicional para processar correntes de reciclo ou de efluentes.
6. Avaliar diferentes meios de adição de reagentes (exemplo, suspensão em vez de pó).
7. Avaliar a mudança na ordem de adição dos reagentes.
8. Avaliar a substituição de matéria-prima de origem petroquímica pela mesma matéria-prima produzida por rotas renováveis (por exemplo, polietileno “verde”).
9. Avaliar a mudança de processo em batelada para contínuo.
10. Mudar as condições de processamento para evitar reações indesejáveis, como hidrólise de reagentes.
11. Utilizar oxidantes para degradar compostos odoríferos.

12. Utilizar aditivos para quebrar emulsões de decantadores na extração líquido-líquido orgânico-água.

As boas práticas operacionais (de produção e manutenção) também contribuem para a redução das fontes de emissão, mas, como mencionado anteriormente, principalmente das emissões fugitivas. Abaixo estão listadas, algumas ações possíveis.

#### **Administração de inventário**

1. Implantar um sistema de rastreamento computadorizado de matéria-prima
2. Manter inventário de produto para minimizar perdas de bateladas.
3. Comprar matéria-prima em embalagens reutilizáveis.
4. Comprar matéria-prima com menores teores de impureza.
5. Praticar o controle FIFO (first-in/first-out) de estoque.

#### **Práticas de conservação**

1. Reciclar e reutilizar pallets de Madeira.
2. Segregar resíduos sólidos de descargas aquosas.
3. Segregar resíduos perigosos de não perigosos.
4. Segregar e contabilizar resíduos por áreas de produção.
5. Drenar o conteúdo residual de mangueiras em locais ou contêineres específicos.

#### **Práticas Operacionais**

1. Implantar medições de filtros baseadas em queda de pressão ao invés de preferências do operador.
2. Maximizar o valor da pressão ajustada da abertura de válvulas de alívio para minimizar emissões de tanques de estocagem.
3. Otimizar a razão de refluxo de colunas de destilação.
4. Otimizar os procedimentos operacionais de reatores em batelada para minimizar emissões.
5. Otimizar procedimentos de pintura eletrostática.
6. Implantar um programa de conservação de nitrogênio de processos que usam VOCs.

7. Diminuir o tempo de carregamento e descarregamento de vasos abertos contendo VOC.
8. Utilizar condensadores na saída de *vents*.
9. Reduzir o número de amostras coletadas para controle de qualidade.
10. Desenvolver e testar novos mercados para produtos fora de especificação e resíduos.
11. Misturar pequenas quantidades de produto fora de especificação em produto vendável.

### **Procedimentos de limpeza**

1. Usar limpeza mecânica em vez de limpeza química.
2. Operar banhos de solventes a temperaturas menores e cobri-los quando não estiverem em uso.
3. Reduzir a espessura da camada de solvente usada em banhos de imersão.
4. Reduzir a frequência de troca de banhos de solvente.
5. Usar água deionizada para preparar soluções de limpeza.
6. Desenvolver procedimentos escritos para operações de limpeza.

### **Estratégias de manutenção**

1. Minimizar tensões em tubos e conexões causadas por vibração de bombas e compressores.
2. Ajustar queimadores para otimizar a relação ar-combustível.
3. Implantar sistema de rastreamento de estoque de produtos químicos de manutenção.
4. Substituir solventes clorados.
5. Monitorar emissões fugitivas de bombas, válvulas, agitadores e conexões.
6. Monitorar incrustações e vazamentos em equipamentos.
7. Monitorar vibração em equipamentos rotativos.
8. Inspecionar e testar intertravamentos e alarmes, válvulas de alívio e discos de ruptura.
9. Inspecionar e calibrar instrumentos de medição e controle.
10. Inspecionar e trocar periodicamente selos e gaxetas.

O leitor atento pode ter notado que a maior parte das medidas listadas aqui, se postas em prática, tem impacto direto também na segurança da instalação industrial. Isso ocorre porque os grandes acidentes da indústria química estão quase sempre associados a algum descontrole de processo ou a emissões não controladas que, agora sabemos, são também fontes de impacto ambiental.

O mesmo leitor atento pode estar se questionando qual a relação deste capítulo com o projeto de sistemas de mitigação de impacto ambiental. A resposta é que para processos industriais existentes, o sistema de mitigação é muito provavelmente uma ou algumas das medidas listadas acima, que devem ser precedidas da avaliação, ou auditoria dos procedimentos, processos e equipamentos existentes. Para um processo industrial em fase de projeto, a implantação dos sistemas de mitigação de impacto ambiental também é resultado de uma auditoria, neste caso dos projetos e especificações. Em ambos os casos, a auditoria é suportada pelos fluxogramas de processo, especialmente o diagrama de fluxos de processo (*process flow diagram*, PFD) e o diagrama de tubulação e instrumentação (*piping and instrumentation diagram*, P&ID). Discutiremos os fluxogramas de processo com mais detalhes no próximo capítulo. Outra ferramenta de apoio à auditoria é o HAZID, ou identificação de riscos, uma lista de riscos potenciais que orienta uma análise do tipo *What-if*. A figura a seguir resume o HAZID.

Riscos Externos e Ambientais			Facility Riscos			
Tipo de Risco	Palavra-guia	Expansores	Tipo de Risco	Palavra-guia	Expansores	
Riscos Naturais	Clima extremo	Temperaturas extremas,	Riscos de Processo	Vazamentos de Processo sem Ignição	Núvens de gás,	
		Waves,			Deteção de gás	
		Wind,		Resposta de emergência		
		Dust,		Vazamentos de Processo com Ignição	Fogo,	
		Flooding,			Explosão	
		Sandstorms,			Calor,	
		Ice,			Fumaça,	
		Blizzards			Deteção de fogo	
		Iluminação			Resposta de emergência	
		Atividade Sísmica			Deteção de H2S,	
Erosão	Deslizamento de encosta		Resposta de emergência			
		Litorâneo	"Flaring"	Calor,		
		Fluvial	Fonte de ignição,			
Escavações	Estruturas de solo		Localização			
		Fundações	"Venting"	Descarga para atmosfera,		
		Assoreamento de reservatórios		Localização,		
Impacto Ambiental	Descargas atmosféricas	"Flaring",	Riscos de Acomodação e de Áreas Não Fabris	Drenagem		
		"Venting",		Amostragem		
		Emissões fugitivas		Fogo de Não Processo	Salas de controle,	
	Eficiência de energia	Ingresso de fumaça		Acomodação		
	Descargas líquidas	Drenagem		Qualidade de água	Ingresso de gás	Ingresso a áreas seguras,
				Opções de disposição de efluente		Filha de sistema de ar-condicionado central
	Descargas para o solo	Drenagem		Vazamento de químicos	Liberção e Estocagem	Ingresso a áreas seguras,
				Opções de disposição de efluente		Filha de sistema de ar-condicionado central
Localização e layout	Uso prévio do solo		<b>Riscos Externos e Ambientais</b>			
		Fauna e flora vulneráveis	Riscos Externos e de Terceiros	Sabotagem	Interna e externa	
		Impacto visual			Ameaças de segurança	
		População local		Atividade Terrorista	Distúrbios, motins,	
		Minimização de área			Distúrbios civis,	
		Greves,				
		Ação militar,				
		Inquietação política				
		Atividade de Terceiros	Agricultura e pecuária,			
			Pesca,			
			Indústria local			
		Queda de Helicóptero ou Avião				

**Figura 3.3** Identificação de riscos HAZID.

Um último aspecto que deve ser mencionado é que os projetos de minimização da emissão de poluentes na fonte têm impacto direto nos custos operacionais de uma indústria. Esses impactos podem ser detalhados da seguinte maneira (LIU, 1999):

- Redução do custo de gerenciamento de efluentes: que inclui reduções em despesas com tratamento externo de resíduos, estocagem, despesas com disposição, despesas e taxas com transporte e geração de resíduos perigosos, gastos com o reporte a agências governamentais da destinação dos resíduos, tratamento interno (ETE), mão de obra especializada.
- Economia nos gastos com matéria-prima: minimização da emissão de poluentes passa por fazer mais com menos e, portanto, comprar menos matéria-prima para produzir a mesma quantidade.

- Economia com despesas de seguro e ganhos de confiabilidade: como já comentamos, quase sempre a melhoria do “desempenho ambiental” está associada a mais segurança de processo, que implica em prêmios menores pagos às seguradoras do empreendimento industrial. Há um aumento no valor da empresa, mais difícil de medir, se a empresa elimina ou diminui passivos ambientais (como remediação de solo, por exemplo).
- Mudança de custos associados à qualidade: os custos podem aumentar ou diminuir, e estão associados a retrabalho, sucateamento, análise de produto e processo, e controle de qualidade.
- Mudança de custos de utilidades: podem aumentar ou diminuir, e incluem vapor, eletricidade, água de processo e resfriamento, ar comprimido, refrigeração, gás inerte etc.
- Mudanças em custos operacionais e trabalhistas: podem ser aumentados ou diminuídos; o número de empregados pode mudar, podem ser necessários mais cargos de supervisão para grandes projetos. Custos indiretos podem variar – novamente, impactos positivos em segurança diminuem custos trabalhistas associados à insalubridade e periculosidade.
- Custos de manutenção e operação: pode haver demanda maior ou menor por material de manutenção e operação.
- Mudança nas receitas provindas da produção aumentada ou diminuída.
- Aumento de receita com subprodutos: a minimização de efluentes geralmente gera subprodutos que por sua vez geram receitas adicionais de vendas.

## **Exercícios Sugeridos**

1. Qual a hierarquia de mitigação ambiental da indústria sugerida por Liu (1999)? Por que a redução da fonte de emissão deve preceder todas as outras ações?
2. Quais são os tipos de emissões praticadas na indústria? Que tipos de medida de mitigação, citada na questão anterior, podem ser usadas para as emissões nativas?
3. Quais tipos de mudanças de matéria-prima podem ser praticadas na indústria? Qual delas é mais simples de implantar? Por quê?
4. Explique por que tanques de estocagem de teto flutuante ajudam a minimizar a emissão de poluentes gasosos?

5. Explique por que bombas de vácuo de palhetas rotativas são preferíveis aos ejetores de vapor, se considerado o potencial de poluição?
6. Como controles de nível alto de desligamento automático em tanques de estocagem e de processo podem ajudar no controle da poluição de uma indústria?
7. Explique com as suas palavras quais as desvantagens da reciclagem como medida de mitigação de impacto ambiental? Haveria mais uma desvantagem da reciclagem que não foi citada? Por que, ainda assim, a reciclagem é uma medida relativamente boa de mitigação de impacto ambiental?
8. Você concorda que muitas das medidas de mitigação de impacto ambiental têm impacto positivo na segurança da fábrica? Por quê? Cite um exemplo.
9. Como o controle de estoque pode ser considerado uma ação de mitigação de impacto ambiental? Cite um exemplo possível.
10. Um trecho do texto desta unidade diz “Por exemplo, a separação da fase aquosa da fase orgânica de um efluente líquido pode resultar na caracterização de toda a fase aquosa como não poluente”. Explique essa afirmação considerando o artigo 18 do decreto estadual paulista 8.468 de 1976.



---

# **UNIDADE 4**

Projeto Conceitual de Processos

---



## 4.1 Primeiras palavras

Nesta unidade, veremos quais são as atividades sequenciais que compõem o projeto conceitual de processo.

## 4.2 Problematizando o tema

Segundo Douglas (1988), a característica principal que distingue os problemas de projeto dos outros problemas de engenharia é que aqueles são sub-definidos, ou seja, somente uma pequena fração da informação necessária para definir o problema de projeto está disponível no seu enunciado. Imagine o leitor um novo produto descoberto por um químico no laboratório com potencial para ser comercializado. Naquele instante se dispõe de algumas informações sobre as condições de reação – pH, temperatura e a proporção de reagentes. Para passar da escala da bancada de alguns mililitros para um reator de centenas ou milhares de litros, quantas hipóteses têm de ser feitas e quantos estudos adicionais devem ser realizados? Quanto calor a reação libera ou demanda, qual a concentração do produto no fim da reação, como purificar o produto, quais as pressões e temperaturas mais adequadas para a nova escala do processo, quais as limitações referentes à segurança ou ao meio ambiente?

## 4.3 Projeto de Processos e Projeto Conceitual de Processos

Douglas (1988) define o projeto de processo como a atividade criativa pela qual ideias são geradas e traduzidas em equipamentos e processos para produzir novos materiais ou para melhorar significativamente o valor de materiais existentes.

O projeto conceitual é a parte do projeto que lida com os elementos que definem um processo: fluxograma, balanços de massa e energia, especificações e desempenho de equipamentos, consumo de utilidades, aspectos de segurança e meio ambiente, assim como eficiência econômica. Portanto, no projeto conceitual a ênfase é no comportamento do processo como um sistema mais do que no dimensionamento dos equipamentos.

Note que o projeto conceitual é responsável pela maior parte dos custos de investimento, ainda que o seu custo seja muito limitado. Uma decisão errada no nível conceitual será propagada por toda a cadeia do projeto detalhado e da compra dos equipamentos. Custos ainda maiores surgirão durante a operação para corrigir conceitos errados no projeto básico. A fase conceitual custa somente 2% do total do projeto, mas pode contribuir com mais de 30% das

oportunidades de redução de custo. A fase de projeto detalhado leva os custos de engenharia para até 12% do total, mas responde por apenas 15% das oportunidades de redução de custo. Os custos de compras e construção são mais de 80% do total, mas podem economizar somente 10%. No comissionamento e na partida do processo, os custos já são 100% determinados (DIMIAN, 2003).

#### 4.4 Síntese de processo

Todas as inferências feitas a partir de estudos experimentais e teóricos, toda análise e estudo realizado para criar um novo processo produtivo industrial a partir de uma boa ideia é o que se chama síntese de processo. A síntese de processo é difícil porque um número muito grande de alternativas ( $10^4$  a  $10^9$ ) pode levar ao mesmo objetivo. Em geral, deseja-se alcançar a alternativa de menor custo que satisfaça as restrições de segurança e meio ambiente. Há basicamente duas abordagens possíveis: a empírica e a hierárquica. A primeira como o próprio nome diz baseia-se na experiência dos projetistas que minimizam os esforços necessários para sintetizar o processo adequado aos objetivos propostos. A abordagem hierárquica para a síntese de processo baseia-se em protocolos de ações sequenciais que devem ser seguidas de modo a alcançar o objetivo de fabricar o produto desejado com o menor custo, obedecendo às restrições de segurança e meio ambiente. Douglas (1988) propõe a seguinte sequência, ou hierarquia de definições:

1. Batelada ou contínuo
2. Estrutura de entrada e saída do fluxograma
3. Estrutura de reciclo do fluxograma
4. Estrutura geral do sistema de separação
  - a) Sistema de recuperação de vapor
  - b) Sistema de recuperação de líquido
5. Rede de trocadores de calor

Contudo, antes de determinar como fazer é importante verificar o que deve ser feito, ou definir o problema primitivo. O projeto de um processo industrial sempre se inicia com a identificação e criação de uma oportunidade potencial para satisfazer necessidades sociais e gerar lucro. Essa oportunidade pode vir do trabalho de pesquisa feito em laboratórios que desenvolvem ou descobrem novos materiais com novas aplicações, ou de uma ruptura tecnológica que torna uma determinada matéria-prima barata, de modo que engenheiros de processo

são chamados a desenvolver um processo que utilize aquela nova fonte de recursos na fabricação do produto de interesse, ou ainda, da descoberta de novos mercados com características específicas que demandam mudanças em produtos existentes e, portanto, no seu modo de fabricação.

O projeto de processos é a atividade mais criativa do engenheiro. Dois engenheiros experientes trabalhando isoladamente em um mesmo projeto nunca vão desenvolver alternativa idênticas; o projeto de processos é um problema aberto baseado em uma árvore de decisões, e a fase conceitual é a mais importante na determinação do custo total. A definição do problema primitivo é o primeiro passo crítico que determina o desempenho de todo o resto. Podemos definir o problema primitivo como a descrição sucinta do que se quer produzir e de que maneira isso será feito. Um exemplo ajuda a entender melhor o conceito.

Considere o objetivo de uma dada empresa de aumentar a sua produção de PVC (policloreto de vinila). Esse aumento pode ser obtido comprando monômero de cloreto de vinila (VCM) de uma empresa concorrente, ou aumentando a própria produção de VCM. Esta produção adicional de VCM pode ser feita comprando gás cloro ( $\text{Cl}_2$ ) de uma planta próxima de eletrólise de NaCl e reagindo esse cloro com etileno próprio, produzindo VCM e ácido clorídrico (HCl). Outra alternativa é utilizar o próprio HCl produzido em outro processo da unidade para produzir VCM pela reação do HCl com etileno. Assim, para o objetivo de “aumentar a produção de PVC” surgem três problemas primitivos:

1. Projeto de sistema de compra, recepção, estocagem e alimentação de VCM na planta;
2. Projeto de duto para transporte de gás cloro e sistema de reação de cloro com etileno local produzindo VCM e HCl como subproduto;
3. Projeto de sistema de reação de etileno com HCl para produção de VCM.

A partir dos problemas primitivos podem ser concebidos sistemas dos quais se podem avaliar a rentabilidade, segurança e impacto ambiental. Da comparação de diferentes problemas primitivos é possível obter a melhor alternativa. Assim, do nosso exemplo podemos definir o problema primitivo como a definição mínima de como alcançar o objetivo a partir da qual se pode estimar custos, avaliar riscos e impactos ambientais, comparando a viabilidade diante de outras alternativas. Em geral a comparação de alternativas tem um viés predominantemente econômico e se dá pela comparação da margem bruta daquela rota de produção. Dada uma base de cálculo, que em geral é a produção anual desejada do produto principal PP em toneladas:

$$\text{Margem Bruta (\$/ano)} = C_P \times P_P + C_{SP} \times P_{SP} - C_{MP} \times Q_{MP}$$

Em que  $C_P$ ,  $C_{SP}$  e  $C_{MP}$  são os preços do produto principal, do subproduto e das matérias-primas em unidades monetárias por tonelada (\$/t),  $P_P$  e  $P_{SP}$  são as produções anuais do produto principal e do subproduto em toneladas por ano (t/ano),  $Q_{MP}$  é a quantidade requerida de matéria-prima.

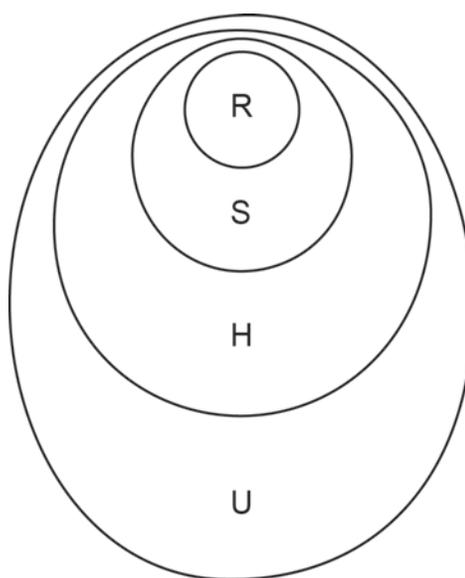
Upadhye et al. (2011) propõem um cálculo da margem bruta que leva em conta os efluentes gerados:

$$\text{Margem Bruta (\$/ano)} = C_P \times P_P + C_{SP} \times P_{SP} - C_{MP} \times Q_{MP} - C_{DE} \times Q_E$$

Em que  $C_{DE}$  é o custo de disposição dos efluentes e  $Q_E$  é a quantidade de efluente gerada. Contudo, normalmente nesta etapa da concepção do projeto não se conhece a quantidade e a qualidade dos efluentes gerados por aquela rota de produção.

A primeira definição quanto à síntese do processo é o modo de processamento – em batelada ou contínuo. Os critérios para essa definição são apresentados mais adiante. Para a definição do modo de processamento, o volume de produção desejado já deve estar definido. Isso é possível pela contextualização do problema primitivo. Ou seja, dadas as condições do mercado consumidor e a sua evolução ao longo do tempo, quanto daquele produto pode ser produzido de modo a escoar toda a produção de maneira sustentável?

Após a definição do modo de processamento, devem-se definir quais são as etapas ou operações unitárias que compõem o processo. Tradicionalmente, o critério para essa estruturação é representado pelo diagrama de cebola (Figura 4.1):



**Figura 4.1** Diagrama de cebola.

O diagrama de cebola indica como o processo industrial deve ser concebido. Inicialmente, definem-se as etapas de reação (R) necessárias à conversão da matéria-prima nos produtos desejados nas quantidades requeridas. Definida a conversão da matéria-prima, pode-se determinar qual a separação (S) necessária do produto da matéria-prima não reagida, que deverá ser reciclada. Portanto, define-se qual a real demanda de matéria-prima, já levando em conta o reciclo e a demanda de produto. Na definição da separação, determinam-se quais são os efluentes que devem ser tratados. As definições de reação (R) e separação (S) só se completam quando se definem as temperaturas em que essas operações se realizam e, portanto, qual o fluxo de energia (H) de cada etapa – quanto cada corrente deve ser aquecida ou resfriada. Definidos os fluxos de energia, há condição de determinar as utilidades necessárias ao processo (U). Utilidades são substâncias utilizadas no processo que não compõem o produto e são normalmente utilizadas como “carreadores de energia”. São exemplos de utilidades a água de resfriamento, o vapor de aquecimento, o ar de instrumentação, a água da caldeira, o óleo térmico etc. Obviamente, essas definições são amparadas pelos balanços de massa e energia, que são discutidos mais adiante.

A abordagem hierárquica representada pelo diagrama de cebola junto com a sequência de desenvolvimento sugerida por Douglas (1988) pode ser detalhada como propõem UPADHYE et al (2011), na Figura 4.2.

Nível	Decisões a serem tomadas / Informações necessárias	Saídas do Processo
0	<b>Informações de entrada</b>	
	1. Informações sobre as reações e os catalisadores	1. Localização do processo
	2. Disponibilidade de matéria-prima	2. Fontes e purezas das matérias-primas
	3. Especificação de produto	3. Escala do processo
	4. Restrições do processo	4. Especificação de composição do produto
	5. Dados disponíveis de local e planta	
	6. Propriedades físicas de todos os componentes	
	7. Segurança, toxicidade e preocupações ambientais envolvidas no processo	
	8. Dados de custo de subprodutos, utilidades e equipamentos	
1	<b>Batelada ou contínuo</b>	Modo de operação
2	<b>Estrutura de entrada e saída</b>	Balanco de massa de todo o processo
	1. É necessário um sistema de pré-processamento para purificação das matérias-primas	
	2. Remove-se ou recicla-se algum subproduto	
	3. É necessária uma corrente de purga ou de reciclo de gás	
	4. Deve-se descartar algum reagente?	
	5. Número de correntes de produtos?	
	6. Variáveis de projeto e conflitos de escolha (trade-off) econômicos?	
3	<b>Estruturas de reciclo</b>	
	1. Número de reatores, alguma separação necessária entre reatores?	Fluxograma do sistema de reação
	2. Número de correntes de reciclo?	1. Custos dos reatores (incluindo os catalisadores heterogêneos)
	3. Algum excesso de reagente em relação ao estequiométrico	Fluxograma do sistema de reciclo de gases
	4. Número de compressores de gases e custos associados	1. Custos dos compressores dos gases
	5. Operação dos reatores (adiabática, aquecimento ou resfriamento direto, diluente necessário)	2. Custos de eletricidade dos compressores
	6. Necessário deslocar a conversão de equilíbrio (como?)	
	7. Impactos dos reatores e compressores no custo total	
4	<b>Estrutura de separação</b>	
	Sistema de recuperação de vapor	
	1. É necessário um sistema de recuperação de vapor?	
	2. Localização do sistema de recuperação de vapor (purga; reciclo; flasheamento)	
	3. Tipo de sistema de recuperação de vapor (condensação ou destilação criogênica; absorção; adsorção; membranas; reação)	
	Sistema de recuperação de líquido	Fluxograma do sistema de separação
	1. Alguma separação pode ser feita por extração líquido-líquido?	1. Custos de equipamentos e utilidades do sistema de recuperação de vapor
	2. Método de remoção dos contaminantes leves e destinação desses contaminantes	2. Custos de equipamentos e utilidades do sistema de recuperação de líquido
	3. Qual separação pode ser feita por destilação? Como manipular azeótropos nas correntes de reciclo?	3. Custos de equipamentos e utilidades dos sistemas de recuperação de sólidos
	4. Sequência de colunas do sistema de destilação	
	5. Se a destilação for inviável, qual a alternativa	
	Sistema de recuperação de sólido	

**Figura 4.2** Abordagem hierárquica da sequência de definições da síntese do projeto (adaptado de UPADHYE et al., 2011).

## 4.5 Anatomia de um processo industrial – uma perspectiva histórica

Claro que o estudante de engenharia consegue inferir várias questões da sequência proposta, mas certamente se sente ainda bastante desconfortável. É necessário entender ou conhecer a anatomia de um processo industrial.

Até a Revolução Industrial, todos os produtos eram produzidos por artesãos, que fabricavam manualmente seus artefatos, cada um de uma vez e de maneira completa. A partir de meados do século XVIII, algumas invenções e descobertas mudaram radicalmente o processo produtivo de todas as coisas. A partir de 1690, o ferro fundido, que era produzido em forjarias, passou a ser produzido em fornos refletoras a carvão. Em 1712, surgiu a primeira máquina a vapor segura. No fim do século, James Watt e Matthew Boulton estudaram os princípios científicos da máquina a vapor e melhoraram bastante seu desempenho. Em 1743, a primeira fábrica com máquinas de fiação de lã foi aberta. Ao longo daquele século uma série de máquinas de fiação e tecelagem foi criada. As máquinas em princípio funcionavam a partir da força da água (as fábricas ficavam à margem dos rios e tinham uma roda d'água) ou pela tração animal. Com o desenvolvimento dos motores a vapor, a roda d'água e os animais foram substituídos.

Em 1756 foi redescoberto o concreto (baseado em argamassa de cal) pelo engenheiro inglês, John Smeaton. O concreto era usado na Antiguidade, mas seu conhecimento ficou perdido por cerca de 1300 anos. Em 1824, foi depositada uma patente para um processo de fabricação de cimento Portland, que permitiu, cerca de 50 anos depois, a construção do sistema de esgoto de Londres.

Até a revolução industrial, os produtos químicos eram fabricados em tachos baseados em procedimentos derivados da alquimia da Idade Média. O primeiro produto químico fabricado industrialmente foi o ácido sulfúrico pelo processo de câmaras de chumbo em 1746. O chumbo substituiu os tachos de vidro usados para manipular ácido até então (A tecnologia dos fornos redutores de carvão foi empregada, em 1678, primeiro para o chumbo). Cada câmara de chumbo produzia até 50 kg por vez, um aumento de dez vezes em relação ao método anterior. O primeiro processo para produção de um álcali foi o processo Leblanc de produção de carbonato de sódio (barrilha, ou *soda ash* em inglês). Até então, os álcalis eram obtidos da cinza da queima de plantas específicas – *Halogeton sativus*, ou Barrilha, ou algas marrons (*Kelps*), para a barrilha, e madeira de lei para a potassa (carbonato de potássio). O processo Leblanc surgiu em 1791, criado por Nicolas Leblanc a partir de um prêmio de 2400 francos oferecido pelo rei Luís XVI a quem conseguisse produzir carbonato de sódio a partir de sal marinho (cloreto de sódio). Seu inventor foi uma das vítimas da Revolução Francesa e não pôde usufruir da sua invenção.

O processo Leblanc era a reação do ácido sulfúrico com cloreto de sódio para dar sulfato de sódio e ácido clorídrico (inicialmente ventilado como gás sem aplicação). O sulfato de sódio era depois reagido com carbonato de cálcio (calcário) para produzir carbonato de sódio e sulfeto de cálcio. O carbonato de sódio era dissolvido para ser separado do (até então) inútil sulfeto de cálcio. Podemos verificar que o processo Leblanc era pródigo na geração de efluentes.

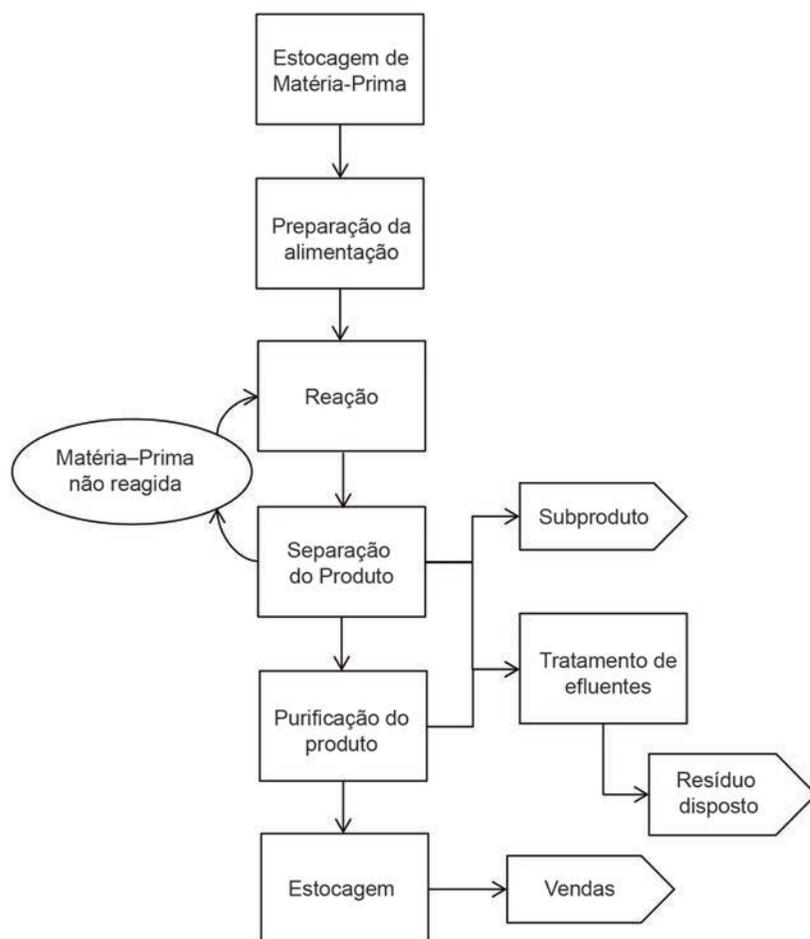
A partir da disponibilização de ácido e base em escalas industriais, outras indústrias se desenvolveram. A barrilha era usada nas indústrias têxtil, de vidro, sabão e papel. Já o ácido era utilizado inicialmente como decapante de metais e alvejante de tecidos. Em 1800 o químico escocês Charles Tennant inventou o pó alvejante (hipoclorito de cálcio).

Podemos vislumbrar que a indústria moderna (química, metalúrgica, papelaria, de construção civil) surgiu inicialmente na Grã-Bretanha como uma consequência e necessidade da indústria têxtil florescente, a partir da mecanização da fiação e tecelagem da lã britânica (e depois do algodão das colônias inglesas). A produção gigantesca de tecido necessitava de papel para a administração e contabilidade, prédios grandes e resistentes, metais para as máquinas, produção químicos para o tratamento e coloração dos tecidos. A indústria era uma nova fonte de riquezas que atraía as pessoas e intensificava a urbanização. Esta trouxe novos problemas (habitação e saneamento básico) resolvidos por novas indústrias.

Como já mencionado, a produção industrial do primeiro álcali era bastante ineficiente e produzia muito efluente. Este processo Leblanc foi gradativamente substituído pelo processo Solvay. Para cada 8 toneladas de carbonato de sódio produzido no processo Leblanc, 5,5 toneladas de cloreto de hidrogênio (gasoso) e 7 toneladas de sulfeto de cálcio (sólido) eram gerados como efluente. Esse efluente sólido não tinha valor econômico e era empilhado e espalhado nos campos próximos às fábricas, onde, depois de encharcado, passava a liberar sulfeto de hidrogênio, um gás tóxico responsável pelo cheiro semelhante ao de ovo podre. Por causa das suas emissões nocivas, as fábricas do processo Leblanc passaram a ser alvo de ações legais, que alegavam que o gás das fábricas arruinava tudo que alcançasse, que a vegetação próxima às fábricas era chamuscada, os jardins e pomares não produziam nada, o gado definhava, e as pessoas eram atacadas por tosses e dores de cabeça. Em 1863, o parlamento britânico aprovou o primeiro *Alkali Act*, a primeira legislação moderna sobre a poluição aérea, que ordenava que no máximo 5% do cloreto de hidrogênio produzido nas plantas Leblanc poderia ser descartado no ar. Para cumprir a legislação, as fábricas passaram a absorver o gás em colunas de carvão ativado com água, que era descartada nos corpos d'água próximos, matando peixes e plantas aquáticas.

O processo Solvay, criado por Ernest Solvay durante a década de 1860, a partir da descoberta de Auguste Jean Fresnel em 1811, de que bicarbonato de sódio precipitava de uma solução aquosa, contendo amônia e cloreto de sódio dissolvidos, borbulhada com gás carbônico. A contribuição de Solvay foi o projeto de uma coluna de absorção para a recuperação da amônia usada com água de cal, gerando cloreto de cálcio como único efluente do processo (na época). O processo Solvay foi o primeiro processo químico contínuo no mundo, que consolidou a anatomia do processo químico industrial moderno, tornou-se a fonte predominante de carbonato de sódio a partir de 1890 e ainda hoje é a maior fonte de carbonato de sódio do mundo.

A anatomia de um processo químico industrial pode ser descrita pela figura 4.3 abaixo. A partir da figura, podemos observar que o tratamento de efluentes é apontado como uma etapa do processo químico. Contudo, o tratamento de efluentes em si deve ser concebido como um processo, em função de suas especificidades. Em geral, a partir de uma definição de processo (problema primitivo), parte-se para o projeto do sistema de tratamento de efluentes resultante daquela alternativa.



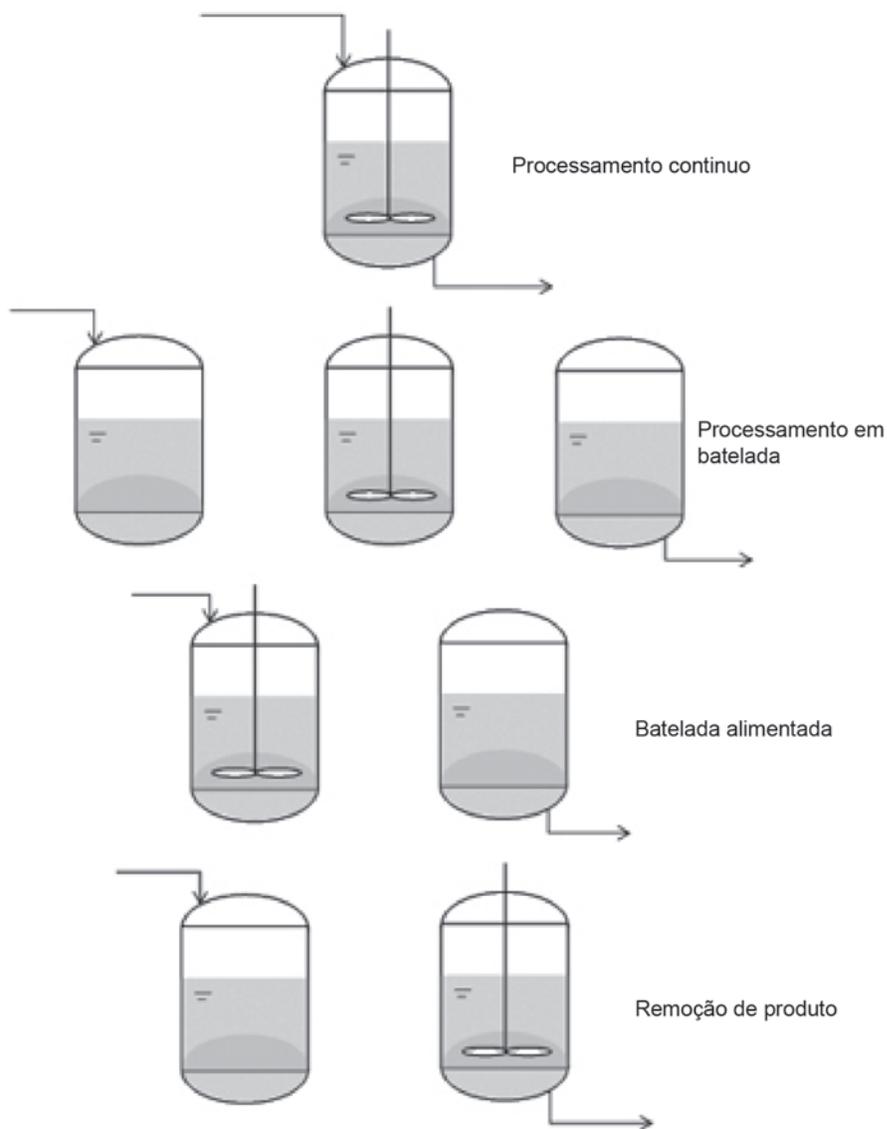
**Figura 4.3** Anatomia de um processo químico industrial.

A definição da anatomia do processo industrial é feita segundo a sequência ou hierarquia proposta por Douglas (1988), já listada anteriormente. A primeira definição é quanto ao modo de processamento – contínuo ou batelada.

#### **4.6 Modo de Processamento – contínuo ou batelada**

Processos contínuos são aqueles em que há um fluxo contínuo de entrada e saída na série de equipamentos que compõem o processo. Se esse fluxo se dá em uma condição estável das variáveis de processo – vazão, temperatura, pressão e composição – então o processo contínuo será conduzido em regime permanente ou estado estacionário. A partida da planta até o estado estacionário e a parada da planta são regimes transientes, em que as variáveis de processo mudam com o tempo, do modo contínuo de produção.

Processos em batelada são conduzidos descontinuamente, intermitentemente, de equipamento em equipamento que compõe o processo. Há a batelada simples, em que o equipamento é todo carregado com os reagentes ou componentes de entrada, fechado, e descarregado ao término da operação. Na batelada alimentada (*fed-batch*), o equipamento vai sendo carregado durante a operação e descarregado todo ao término. Pode ocorrer também uma batelada com remoção de produto (*product removal*), quando o equipamento é carregado, começa a operar, e depois de certo tempo de processamento, vai sendo descarregado. A figura 4.4 ilustra esses modos de operação.



**Figura 4.4** Modo de processamento.

Processos contínuos podem ter etapas conduzidas em batelada. Nesses casos, são adicionados tanques-pulmões que acumulam as entradas e saídas antes e depois daquele equipamento de modo a permitir que o resto do processo continue operando em batelada.

Grosso modo, dois fatores são preponderantes na escolha do modo de processamento: escala de produção e o portfólio de produtos. Pequenas escalas de produção, menos de 500 toneladas por ano, provavelmente deverão ser produzidas em batelada, enquanto que grandes escalas, mais de 5000 toneladas por ano, deverão ser produzidas em modo contínuo. Além disso, se os produtos são baseados em formulações, geralmente específicas para cada cliente, ou se o portfólio de produtos é grande, provavelmente a produção será baseada em bateladas ou misturas de bateladas. Turton et al. (2009) detalham um pouco melhor esses critérios de escolha:

1. Escala de produção
  - a) Processamento em batelada: Pequenas escalas favorecem o processamento em batelada;
  - b) Processamento contínuo: Grandes escalas são conduzidas continuamente.
2. Qualidade do produto
  - a) Processamento em batelada: Se a qualidade do produto deve ser certificada a cada lote, como em produtos farmacêuticos e alguns alimentos;
  - b) Processamento contínuo: Podem ser gerados lotes (separados em tanques), mas só é conveniente se produtos fora de especificação puderem ser diluídos em outros lotes.
3. Flexibilidade operacional
  - a) Processamento em batelada: O mesmo equipamento pode ser usado em várias etapas e operações;
  - b) Processamento contínuo: A flexibilidade pode ser obtida à custa de drástico aumento de custo de capital.
4. Múltiplos produtos
  - a) Processamento em batelada: Processamento em batelada permite a produção de dezenas de produtos em um mesmo equipamento com pequenas mudanças operacionais de lote para lote;
  - b) Processamento contínuo: Processamento contínuo pode gerar um número pequeno e fixo de produtos.
5. Eficiência de processamento
  - a) Processamento em batelada: A flexibilidade operacional e multiplicidade de produtos implicam na não otimização dos equipamentos. A integração energética é dificultada;
  - b) Processamento contínuo: A produção pode ser facilmente otimizada quanto ao rendimento e economia de energia.
6. Manutenção e operação
  - a) Processamento em batelada: Mais onerosa; processamento em batelada requer um número maior de operadores e manutenção mais frequente;
  - b) Processamento contínuo: Requer menos operadores e tem manutenção menos frequente, concentrada em uma ou duas vezes por ano.

7. Viabilidade de matéria-prima e demanda de produto
  - a) Processamento em batelada: Processos cuja matéria-prima tem disponibilidade sazonal (como produtos agrícolas), ou cujo produto tem demanda sazonal (como fertilizantes) podem ser conduzidos em batelada, liberando a planta para outros processos;
  - b) Processamento contínuo: Normalmente processos contínuos só são rentáveis se operarem todo o ano sem interrupção.
8. Taxa de reação
  - a) Processamento em batelada: Processos com taxas de reação lentas demandam tempo de reação grande e são mais facilmente conduzidos em batelada;
  - b) Processamento contínuo: Grandes tempos de reação em processos contínuos demandam grandes volumes, o que encarece os equipamentos.
9. Incrustação
  - a) Processamento em batelada: Como bateladas são normalmente alternadas com descarregamento e limpeza dos equipamentos, podem-se controlar problemas de incrustação;
  - b) Processamento contínuo: Processos com muita incrustação podem inviabilizar ou encarecer o processamento contínuo.
10. Segurança
  - a) Processamento em batelada: Processamentos em batelada expõem mais os operadores ao contato com substâncias químicas. Além disso, com a maior interferência humana, erros operacionais tornam-se mais prováveis;
  - b) Processamento contínuo: Plantas contínuas expõem menos os operadores e têm, em geral, excelentes índices de segurança.
11. Controlabilidade
  - a) Processamento em batelada: Mais difícil pela maior interferência humana e pelas limitações de otimização em plantas multipropósito. Pode ser melhorada com o aumento da automação;
  - b) Processamento contínuo: São normalmente mais automatizados e otimizados, com melhor controlabilidade.

## 4.7 Síntese do processo e a sua representação – fluxogramas de processo

Como já discutido anteriormente, a síntese do processo se inicia quando uma pessoa ou uma organização vislumbra a possibilidade de atender uma necessidade humana (de pessoas ou organizações) pela produção de um novo bem, substância ou equipamento. Essa ideia inicial é amadurecida pela elaboração de um ou alguns “problemas primitivos” que podem ser avaliados quanto à viabilidade técnica e econômica. A partir do melhor problema primitivo selecionado estrutura-se o processo industrial, baseado na anatomia de um processo industrial e na abordagem hierárquica descrita pelo “diagrama de cebola”, ambos já apresentados. Nessa fase de concepção do processo industrial, a utilização de diagrama de blocos para representar as várias etapas é uma ferramenta útil para a síntese do processo. As representações gráficas dos processos industriais são chamadas fluxogramas de processos e compõem a documentação do projeto que é composto de:

1. Correspondências gerais: do grupo de projeto; com departamentos de governo; com o cliente; com vendedores e fabricantes de equipamentos;
2. Planilhas de cálculos: dimensionamento de equipamentos, avaliação econômica e custos;
3. Desenhos: fluxogramas de processo – diagramas de fluxo de processo (PFD), diagramas de tubulação e instrumentação (P&ID), isométricos; plantas baixas; detalhamento de equipamentos; diagramas elétricos; projetos arquitetônicos dos prédios;
4. Folhas de especificação de equipamentos “de prateleira” (equipamentos fabricados em tamanhos pré-determinados por códigos normatizados ou de fabricantes e não individualizados) como trocadores de calor e bombas;
5. Ordens de compra: cotações e “invoices”.

Dentre todos esses documentos, os fluxogramas de processo são peças-chave na concepção ou síntese do processo. A descrição das etapas do processo em diagramas de blocos durante a fase de concepção permite vislumbrar antecipadamente as etapas críticas do projeto, avaliar diferentes alternativas ou tecnologias para um mesmo serviço. Permite também que se faça uma primeira avaliação de identificação de riscos (HAZID, do inglês *hazard identification*). No diagrama de blocos, as operações são mostradas como blocos; as linhas de fluxo principais são apresentadas como flechas indicando a direção do fluxo;

componentes leves (gases) saem por cima do bloco enquanto que componentes pesados (líquidos e sólidos) saem por baixo; somente informações críticas à compreensão do processo são apresentadas; se linhas de corrente se cruzam, a horizontal é mantida contínua e a vertical é quebrada; o balanço de massa simplificado é apresentado. A figura 4.5 apresenta um exemplo de um diagrama de blocos de um processo, e a figura 4.6 apresenta o mesmo diagrama de blocos com o balanço de massa acoplado.

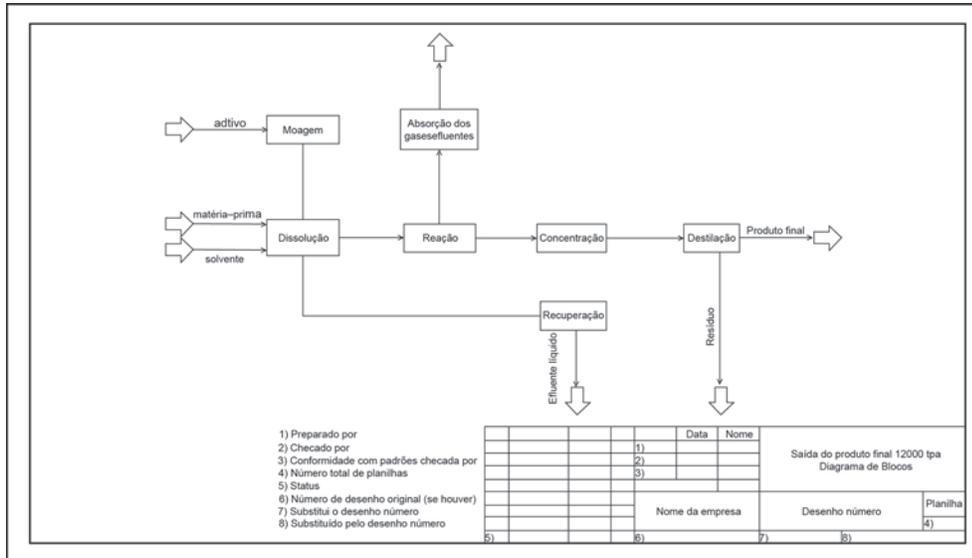


Figura 4.5 Diagrama de blocos de um processo industrial (adaptado de Turton et al., 2009).

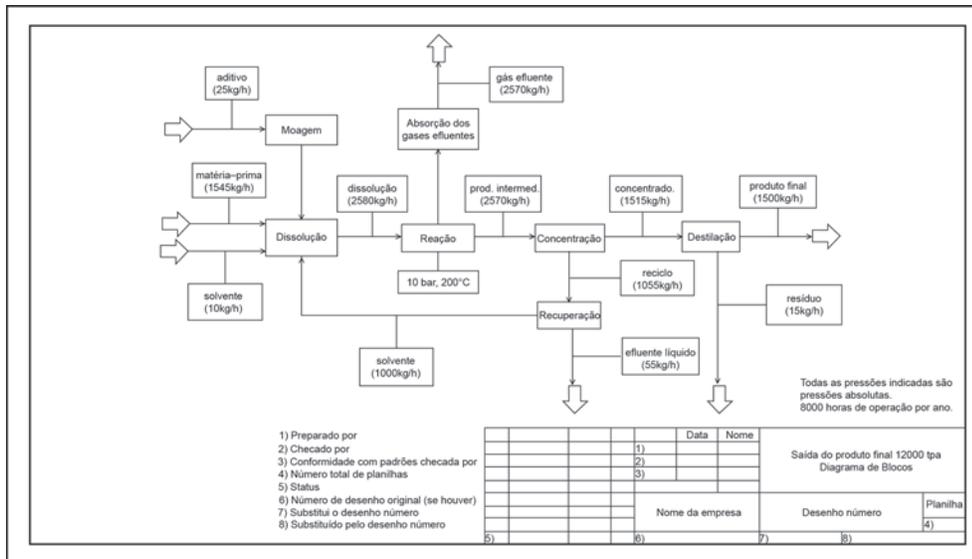


Figura 4.6 Diagrama de blocos com o balanço de massa (adaptado de Turton et al., 2009).

O diagrama de fluxos de processo, PFD, representa um passo além do diagrama de blocos em termos do conjunto de informações contidas. O PFD contém a maioria dos dados necessários para o projeto de um processo industrial. Para os PFDs não há uma norma universalmente aceita, e o PFD de uma empresa será ligeiramente diferente do PFD de outra empresa. Um típico PFD conterá as seguintes informações:

- a) Todos os equipamentos principais do processo estarão representados no diagrama com uma descrição. Cada equipamento terá um código (tag) e nome únicos;
- b) Todas as correntes de processo serão mostradas e identificadas por um número. A descrição das condições de processo (vazão, temperatura, pressão e pH) e da composição de cada corrente deve ser incluída. Esses dados podem ser apresentados diretamente no PFD, ou em uma tabela resumo anexa;
- c) Todas as correntes de utilidades fornecidas aos equipamentos principais devem ser indicadas;
- d) Laços (“loops”) de controle básicos ilustrando a estratégia de controle usada para operar o processo durante a operação normal devem ser mostrados.

Fica claro ao leitor que o PFD é um diagrama complexo (para elaborar e ler), e que provavelmente os PFD devem ser impressos em folhas grandes, A2 ou A1. Pelas limitações do formato do nosso livro-texto a apresentação desse formato é um pouco prejudicada, por isso apresentaremos cada item separadamente. Os equipamentos do PFD podem ser apresentados como blocos, mas em geral são utilizados ícones de cada tipo de equipamento (Figura 4.7). As informações básicas do PFD podem ser categorizadas em identificação dos equipamentos, informações de correntes e informações de equipamentos.

A identificação dos equipamentos no PFD deve a seguinte convenção: XX-YZZ A/B, onde XX é um código referente ao tipo de equipamento (C compressor ou turbina, P bomba, R reator, H aquecedores a fogo, T torre, V vaso, TQ tanque de estocagem), Y refere-se à área da fábrica (área 100, área 200 etc.), ZZ é o número do equipamento (bomba 01, bomba 02 etc.) e A/B é uma indicação de equipamentos existentes em duplicata (comum para equipamentos rotativos em processos contínuos que não se deseja interromper). Por exemplo: a bomba 01 da área 100 é uma bomba de recirculação de uma coluna de absorção que não pode para de funcionar durante a campanha, por isso existe em duplicata – essa bomba é a P-101 A/B.

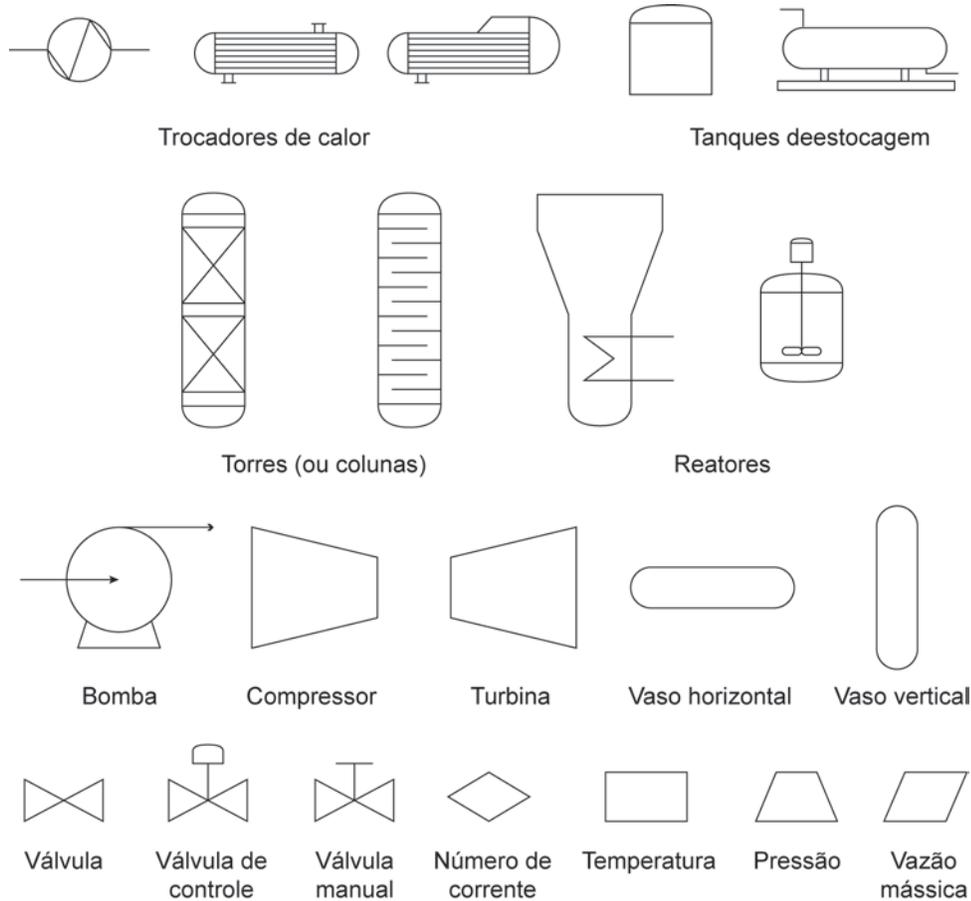


Figura 4.7 Símbolos utilizados para desenhar o PFD.

Como exemplo para o leitor entender a diferença entre o diagrama de bloco e um possível PFD, há um exemplo abaixo de um PFD simplificado da produção de ácido nítrico. Outro documento importante que pode compor o PFD é a ficha de descrição ou especificação de equipamento (Quadro 4.1). Outros desenhos relevantes à síntese do processo são o P&ID, os isométricos de tubulação, e o layout da planta.

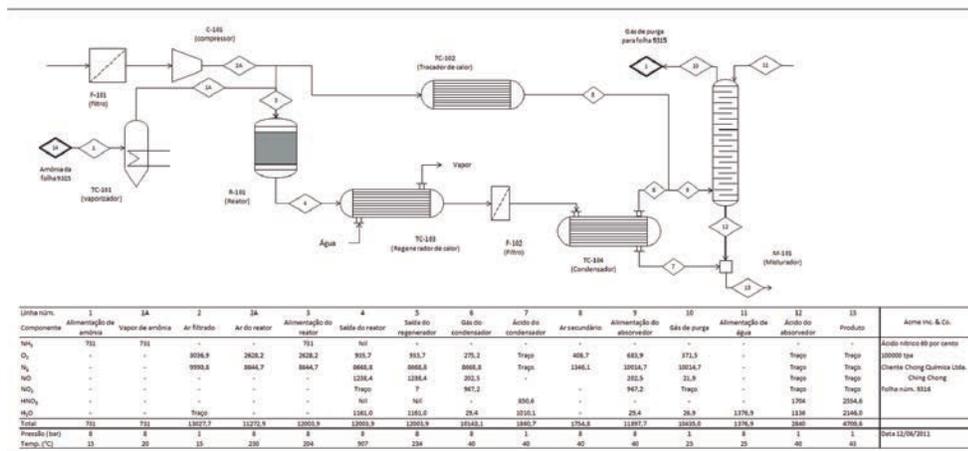


Figura 4.8 PFD do processo de produção de ácido nítrico.

O P&ID ou diagrama de tubulação e instrumentação é um desenho muito similar ao PFD, mas se diferencia por enfatizar as tubulações que ligam cada equipamento, com suas características principais (diâmetro nominal e espessura ou *Schedule*). Os isométricos são desenhos que enfatizam o comprimento e os acidentes (curvas e válvulas) da tubulação e as dimensões dos equipamentos em relação à posição da tubulação. O layout é uma planta baixa da fábrica que indica a posição relativa da produção, estoque, manutenção área administrativa, utilidades etc. Podem ser usados ainda desenhos que detalham um equipamento, um conjunto de equipamentos ou uma área de produção.

As figuras de 4.9 a 4.11 apresentam exemplos de P&ID, layout e isométrico.

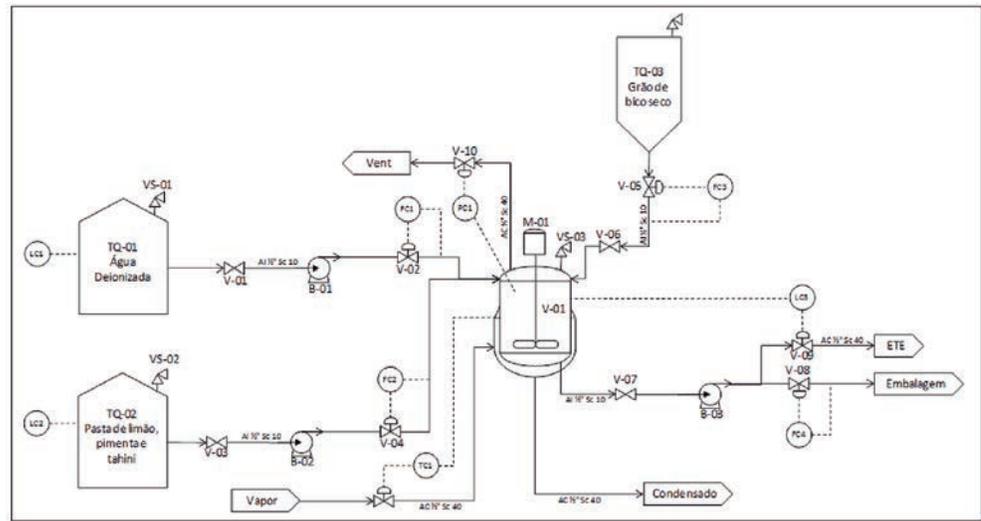


Figura 4.9 P&ID de um processo alimentício.

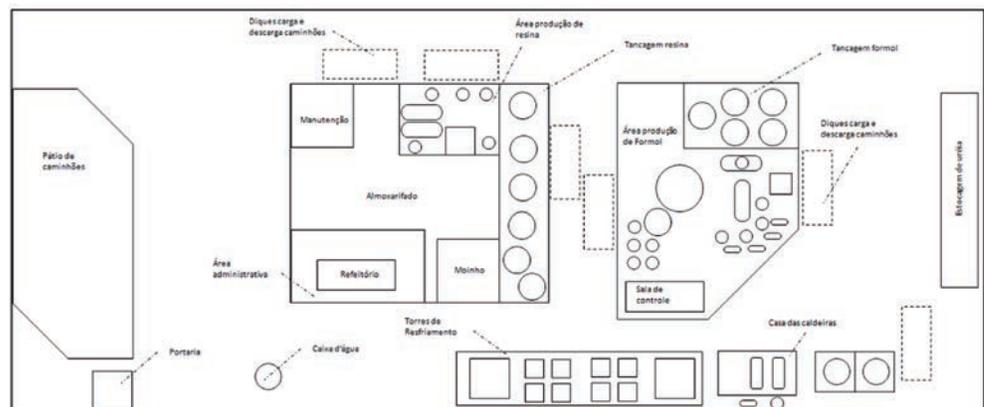


Figura 4.10 Layout de uma planta de formol e resina.

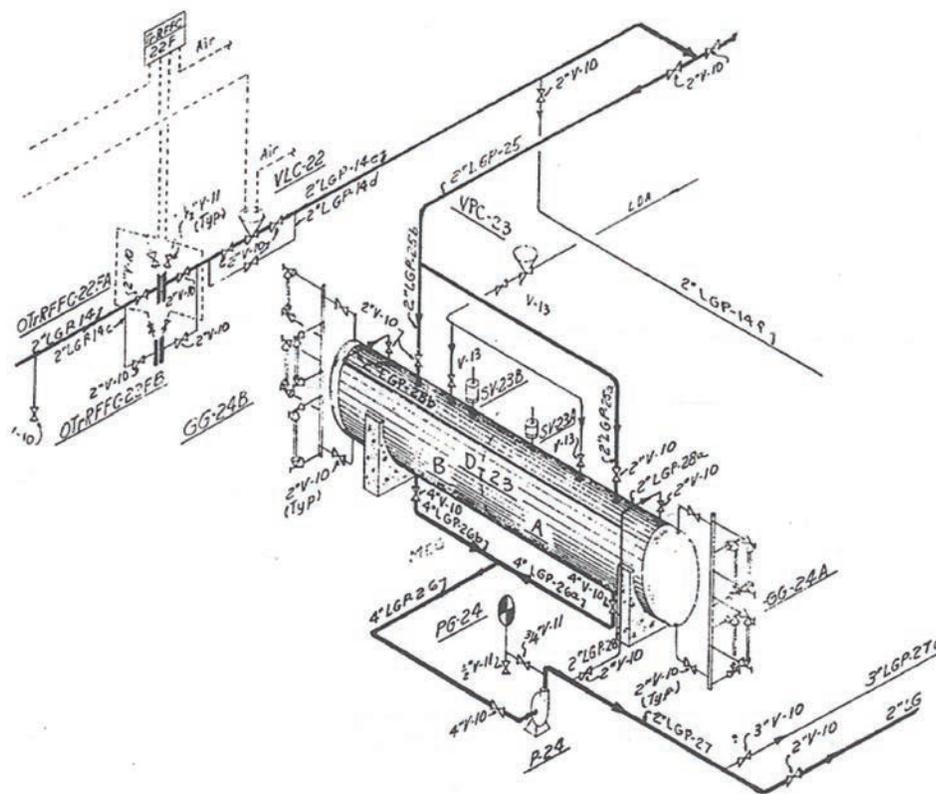


Figura 4.11 Isométrico de equipamento e tubulação.

## 4.8 Estruturas de Entrada e Saída e Reciclos – Balanço de Massa

A determinação do modo de processamento – batelada ou contínuo – ou a configuração da anatomia do processo – estruturas de entrada e saída de material, estruturas de reciclo e de separação – implicam na resolução de quanto material entra e sai de cada equipamento, ou balanço de massa, e quanta energia é preciso fornecer ou retirar de cada equipamento para obtenção de um dado grau de separação, ou balanço de energia.

O balanço de massa está estruturado na equação da continuidade ou lei da conservação das massas, descrita por Lavoisier no adágio “nada se cria, nada se perde, tudo se transforma”. Anos depois de Lavoisier, Einstein correlacionou massa e energia na fórmula  $E = m \times c^2$ . Contudo em condições normais do ambiente industrial a conversão de energia em massa pode ser desprezada. Por exemplo, a combustão de 1g de óleo combustível gera energia correspondente a aproximadamente  $0,5 \times 10^{-9}$  g ou 0,5 ppb. Portanto, a hipótese de conservação da massa é perfeitamente razoável. Existem três equações de balanço de massa:

a) Equação de balanço de massa global:

$$\left(\frac{dm}{dt}\right)_{\text{volume de controle}} = \dot{m}_{\text{entrada}} - \dot{m}_{\text{saída}}$$

b) Equação de balanço de massa por componente:

$$\left(\frac{dm_i}{dt}\right)_{\text{volume de controle}} = \dot{m}_i^{\text{entrada}} - \dot{m}_i^{\text{saída}} + \dot{m}_i^{\text{produzido}}$$

c) Somatório das frações mássicas ou molares de cada corrente:

$$\sum_{i=1}^n x_i = 1$$

No regime permanente,  $\dot{m}_{\text{entrada}} = \dot{m}_{\text{saída}}$ . O termo  $\dot{m}_i^{\text{produzido}}$  refere-se à vazão mássica do componente  $i$  decorrente do seu aparecimento, ou desaparecimento, em uma reação química. Uma definição importante para a resolução do banco de massa é a de graus de liberdade, aqui denominados variáveis de decisão ou de projeto. Sejam  $N_v$  o número de variáveis em todas as equações,  $N_c$  o número de componentes,  $N_c+1$  o número de variáveis por correntes ( $N_c$  frações molares e a vazão),  $N_p$  o número de parâmetros de equipamentos, e  $N_s$  o número de correntes de processo, o número de variáveis é calculado como:

$$N_v = N_s (N_c + 1) + N_p$$

Se  $N_e$  é o número de equações, e  $N_d$  é o número de variáveis de decisão ou de projeto:

$$N_d = N_v - N_e$$

A definição das variáveis de projeto é feita caso a caso, de acordo com as restrições e especificações do projeto e com a experiência do projetista. Para entendermos melhor como é feito o balanço de massa de processos industriais e a sua importância para o desenvolvimento de projetos, vamos utilizar um exemplo de Meyers & Seider (1976), a isomerização do n-butano. O processo pode ser rapidamente compreendido a partir da figura 4.12.

As hipóteses que facilitam os cálculos de balanço de massa são: os únicos componentes do processo são o n-butano (reagente) e o iso-butano (produto), a alimentação é feita de reagente puro, o reator de isomerização é ideal (perfeitamente agitado), a reação de isomerização é um equilíbrio isotérmico, a

separação entre o n-butano e o iso-butano é perfeita (os dois componentes se separam completamente) feita em uma coluna de destilação. A figura 4.13 apresenta a etapa de reação, cujo equacionamento é dado pelas relações seguintes:

Equação de reação direta:

$$r'_{\text{for}} = k_r \left( \frac{n_2}{V} \right) \quad (1)$$

Equação de reação inversa:

$$r'_{\text{rev}} = k'_r \left( \frac{n_1}{V} \right) \quad (2)$$

Equação da taxa de reação líquida

$$r'_{\text{net}} = r'_{\text{for}} - r'_{\text{rev}} = k_r \left( \frac{n_2}{V} \right) - k'_r \left( \frac{n_1}{V} \right) = \frac{n}{V} (k_r x_{22} - k'_r x_{21}) \quad (3)$$

Relação de equilíbrio:

$$r'_{\text{net}} = 0 \Rightarrow \frac{k_r}{k'_r} = \frac{x_{21}}{x_{22}} = K \quad (4)$$

Relação entre as frações molares:

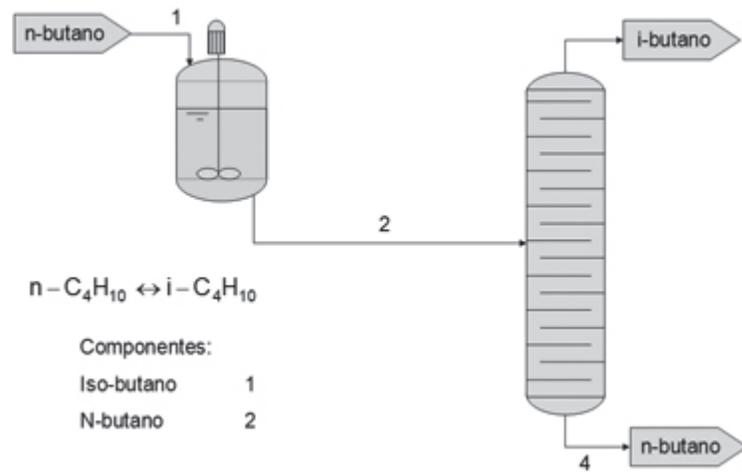
$$x_{22} = 1 - x_{21} \quad (5)$$

Equação resultante

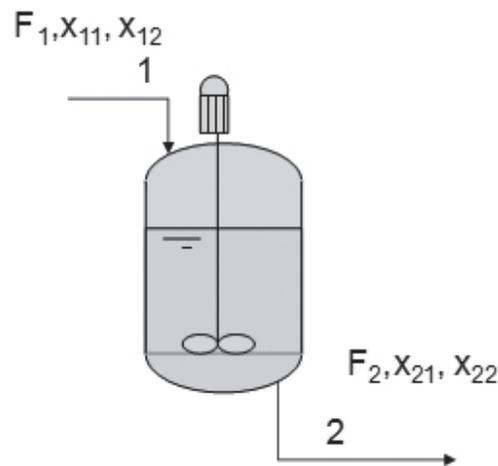
$$(4), (5) \rightarrow (3) : r'_{\text{net}} = \left( \frac{nk_r}{V} \right) \left( 1 - \left( 1 + \frac{1}{K} \right) x_{21} \right) \quad (6)$$

O balanço de massa no reator:

$$r = F_2 x_{21} - F_1 x_{21} \quad (7)$$



**Figura 4.12** Processo de isomerização do n-butano.



**Figura 4.13** Etapa de reação

A relação entre as possíveis expressões da taxa de reação:

$$r' = \frac{r}{V} \tag{8}$$

A relação resultante do balanço de massa

$$(8) = (6) : nk_r \left( 1 - \left( 1 + \frac{1}{K} \right) x_{21} \right) = F_2 x_{21} - F_1 x_{21} \tag{9}$$

Na isomerização os fluxos molares são iguais:

$$x_{21} = \frac{1 + \left( \frac{F_1 x_{11}}{nk_r} \right)}{1 + \left( \frac{1}{K} \right) + \left( \frac{F_1}{nk_r} \right)} \tag{10}$$

Tendo a expressão que descreve a conversão no reator, é possível reunir todas as equações do sistema (= reator + coluna):

$$\text{Reator: } x_{21} = \frac{1 + \left(\frac{F_1 x_{11}}{nk_r}\right)}{1 + \left(\frac{1}{K}\right) + \left(\frac{F_1}{nk_r}\right)} \quad (1)$$

$$F_1 = F_2 \quad (2)$$

$$\text{Coluna: } F_2 x_{21} = F_3 x_{31} + F_4 x_{41} \quad (3)$$

$$F_2 x_{22} = F_3 x_{32} + F_4 x_{42} \quad (4)$$

$$\text{Restrições de frações molares: } x_{11} + x_{12} = 1 \quad (5)$$

$$x_{21} + x_{22} = 1 \quad (6)$$

$$x_{31} + x_{32} = 1 \quad (7)$$

$$x_{41} + x_{42} = 1 \quad (8)$$

O número de variáveis é  $N_v = N_s \cdot (N_c + 1) + N_p = 4 \cdot (2 + 1) + 2 = 14$ , e os dois parâmetros de equipamentos são:

- $nk_r$ : proporcional ao tamanho do CSTR;
- $K$ : constante de equilíbrio.

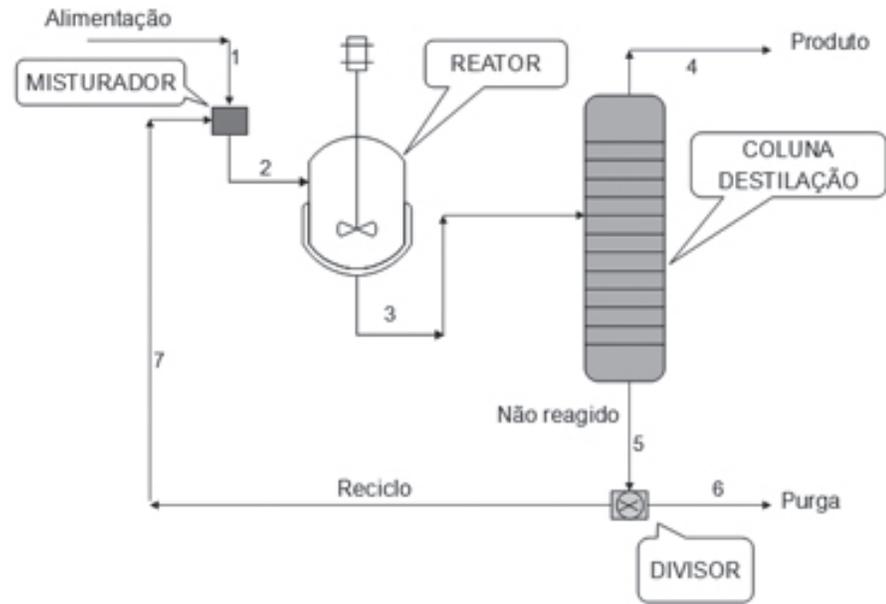
O número de variáveis de decisão são  $N_D = N_v - N_e = 14 - 8 = 6$ :  $nk_r$ ,  $K$ ,  $F_1$ ,  $x_{11}$ ,  $x_{31}$ ,  $x_{41}$ . Se as variáveis de decisão forem:  $nk_r = 38$  lbmol/h;  $K = 0,728$ ;  $x_{11} = 0$ ;  $x_{31} = 1$ ;  $x_{41} = 0$ ; a solução do processo é :

corrente	vazão (lbmol/h)	fração molar	
		i-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	n-C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
1	100	0	1
2	100	0,2	0,8
3	20	1	0
4	80	0	1

Ou seja, 80% do reagente não foi convertido. Ainda que fossem construídos três conjuntos como o descrito na figura 4.12 em série, a saída da reação seria:

$$F_1(0,8) \cdot (0,8) \cdot (0,8) = 0,512 \cdot F_1 \Rightarrow \text{inviável}$$

Portanto, a alternativa viável é impor uma estrutura de reciclo e purga, como descrito na figura 4.14.



**Figura 4.14** Processo de isomerização do n-butano com reciclo e purga.

Nesse caso, o equacionamento do sistema seria:

$$\text{Reator: } x_{31} = \frac{1 + \left( \frac{F_2 x_{21}}{n k_r} \right)}{1 + \left( \frac{1}{K} \right) + \left( \frac{F_2}{n k_r} \right)} \quad (1)$$

$$F_2 = F_3 \quad (2)$$

$$\text{Coluna: } F_3 x_{31} = F_4 x_{41} + F_5 x_{51} \quad (3)$$

$$F_3 x_{32} = F_4 x_{42} + F_5 x_{52} \quad (4)$$

$$\text{Divisor: } \alpha = \frac{F_7}{F_5} \quad (5)$$

$$x_{71} = x_{51} \quad (6)$$

$$x_{61} = x_{51} \quad (7)$$

$$F_5 = F_6 + F_7 \quad (8)$$

$$\text{Misturador: } F_1 x_{11} + F_7 x_{71} = F_2 x_{21} \quad (9)$$

$$F_1 x_{12} + F_7 x_{72} = F_2 x_{22} \quad (10)$$

$$\text{Restrições de frações molares: } x_{11} + x_{12} = 1 \quad (11)$$

$$x_{21} + x_{22} = 1 \quad (12)$$

$$x_{31} + x_{32} = 1 \quad (13)$$

$$x_{41} + x_{42} = 1 \quad (14)$$

$$x_{51} + x_{52} = 1 \quad (15)$$

$$x_{61} + x_{62} = 1 \quad (16)$$

$$x_{71} + x_{72} = 1 \quad (17)$$

Neste caso o número de variáveis é  $N_v = N_s \cdot (N_c + 1) + N_p = 7 \cdot (2 + 1) + 3 = 24$ , e os três parâmetros de equipamentos são:

- $nk_r$ : proporcional ao tamanho do CSTR;
- $K$ : constante de equilíbrio;
- $\alpha$ : fração de reciclo

O número de variáveis de decisão é  $N_D = N_v - N_e = 24 - 17 = 7$ :  $nk_r$ ,  $K$ ,  $\alpha$ ,  $F_1$ ,  $x_{11}$ ,  $x_{51}$ ,  $x_{41}$ .

Caso o processo seja mantido isotérmico, com  $nk_r$  e  $K$  constantes:

$$x_{31} = \frac{1}{1 + \left(\frac{1}{K}\right) + \left(\frac{F_1}{nk_r}\right)(1 - \alpha + \alpha x_{31})} \Rightarrow \alpha \left(1 + \frac{1}{K}\right) x_{31}^2 + \left[\left(1 + \frac{1}{K}\right)(1 - \alpha) + \frac{F_1}{nk_r} - \alpha\right] x_{31} - (1 - \alpha) = 0$$

Se houver reciclo total,  $\alpha$  é igual a 1,0. Nesse caso:

$$\left(1 + \frac{1}{K}\right) x_{31}^2 + \left(\frac{F_1}{nk_r} - 1\right) x_{31} = 0 \Rightarrow x_{31} = \frac{1 - F_1/nk_r}{1 + 1/K} \therefore F_1 \leq nk_r$$

Ou seja, no processo isotérmico à temperatura constante, o reciclo total só seria possível com a limitação da alimentação. Essa restrição, além do fato de que a alimentação raramente seria pura, impõe quase sempre a necessidade de purga do sistema. Mantendo o mesmo exemplo, vamos acrescentar um contaminante na entrada no processo – etil-mercaptana. As mercaptanas têm a característica de envenenar catalisadores de reações químicas. Por isso, a presença de uma mercaptana no processo impõe a necessidade de purga para controlar a concentração do contaminante no reator. O equacionamento neste caso é:

Componente	Número
Iso-butano	1
N-butano	2
Etil-mercaptana	3

$$\text{Reator: } x_{31} = \frac{1 + x_{23}}{1 + \left(\frac{1}{K}\right) + \left(\frac{F_2}{nk_r}\right)} \quad (1)$$

$$F_2 = F_3 \quad (2)$$

Coluna:  $F_2X_{23} = F_3X_{33}$

$$F_3X_{31} = F_4X_{41}$$

$$F_3X_{32} = F_5X_{51}$$

$$F_3X_{33} = F_5X_{53}$$

Divisor:  $\beta = \frac{F_6}{F_5}$

Observe que no equacionamento anterior usava-se  $\alpha$  (a razão de reciclo) e agora define-se  $\beta$  (razão de purga).

$$X_{72} = X_{52}$$

$$X_{62} = X_{52}$$

$$F_5 = F_6 + F_7$$

Misturador:  $F_1X_{12} + F_7X_{72} = F_2X_{22}$

$$F_1X_{13} + F_7X_{73} = F_2X_{23}$$

Restrições de frações molares:  $X_{12} + X_{13} = 1$

$$X_{22} + X_{23} = 1$$

$$X_{31} + X_{32} + X_{33} = 1$$

$$X_{52} + X_{53} = 1$$

$$X_{62} + X_{63} = 1$$

$$X_{72} + X_{73} = 1$$

Neste caso o número de variáveis  $N_v$  é igual a 23 (13 frações molares, 7 vazões e 3 parâmetros de processo). Os parâmetros de processo são  $n_{k_r}$ ,  $K$  e  $\beta$ . Se  $F_1$  é igual a 20 lbmol/h,  $K$  igual a 0,728,  $n_{k_r}$  igual a 38 lbmol/h,  $x_{13}$  igual a 0,005 e  $\beta$  varia de 0 a 2%. A figura 4.15 mostra o efeito da purga na concentração de mercaptana no reator.

Podemos resumir os passos necessários para a resolução da estrutura de entrada e saída e reciclos do processo como:

1. Preparação de um diagrama de fluxo. Correntes de processo aparecem como linhas direcionadas. Unidades de Processo aparecem como nós. Correntes e unidades de processo são catalogados para identificação.
2. Especificação do código do componente.

3. Determinação de equações e restrições.
4. Determinação das variáveis.
5. Especificação das variáveis de projeto.
6. Solução das equações:
  - a) Precedência e ordenamento;
  - b) Abordagem modular (cálculo numérico).

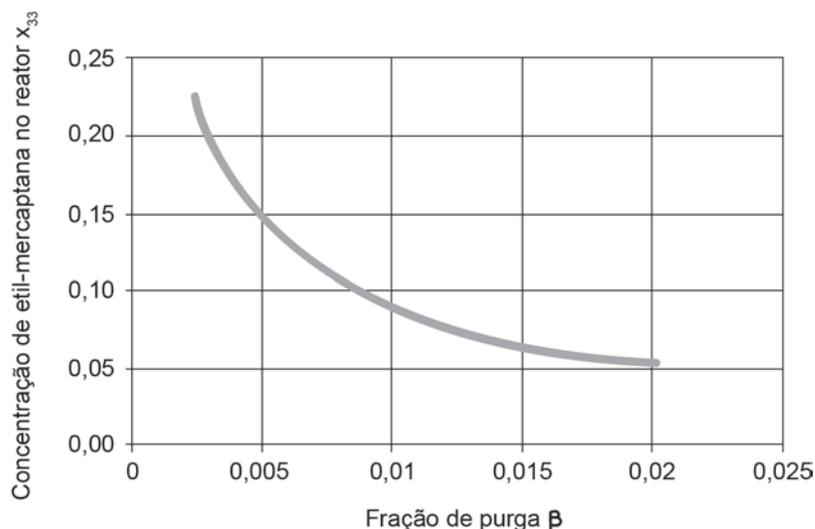


Figura 4.15 Efeito da purga na concentração de mercaptana no reator.

## 4.9 Estrutura de Separação e Integração Energética – Balanço de Energia

Existem em processos industriais três tipos de equipamentos que promovem a separação ou a purificação de correntes de substâncias. Essa divisão se dá pela maneira como é promovida a separação – por adição ou criação de fase, por barreira e por agente sólido (HENLEY et al., 2011).

A separação por adição ou criação de fase é adequada para alimentações concentradas. A fase é criada por um agente de separação de energia (ESA) ou por um agente de separação de massa (MSA). Os critérios de escalonamento são bem definidos. A separação por barreira tem escalonamento modular, e é adequada para concentrações intermediárias a diluídas. A separação por agente sólido é adequada para alimentação diluída tem operação geralmente intermitente – e, portanto, necessidade de dois conjuntos. O escalonamento, na maioria das vezes, é modular.

São exemplos de separação por adição de fase a destilação, absorção, extração líquido-líquido, secagem, cristalização, lixiviação. Separação por barreira é, por exemplo, a osmose e a osmose reversa, diálise, microfiltração, ultrafiltração e pervaporação. Adsorção, cromatografia e troca iônica são exemplos de separação por agente sólido.

A característica mais importante das operações de separação que nos interessa aqui é a demanda energética. As separações feitas por criação de fase têm altos fluxos energéticos, pois as fases são criadas por adição ou retirada de grandes cargas energéticas – a destilação se dá por vaporização do líquido, a absorção depende da retirada constante de energia para que não ocorra o aquecimento excessivo do absorvente, a cristalização se dá por resfriamento ou vaporização da corrente de entrada. As separações por barreira têm alta demanda de energia mecânica devido a alta perda de carga provocada pelas barreiras.

As operações de separação associadas à mitigação de poluentes serão objeto dos próximos capítulos. Aqui nos interessa descrever ou prever o estado energético das correntes na fase de concepção ou síntese do projeto selecionando a operação de separação mais adequada.

De maneira bastante simplificada, pode-se dizer que há duas equações de balanço de energia: uma para massa de controle, ou sistema fechado, e outra para volume de controle ou sistema aberto. Para sistema fechado, o balanço de energia é:

$$\Delta U + \Delta(E_C) + \Delta(E_P) = Q + W$$

em que  $U$  é a energia interna ( $= H - PV$ ). A energia interna é a energia cinética dos elétrons ao redor do núcleo; energia potencial eletrostática devido à interação com o núcleo e entre eles; energia vibracional dos átomos na molécula; energia rotacional de moléculas poliátômicas; energia potencial de forças intermoleculares; energia cinética de moléculas individuais.  $H$  é a entalpia (energia convectiva, ou energia interna mais energia de fluxo).  $E_C$  é a energia cinética macroscópica definida como  $mv^2/2$ , onde  $m$  é a massa do sistema e  $v$  a sua velocidade em relação a uma referência.  $E_P$  é a energia potencial definida como  $mgz$ , onde  $g$  é a aceleração da gravidade e  $z$  a altura ou cota do sistema em relação a uma referência.  $Q$  é o calor, ou quantidade de energia transportada de uma região de alta temperatura para uma região de baixa temperatura por mecanismo de condução, convecção e radiação, através da fronteira.  $W$  é o trabalho, definido como  $F \times x$  (força vezes deslocamento). O trabalho pode ser de compressão,  $\int -PdV$  ( $P$  é a pressão e  $V$  é o volume do sistema), de eixo ou elétrico através da fronteira.

Para sistema aberto:

$$\sum F_i h_i + \sum (dQ / dt) + \sum (dW / dt) = 0$$

em que  $F_i$  é a vazão molar na corrente  $i$ ,  $h_i$  é a entalpia molar específica da corrente  $i$ ,  $dQ/dt$  é a taxa de transferência de calor através do volume de controle, e  $dW/dt$  é a taxa de transferência de energia na forma de trabalho por meio do volume de controle

Assim como para o balanço de massa, podemos fazer uma análise dos balanços, considerando agora também o balanço de energia. Temos:

1. Equações de balanço material (uma por unidade de processo, ou operação de separação)
2. Restrições de frações molares ou mássicas (uma por corrente)
3. Restrições de equipamentos
4. Equações de entalpia (uma por corrente)
5. Equação de balanço de energia (uma por unidade de processo, ou operação de separação)

A entalpia é função das variáveis de processo temperatura, pressão e composição:  $h_i = h_i \{T, P, x_{i1}, x_{i2}, \dots, x_{iN_c-1}\}$ . Os graus de liberdade considerando o balanço de energia podem ser estimados para  $N_v$  o número de variáveis em todas as equações,  $N_c$  o número de componentes,  $N_c+4$  o número de variáveis por correntes ( $N_c$  frações molares + vazão +  $T$  +  $P$  + entalpia),  $N_p$  o número de parâmetros de equipamentos,  $N_q$  o número de parâmetros de calor,  $N_w$  o número de parâmetros de trabalho, e  $N_s$  o número de correntes de processo:

$$N_v = N_s (N_c + 4) + N_p + N_q + N_w$$

Se  $N_e$  é o número de equações, e  $N_d$  o número de variáveis de decisão ou de projeto:

$$N_d = N_v - N_e$$

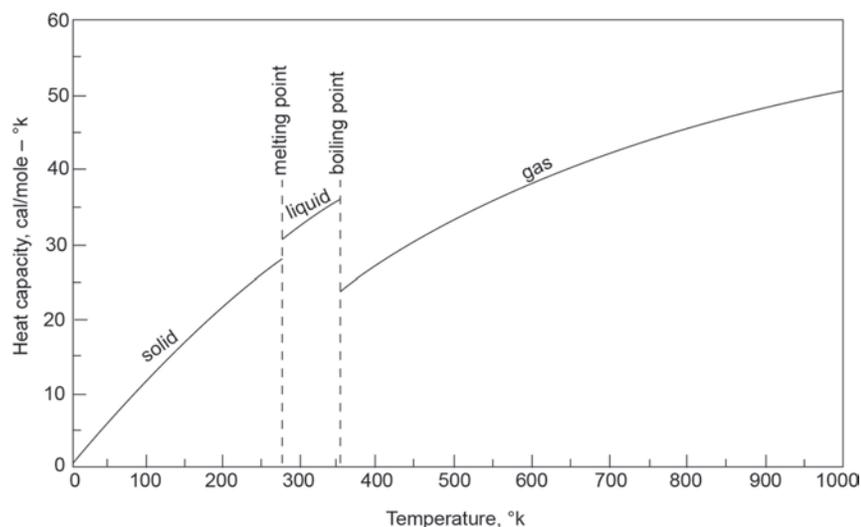
O cálculo da entalpia pode se dar a partir de diferentes relações. A entalpia específica de um componente

$$\Delta h = \int_{T_1}^{T_2} C_p dT$$

em que  $C_p$  é o calor específico, geralmente dado um polinômio ( $C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$ ). O calor específico é propriedade de uma substância. Eventualmente, utiliza-se um valor de  $C_p$  médio  $\bar{c}_p$ , de modo que  $\Delta h = \bar{c}_p \times \Delta T$ . Há ainda a entalpia de reação  $\Delta h_r$  que pode ser calculada a partir das entalpias de formação  $h_f$  dos reagentes e produtos da reação  $\Delta h_r = \sum \nu_i h_{fi}$ , em que  $\nu$  é o coeficiente estequiométrico da substância na reação. As mudanças de fase têm entalpias latentes (de fusão  $\lambda_f$  ou vaporização  $\lambda_v$ ). Assim a entalpia de uma corrente é dada por

$$\Delta h = \sum_{j=1}^{N_c} h_j x_j + h_{mix}$$

em que  $h_{mix}$  é a entalpia de mistura (desprezada para soluções ideais). A figura 4.16 mostra a capacidade calorífica do benzeno em função da temperatura. As descontinuidades são devido às mudanças de fase.



**Figura 4.16** Capacidade calorífica do benzeno como função da temperatura (MYERS & SEIDER, 1976).

## 4.10 A administração do projeto

Um último aspecto a ser brevemente discutido neste capítulo que trata de síntese de projeto é a administração do projeto, ou mais especificamente os prazos envolvidos na realização do projeto. Ludwig (1974) trata desta questão, sugerindo prazos típicos. As figuras 4.17, 4.18, 4.19 e 4.20 resumem essa discussão. A figura 4.17 discrimina os objetivos em cada etapa do projeto. A figura

4.18 mostra, lado a lado, os cronogramas de desenvolvimento de processo de produto inédito e de produto existente. A figura 4.19 mostra o cronograma refinado de um projeto, e a 4.20 a estrutura do projeto.

Fase de Planejamento	Fase de Engenharia	Fase de Construção	Fase de Partida	Vendas
1. Pesquisa de mercado; penetração do mercado.	1. Mão de obra de engenharia.	1. Planejamento de construção para equipamentos (p.ex., guindaste) e mão de obra de construção, referenciado no cronograma dos passos críticos.	1. Operações de pré-produção, área por área.	1. Amostragem
2. Várias possíveis capacidades de produção necessárias nos próximos 8-10 anos, ano a ano.	2. Estudos de layout para vários sites	2. Cronograma de término área por área.	2. Correções mecânicas e justes de equipamentos e instrumentos.	2. Teste
3. Projeção dos preços de venda, nos próximos 8-10 anos.	3. Fluxogramas de processo e mecânicos	3. Checagem de instalação mecânica contra desenhos e fluxogramas.		3. Campanhas específicas
4. Capacidade dos competidores, novas ampliações e mudanças possíveis, 8-10 anos.	4. Fluxogramas de utilidades e serviços.	4. Testes de ar e hidrostáticos		4. Novas aplicações
5. Comparação de processos e custos de produção, taxas de retorno, anos para o retorno do investimento; para localizações do site da planta consideradas, boas possíveis alternativas.	5. Layouts de equipamentos de utilidades e processos.	5. Checagem de equipamentos rotativos e operacionais.		5. Substituição de produtos
6. Pesquisas e análises para a localização do site.	6. Especificações detalhadas dos equipamentos.	6. Liberação para a operação para checagens de "partida seca", calibração de equipamentos, ajustes etc.		6. Erosão de preços
7. Checagem preliminar dos equipamentos de longos prazos de entrega para auxiliar na alocação realista e objetiva de prazos das fases seguintes.	7. Cotação e compra de equipamentos e materiais.			
	8. Engenharia detalhada para mecânica, elétrica, estrutural, civil, instrumentação e química.			
	9. "Shop inspection" (inspeção de equipamentos, com possíveis adaptações e alterações, antes da entrega) de equipamentos e materiais.			
	10. Expedição de equipamentos e materiais.			
	11. Cronograma de montagem de projeto baseado nos passos críticos de entrega de materiais e equipamentos e estimativas de mão de obra de construção.			
	12. Entrega da maioria dos equipamentos.			
Varia, pode ser de 6 meses a 1-3 anos (depois do produto da planta piloto) ou 5-8 anos a partir do início dos ensaios em laboratório.	Varia de acordo com o tamanho e complexidade do projeto, pode ser de 6 a 18 meses.	Varia de acordo com o tamanho e complexidade, de 3 meses a 2 anos	Se as outras fases foram bem, normalmente pode ser 50% da capacidade em 1 semana a 1 mês, 100% em 2 semanas a 6 meses. Desempenho nominal em 1 ano	Varia de 1 mês a 3 anos
Combinado: normalmente de 6 meses a 2 anos.				

Figura 4.17 Etapas críticas do projeto (LUDWIG, 1974).



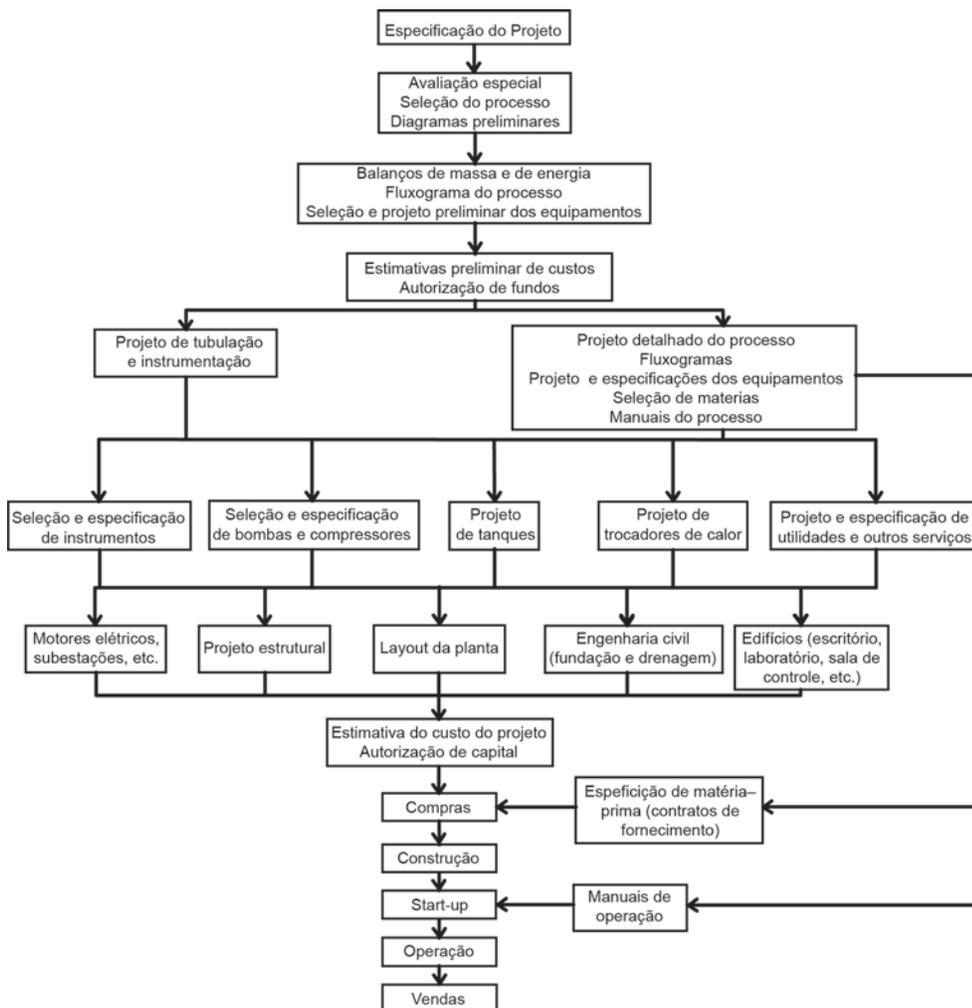
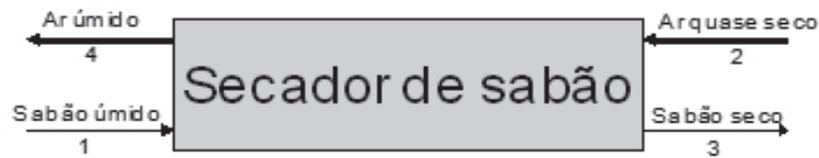


Figura 4.20 Estrutura de ações do projeto detalhado.

## Exercícios Sugeridos

1. Por que o projeto de processos pode ser considerado a atividade mais complicada de um engenheiro?
2. Explique com suas palavras o que é um problema primitivo?
3. Sabão aquecido é resfriado continuamente num cilindro com raspador e transportado por uma correia até um secador. O sabão que alimenta o secador contém 25% de água em massa. Deseja-se reduzir a umidade do sabão para 15% em massa e produzir 1200 kg/hr de sabão seco. O ar de secagem contém 0,3% molar de vapor d'água. Experimentos indicam que o secador opera eficientemente quando a razão ar seco/sabão úmido é 3,0. Calcule as vazões e composições.



4. Gás de síntese para amônia é produzido pela reforma de gás natural. A principal reação é:  $\text{CH}_4(\text{g}) + \text{H}_2\text{O}(\text{g}) \rightleftharpoons \text{CO}(\text{g}) + 3\text{H}_2(\text{g})$ . Considerando que as substâncias se comportam como gás ideal, calcule qual o volume de metano a 25 °C e 10 atm é requerido para produzir 1 t de gás hidrogênio.
5. A reação global do processo Solvay é:  $\text{CaCO}_3 + 2\text{NaCl} \rightleftharpoons \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{CaCl}_2$ . Quantos kg de calcário são necessários para produzir 1000 kg de barrilha?
6. Calcule a entalpia da reação de combustão (superior) completa de 1 kg de sacarose ( $\text{C}_{12}\text{H}_{22}\text{O}_{11}$ ) a 25°C, considerando que a sua entalpia de formação seja -2221,2 kJ/mol.
7. Água do mar fria (3,5% de sais, -1°C 100 g/s) é evaporada a vácuo (3 mmHg) de modo que os produtos vapor (4,7 g/s) e lama (salmoura 5,6% de sais e gelo) – saiam do sistema à temperatura de -3°C. Calcule a vazão de gelo e o calor adicionado. Dados: estado de referência 0°C, calor específico da salmoura 1,0 cal/g/°C, calor específico do vapor 0,445 cal/g/°C, entalpia de vaporização 597,7 cal/g e entalpia de fusão 79,7 cal/g.
8. Considere duas situações: uma universidade brasileira inventa um colírio para glaucoma a partir de um extrato de uma planta da caatinga; um empresário brasileiro deseja produzir açúcar de beterraba. Quantos anos são necessários para que cada situação evolua para uma produção industrial? Por quê?
9. Quais são os diferentes fluxogramas de processo possíveis? Qual a diferença entre eles?
10. Considerando as duas situações da questão 8, os processamentos serão em batelada ou contínuos? Por quê?

# **UNIDADE 5**

Sistemas de Mitigação de Poluição Gasosa



## 5.1 Primeiras palavras

Após estudarmos as etapas necessárias à síntese de um processo industrial, vamos passar a aplicar o conceito geral a sistemas de mitigação de impacto ambiental. Neste capítulo vamos voltar nossa atenção às unidades de processo que permitem a mitigação ou abatimento da poluição gasosa.

## 5.2 Problematizando o tema

Partindo do objetivo de aplicar os conceitos de síntese de processo industrial para projetar sistemas de mitigação de impacto ambiental, é possível concluir que após a definição do problema-primitivo, da definição dos fluxos de massa e energia necessários ao problema, é necessário dimensionar os equipamentos que tornarão possível aquela tarefa.

A palavra *dimensionamento* surgiu no capítulo anterior sem que se tenha dado a ela a devida atenção. No dicionário (PRIBERAM, 2012), dimensionar significa “fixar as dimensões de uma peça a fim de que ela desempenhe o seu papel no conjunto de que faz parte; atribuir determinadas dimensões a algo”. De sua definição, fica claro que o dimensionamento (ato de dimensionar) está ligado a uma peça ou equipamento. Contudo, a partir da definição apresentada pode surgir a próxima dúvida: qual a diferença entre dimensionar e projetar? Sem muito mais delongas, podemos dizer que o dimensionamento é parte do projeto, ou a etapa anterior necessária ao projeto. O dimensionamento fixa as dimensões do equipamento de modo que ele desempenhe o seu papel e, a partir do dimensionamento, é possível fazer o projeto mecânico que detalha o equipamento de modo a permitir a sua construção. Também a partir do dimensionamento é possível estimar qual deve ser o custo provável de um determinado equipamento. Essa estimativa de custo permite a avaliar de maneira preliminar a viabilidade econômica de um projeto. No dimensionamento está implícita a necessidade de selecionar o material de construção do equipamento.

Pois bem, nesta unidade veremos como pode ser feito o dimensionamento de alguns dos equipamentos mais utilizados no ambiente industrial para mitigar a poluição gasosa.

## 5.3 Seleção de material de construção

A seleção do material de construção dos equipamentos deve considerar dois aspectos – a compatibilidade do material e o seu custo. O custo é o aspecto mais fácil de administrar, dentre os materiais possíveis de serem usados,

optar-se-á pelo de menor custo. Já a compatibilidade depende de vários aspectos: afinidade ou resistência às substâncias de trabalho, resistência mecânica, maior ou menor facilidade de uso na construção do equipamento, disponibilidade (diretamente relacionada ao custo) e resistência a intempéries. Os materiais de construção podem ser metálicos, cerâmicos e plásticos. As características gerais de cada um desses tipos de materiais são:

- Metálicos: boa resistência mecânica, resistência a intempéries, condutividades térmica e elétrica altas, podem ser usados com altas temperaturas, custo variável (baixo para aço carbono, alto para ligas especiais), inertes a substâncias orgânicas, resistência à corrosão variável.
- Cerâmicos: boa resistência a corrosão, inertes a substâncias orgânicas, resistência a alta temperatura, são isolantes térmicos e elétricos, baixa resistência mecânica (fragilidade, baixa resistência a abrasão), dificuldade de se produzir peças, custo maior do que de metais simples.
- Plásticos: boa resistência à corrosão, baixa resistência mecânica e baixa resistência a intempéries, reagem com solventes orgânicos, não podem ser usados com altas temperaturas, facilidade de se produzir peças, boa disponibilidade, baixo custo.

Dentro de cada classe de material, alguns são mais usados por características específicas:

- Aço carbono: boa resistência mecânica, a temperatura e a intempéries. Facilidade no uso para fabricação de peças. É o material padrão de construção de equipamentos, por isso tem custo relativamente baixo e alta disponibilidade de peças. É inerte a substâncias orgânicas, relativamente resistentes à corrosão por álcalis e baixa resistência à corrosão por ácidos e cloretos.
- Aço inoxidável: maior resistência mecânica, a temperatura e a intempéries do que o aço carbono. Relativamente resistente a corrosão por ácidos e bases, sofre corrosão por cloretos. Tem menor rugosidade que o aço carbono, por isso é usado em processos farmacêuticos e alimentícios que exigem assepsia dos equipamentos. Tem custo maior do que o aço carbono (em média duas vezes maior).
- Cobre, alumínio, ligas de cobre (bronze): são leves, maleáveis (alta facilidade pra fabricação de peças). Alumínio pode ser difícil de soldar. Resistente a cloretos, e inerte a orgânicos. Tem baixa resistência à corrosão, especialmente por álcalis e amônia. Alta resistência a intempérie e a

temperatura. Tem altas condutividades térmica e elétrica, e são geralmente utilizados em equipamentos que exigem alta condutividade térmica, como trocadores de calor. Têm custo similar ao do aço inox.

- Ligas de níquel (monel, liga com cobre, e inconel, liga com cromo): materiais de alta resistência química, inclusive a altas temperaturas. Tem alto custo (mais de três vezes maior do que o aço carbono).
- Titânio e suas ligas: leveza, boa resistência mecânica e química, alto custo. Peças de titânio são geralmente fabricadas por sinterização, o que aumenta a dificuldade de fabricação e manutenção.
- Vidros e vidros de borossilicato: alta resistência química e baixíssima porosidade. São usados para aplicações específicas, como revestimento de reatores. Apresentam baixa resistência mecânica.
- Materiais refratários (alumina, sílica, misturas de alumina e óxidos de cálcio e ferro): apresentam alta resistência a temperatura e são bons isolantes térmicos. São usados como tijolos no revestimento de fornos e caldeiras. Tem baixa resistência mecânica. São sinterizadas como peças, geralmente usadas como enchimento de colunas que exigem resistência química. Por serem sinterizados, têm alta porosidade e facilidade de incrustação.
- Concretos e cimentos: alta resistência à compressão, resistência química moderada, baixo custo. São usados na construção civil, e na construção de grandes tubulações de água e esgoto e em equipamentos de estações de tratamento de esgoto.
- Termoplásticos (PVC, PE e PP): baixo custo, boa resistência a corrosão, podem reagir com solventes orgânicos. Boa disponibilidade e facilidade de fabricação de peças. São isolantes térmicos e elétricos e não têm resistência ao calor. Têm baixa resistência mecânica. São usados em equipamentos que trabalham em temperaturas baixas e com pressões próximas à atmosférica ou vácuo. Têm baixa resistência a intempéries, deformam (PE e PP) ou ficam quebradiços (PVC) quando expostos ao sol.
- Plástico reforçado com fibra de carbono: mesmas propriedades dos termoplásticos com maior resistência a intempéries. Bastante usados na fabricação de tanques de estocagem à temperatura ambiente.
- Plásticos termorrígidos: boa resistência química e resistência mecânica moderada, não são facilmente trabalhados para fabricação de peças. São usados como isolantes térmicos e elétricos, materiais que exigem resistência a abrasão (pastilhas de freio) e como compósitos junto com madeira para fabricação de material de construção (MDF, OSB etc.).

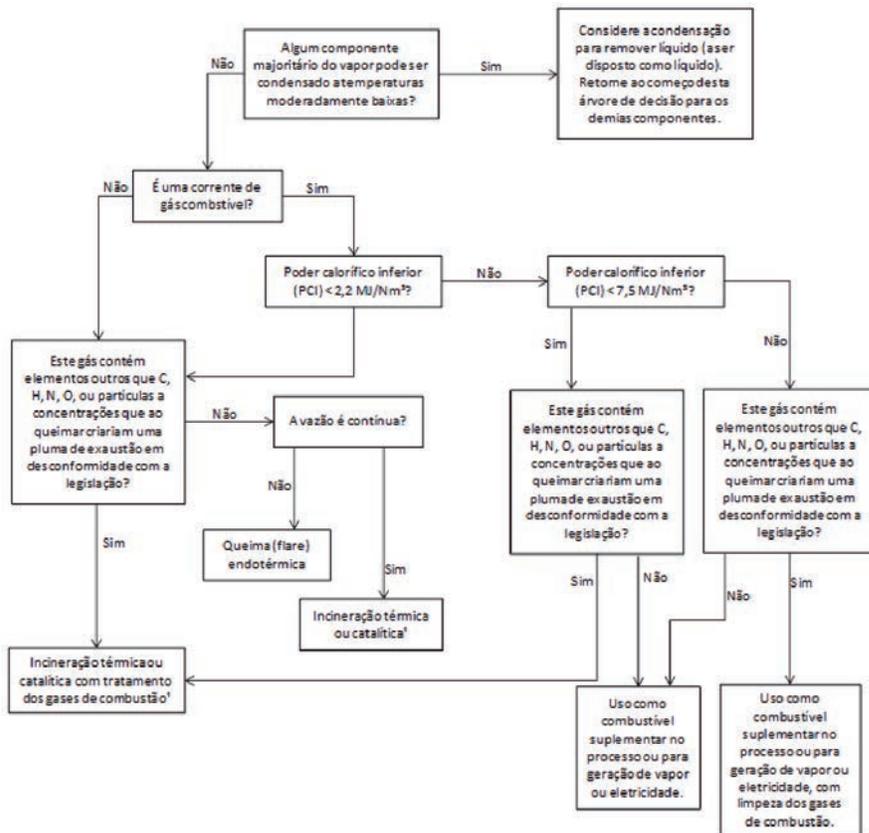
## 5.4 Mitigação de poluição gasosa

Ulrich & Vasudevan (2007) sugerem uma árvore de decisões para a seleção de alternativas de tratamento e “disposição” dos efluentes gasosos (Figura 5.1). Contudo, a árvore de decisões apresentada desconsidera a possível presença de material particulado no efluente gasoso e a trata apenas da disposição final. Se forem consideradas as alternativas de controle na fonte de emissão, Theodore et al. (1999) e Altwicker et al. (1999) consideram, além das operações citadas, absorção e adsorção de gases.

Portanto, se quisermos mitigar adequadamente a poluição gasosa, precisamos:

1. Implantar o controle de poluição na fonte, como medidas já discutidas na unidade 3;
2. Abater a poluição gasosa residual, considerando:
  - a) Presença de material particulado;
  - b) Absorção ou adsorção de substâncias que possam ser aproveitadas no processo;
  - c) Disposição do efluente gasoso seguindo o protocolo sugerido na figura 5.1.

Os principais equipamentos utilizados para o abatimento de material particulado em correntes gasosas são ciclones, filtros e lavadores. A absorção ou adsorção permitem a remoção de substâncias que possam ser aproveitadas no processo industrial, ou que não podem ser descartadas no meio ambiente por excederem os limites dos padrões de emissão. Após a remoção do material particulado ou de substâncias que possam ser aproveitadas no processo, a corrente gasosa pode ser disposta na maneira mais adequada.



<sup>1</sup>Incineração térmica a 700-1000°C e catalítica a 300-500°C com tempo de residência de 0,3-1,0 segundo.

**Figura 5.1** Árvore de decisões para seleção de alternativas de tratamento e disposição de efluentes gasosos.

A figura 5.1 apresenta como alternativas para o tratamento ou disposição de correntes gasosas poluentes a queima (flare) endotérmica, a incineração térmica ou catalítica com ou sem tratamento dos gases de combustão, e combustão com ou sem tratamento dos gases de combustão. Ulrich & Vasudevan (2007) apresentam uma equação para o cálculo do custo de disposição dos efluentes gasosos, dada em dólares por normal metro cúbico (a 273 K e 1 atm):

$$C_{t, eg} \text{ (US\$ / Nm}^3\text{)} = a \cdot (\text{CEPCI}) + b \cdot C_{\text{comb}}$$

em que a e b são fatores que dependem do tipo de tratamento; CEPCI é o Chemical Engineering Plant Cost Index, um fator da revista Chemical Engineering que ajusta a inflação setorial da indústria química norte-americana;  $C_{\text{comb}}$  é o custo do combustível em US\$/GJ. A unidade 8 apresenta uma discussão mais detalhada sobre custos, e a tabela 5.1 apresenta os fatores a e b para cada um dos tipos de tratamento.

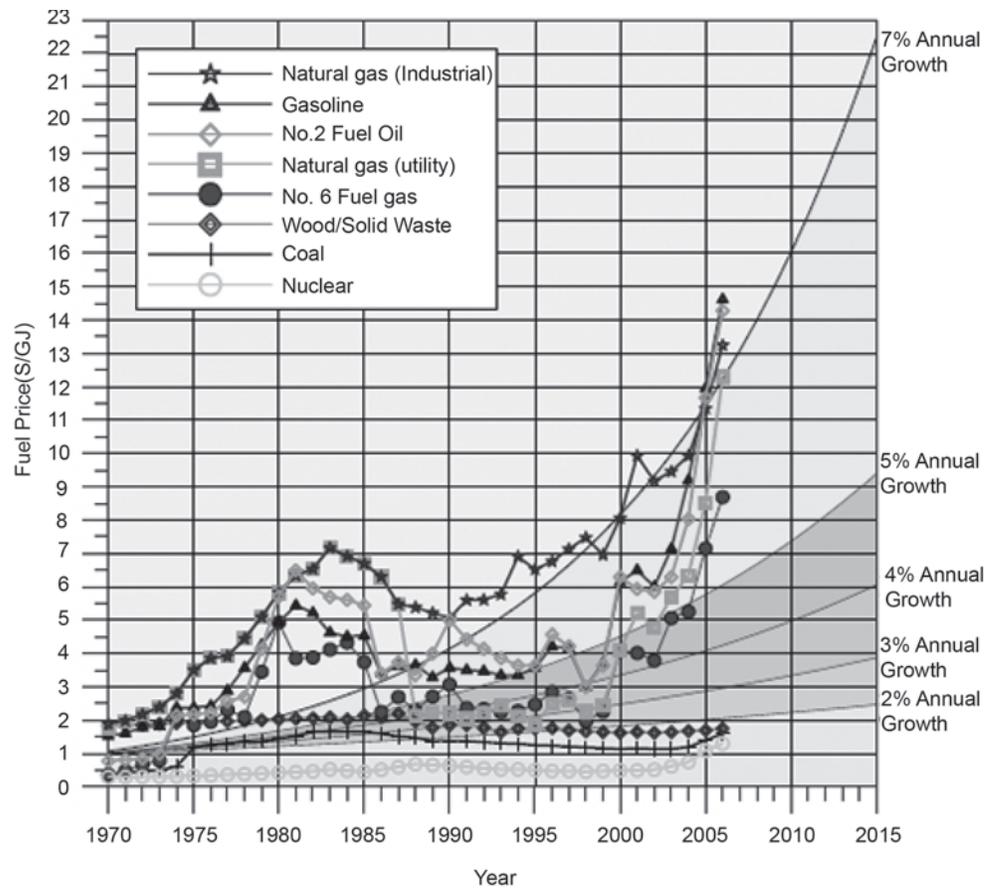
**Tabela 5.1** Custos de tratamento de efluentes gasosos.

Tratamento/disposição	a	b
Queima endotérmica <sup>1</sup>	$1,0 \times 10^{-6} \times Q^{-0,23}$	0,004
Incineração térmica ou catalítica <sup>1</sup>	$1,0 \times 10^{-5} \times Q^{-0,23}$	0,002
Incineração térmica ou catalítica com tratamento dos gases de combustão <sup>1</sup>	$1,5 \times 10^{-5} \times Q^{-0,23}$	0,003
Combustão <sup>2</sup>	$3,0 \times 10^{-5} \times PCI^{0,77} \times Q^{-0,23}$	$-6,0 \times 10^{-4} \times PCI$
Combustão com tratamento dos gases de combustão <sup>2</sup>	$5,0 \times 10^{-5} \times PCI^{0,77} \times Q^{-0,23}$	$-5,0 \times 10^{-4} \times PCI$

<sup>1</sup> $0,05 < Q < 50 \text{ Nm}^3/\text{s}$

<sup>2</sup> $1 < Q \cdot PCI < 1000 \text{ MJ/s}$

Na tabela acima, Q é a vazão de gás e PCI o poder calorífico inferior da corrente gasosa, que deve ser determinado caso a caso. O preço do combustível nos EUA (base do sistema de custos, discutido na unidade 8) é dado pela figura 5.2 (ULRICH & VASUDEVAN, 2004).



**Figura 5.2** Custo do combustível nos EUA

Fonte: ULRICH & VASUDEVAN, 2004.

Quanto ao índice CEPCI, a tabela 5.2 apresenta os valores de alguns anos:

**Tabela 5.2** Evolução do índice CEPCI ao longo dos anos.

Ano	1980	1985	1990	1993	2000	2004	2007	2008	2010	2011
CEPCI	261	325	358	359	394,1	444,2	525,4	575,4	550,8	585,7

**Exemplo 5.1:** Considere um efluente gasoso composto predominantemente de nitrogênio com alguma água, propileno, acrilonitrila, amônia, traços de cianeto, monóxido de carbono e dióxido de carbono. A figura 5.1 coloca a questão do poder de combustão. O poder de combustão inferior da corrente é 2,2 MJ/Nm<sup>3</sup>, e sua vazão é 3,76 Nm<sup>3</sup>/s. Considerando a figura 5.1 esse efluente é limítrofe, candidato tanto à incineração quanto a ser usado com combustível suplementar.

O custo de incineração térmica ou catalítica em 2011 é:

$$C = 1,0 \cdot 10^{-5} \cdot 3,76^{-0,23} \cdot 585,7 + 0,002 \cdot 11 = 0,0263 \text{ US\$ / Nm}^3$$

Para 330 dias de operação por ano:

$$C = (0,0263 \text{ US\$ / Nm}^3) \cdot (3,76 \text{ Nm}^3/\text{s}) \cdot (3600 \text{ s/h}) \cdot (24 \text{ h/dia}) \cdot (330 \text{ dias/ano}) = \text{US\$ } 2,8 \text{ mi}$$

O custo de uso como combustível suplementar em 2011 é:

$$C = 3,0 \cdot 10^{-5} \cdot 2,2^{0,77} \cdot 3,76^{-0,23} \cdot 585,7 - 6,0 \cdot 10^{-4} \cdot 2,2 \cdot 11 = 0,0093 \text{ US\$ / Nm}^3$$

Para 330 dias de operação por ano:

$$C = (0,0093 \text{ US\$ / Nm}^3) \cdot (3,76 \text{ Nm}^3/\text{s}) \cdot (3600 \text{ s/h}) \cdot (24 \text{ h/dia}) \cdot (330 \text{ dias/ano}) = \text{US\$ } 0,997 \text{ mi}$$

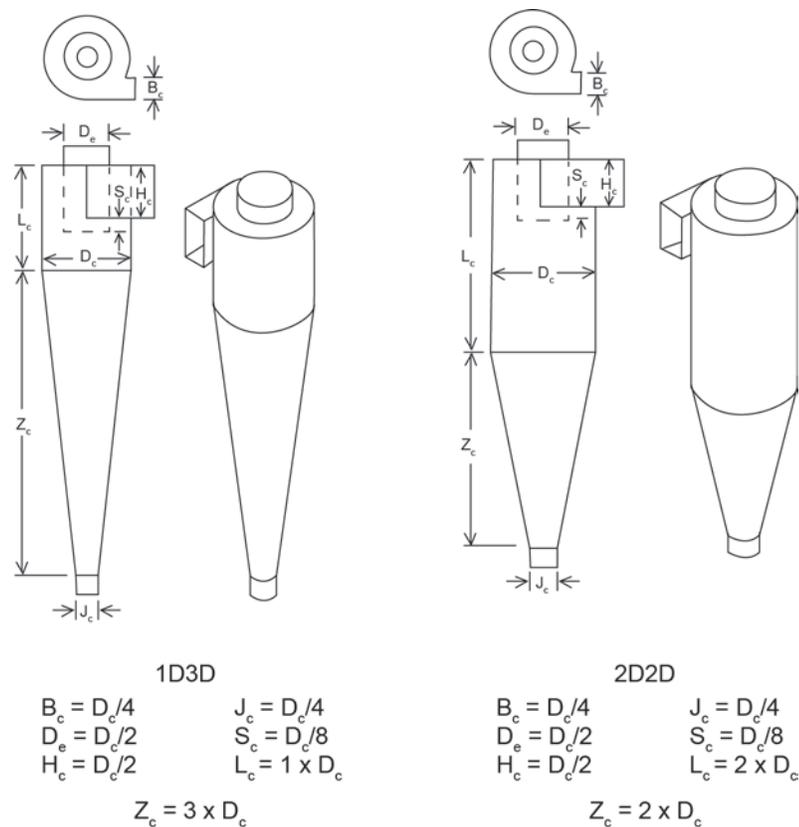
Portanto, pode-se considerar que o uso do efluente como combustível é menos custoso. Porém, dado que esse efluente contém amônia e cianeto, deve-se dar atenção à possível formação de NO<sub>x</sub> nos gases de queima.

## 5.5 Abatimento de material particulado de corrente gasosa

O equipamento mais utilizado para o recolhimento de material particulado de correntes gasosas é o ciclone, que é essencialmente uma câmara de decantação na qual a aceleração gravitacional é substituída pela aceleração centrífuga. Dentro da sua faixa de desempenho, o ciclone é um dos meios mais baratos de recolhimento de poeira, se considerada tanto o investimento quanto a operação. A maior limitação é que a menos que unidades muito pequenas

sejam usadas, a eficiência dos ciclones é muito baixa para partículas menores de 5  $\mu\text{m}$ . Em casos especiais, quando a poeira é muito floculada ou muito concentrada (mais de 230  $\text{g}/\text{cm}^3$ ), ciclones removem poeira de tamanho pequeno. Para instalações comuns operando à pressão atmosférica, limitações do ventilador impõem uma perda de carga máxima correspondente a uma velocidade de entrada na faixa de 8 a 30 m/s. Conseqüentemente, os ciclones são geralmente dimensionados para operarem a uma velocidade de entrada de 15 m/s (PELL & DUNSON, 1999).

Wang (2004) apresenta as dimensões mais comuns dos ciclones (Figura 5.3). A partir das dimensões do ciclone escolhido, é possível calcular a sua eficiência de separação.



**Figura 5.3** Configurações dos ciclones mais comumente usados.

A equação que calcula o diâmetro da partícula coletada pelo ciclone com 50% de eficiência (ou seja, 50% das partículas com esse diâmetro saem pelo fundo, ou *underflow*, do ciclone e 50% saem por cima, *overflow*, junto com os gases) é:

$$d_{pc} = \sqrt{\frac{9\mu B_c}{2\pi N V_i (\rho_p - \rho_g)}}$$

em que  $B_c$  é a largura da entrada do ciclone,  $\mu$  é a viscosidade da corrente gasosa,  $N$  é o número de voltas dadas pela corrente gasosa no corpo do ciclone,  $V_i$  é a velocidade de entrada da corrente gasosa ( $Q/(B_c \times H_c)$ ),  $Q$  é a vazão volumétrica de entrada da corrente gasosa,  $H_c$  é a altura da entrada do ciclone,  $\rho_p$  e  $\rho_g$  são, respectivamente, as densidades do material particulado e do gás.

O número de voltas que a corrente gasosa faz ao longo do corpo do ciclone é dado pela equação:

$$N = \frac{1}{H_c} \left( L_c + \frac{z_c}{2} \right)$$

A eficiência de coleta das partículas  $\eta_j$  é dada pela equação:

$$\eta_j = \frac{1}{1 + \left( \frac{d_{pc}}{d_{pj}} \right)^2}$$

em que  $\eta_j$  é a eficiência de coleta da partícula de diâmetro  $d_{pj}$ .

As equações acima e a figura 5.3 permitem o dimensionamento do ciclone mais adequado para a coleta do material particulado em questão. Contudo, deve-se ressaltar que em geral os fabricantes de ciclone fornecem equipamentos com tamanhos pré-determinados. O custo de operação do ciclone será o custo da energia consumida pelo soprador dos gases necessário para vencer a perda de carga imposta pelo ciclone. Essa perda de carga pode ser calculada pela equação:

$$\Delta P = \left[ 20 \left( \frac{H_c B_c}{D_e^2} \right) \left( \frac{\left( \frac{S_c + H_c}{D_c} \right)}{\left( \left( \frac{z_c + L_c}{D_c} \right) \left( \frac{L_c}{D_c} \right) \left( \frac{J_c}{D_c} \right) \right)} \right)^{1/3} \right] \left( \frac{1}{2} \rho_g V_i^2 \right)$$

Como ciclones operam com certa eficiência menor que 100% de coleta, em geral eles são associados a outros equipamentos instalados no seu *overflow* filtros de manga, lavadores ou precipitadores eletrostáticos.

**Exemplo 5.2:** Considere um efluente gasoso com 15 g de material particulado por metro cúbico, vazão de 500 m<sup>3</sup>/h, densidade de 1 kg/m<sup>3</sup> e viscosidade de  $1 \times 10^{-5}$  Pa·s. Pretende-se usar um ciclone 1D3D com 0,3 m de diâmetro para controlar a emissão de material particulado (densidade 980 kg/m<sup>3</sup>). Dada

a seguinte distribuição de tamanho de partícula (DTP) desse efluente, calcule a eficiência média de coleta, e a concentração de material particulado após o ciclone. DTP do efluente:

<i>L</i> (μm)	0,3	0,5	1	2,5	5	7,5	10	12	15	20	25
%vol	1	3	6	15	25	20	13	7	5	3	2

Utilizando as fórmulas do ciclone, temos que o ciclone com as dimensões fornecidas impõe à corrente gasosa 5 voltas ao longo de seu corpo e tem um diâmetro de corte de 4,21 μm. Portanto, as eficiências de coleta são:

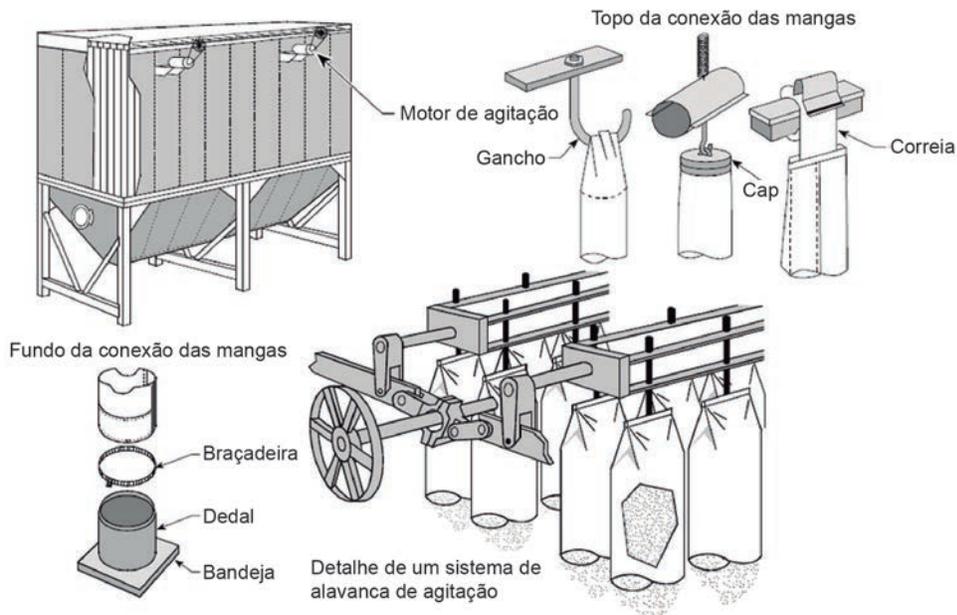
<i>L</i> (μm)	0,3	0,5	1	2,5	5	7,5	10	12	15	20	25
%vol	1	3	6	15	25	20	13	7	5	3	2
η (%)	0,50	1,39	5,33	26,01	58,44	75,99	84,91	89,01	92,68	95,74	97,23

E, portanto, a eficiência média de coleta é 60,80 %, o que significa que em média 60,80% das partículas serão coletadas e a concentração de material particulado na saída do ciclone será 5,88 g/m<sup>3</sup>.

Os filtros de manga são bastante utilizados em sistemas de moagem, em associação com os ciclones por permitirem a recuperação do material retido, pois, intermitentemente, os filtros são limpos, geralmente por agitação. A figura 5.4 apresenta um sistema de filtro de mangas com seu detalhamento. Uma das principais restrições ao uso de filtros manga é a afinidade do material das mangas com o material particulado e a temperatura máxima de operação possível. A tabela 5.3 orienta a escolha do material. Como referência para os custos da tabela, em 1992, uma manga de fibra de vidro de 4,27 m de comprimento e 15 cm de diâmetro custava em 1992 de 35 a 40 dólares. Para trabalhar com temperaturas acima de 500 °C a filtros manga de cerâmica, cujo mecanismo de limpeza intermitente é por fluxo reverso de ar.

**Tabela 5.3** Material para mangas de filtros (BEACHLER et al., 1995).

Tecidos típicos usados para mangas					
Fibra	Temperatura	Resistência a ácido	Resistência a álcali	Resistência à abrasão	Custo relativo
Algodão	82	pobre	excelente	razoável	0,4
Polipropileo	88	excelente	excelente	boa	0,5
Celulose	93	boa	pobre	razoável	0,8
Nylon	93	razoável	excelente	excelente	0,6
Acrílica	116	muito boa	razoável	razoável	0,7
Poliéster	135	boa	razoável	excelente	0,5
Poliamida aromática	204	razoável	muito boa	muito boa	2
PTFE	232	excelente (exceto HF)	excelente (exceto para álcalis fundidos)	razoável	6,7
Fibra de vidro	260	boa	pobre	razoável	1



**Figura 5.4** Sistema de filtros de manga com seu detalhamento (Adaptado de BEACHLER et al., 1995).

Filtros de manga operam com perdas de carga máximas admissíveis, em geral em torno de 600 mm de água, quando a perda de carga atinge um valor pré-determinado, as mangas passam por um ciclo de limpeza (10 a 100 agitações); quando os ciclos de limpeza se tornam muito frequentes, efetua-se a troca das mangas.

O dimensionamento é baseado na área de filtração requerida, que para os filtros manga, por sua vez, é baseada na razão ar-pano A/C. A tabela 5.4 apresenta faixas de valores típicos de A/C.

**Tabela 5.4** Faixas de valores típicos de razão ar-pano de filtros manga com limpeza por agitação.

Processo	A/C (ft <sup>3</sup> /min/ft <sup>2</sup> )
fornos a ar convencionais	2,5-3
produção de tijolos	2,5-3,2
refratários fundíveis	2,5-3
refratários cerâmicos	2,53-2
produção de detergente	2-2,5
fornos de arco elétrico	2,5-3
moinhos de alimentos	3,5-5
plantas de ferro-ligas	2
sinterização de ferro e aço	2,5-3
fornos de cal	2,5-3
fertilizantes fosfatados	3-3,5
moagem de rocha fosfática	3-3,5
cimento portland	2-3
fundição de alumínio	2

**Exemplo 5.3:** Dado um processo com 500 m<sup>3</sup>/h de um efluente gasoso cuja razão ar-pano necessária para a utilização de filtros manga seja A/C igual a 2,8 (ft<sup>3</sup>/min/ft<sup>2</sup>). Se forem utilizadas mangas 4 m de comprimento e 8 cm de diâmetro, quantas mangas serão necessárias?

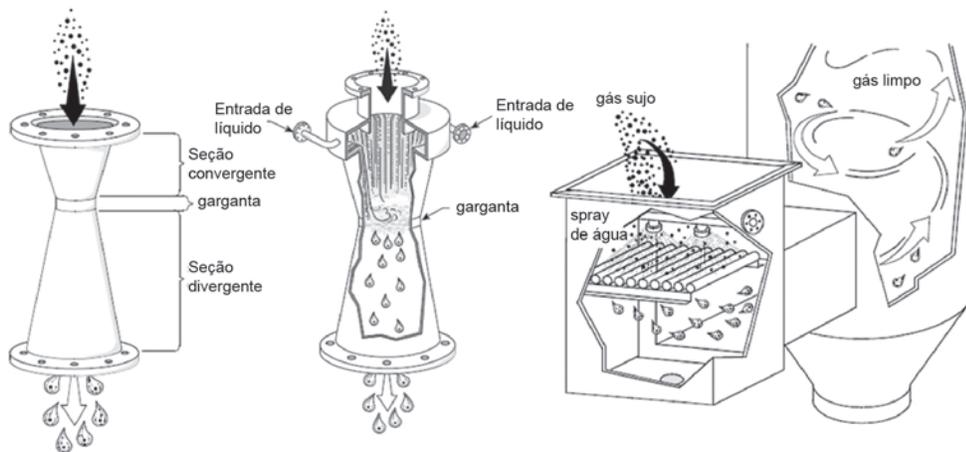
$$A = \frac{Q}{AC} = \frac{500 \text{ m}^3 \cdot \text{min}}{\text{h} \cdot 2,8 \text{ ft}} \cdot \frac{1 \text{ ft}}{0,3048 \text{ m}} \cdot \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ s}} = 9,76 \text{ m}^2 \Rightarrow N = \frac{9,76 \text{ m}^2}{\pi \cdot 0,08 \cdot 4} = 9,71$$

Portanto, como N é igual a 9,71, 10 mangas são necessárias.

Demais alternativas para a remoção de material particulado são os lavadores de gases, sendo o lavador Venturi o tipo mais utilizado. Venturi é um acessório originalmente concebido no século XIX pelo físico italiano G. B. Venturi para medir vazão de fluidos. Em 1949, Johnstone utilizou pela primeira vez a configuração do Venturi para remover partículas de um gás. Os lavadores têm a desvantagem de coletar o material particulado por aspersão de um líquido (em geral, água) o que implica em contaminar o material particulado com o líquido. Por outro lado, é um equipamento de configuração simples, de operação robusta e que pode ser usado com correntes gasosas a temperaturas mais altas e

com sólidos abrasivos - restrições do filtro de mangas (BEACHLER & JOSEPH, 1998). A figura 5.5 apresenta algumas configurações do lavador Venturi.

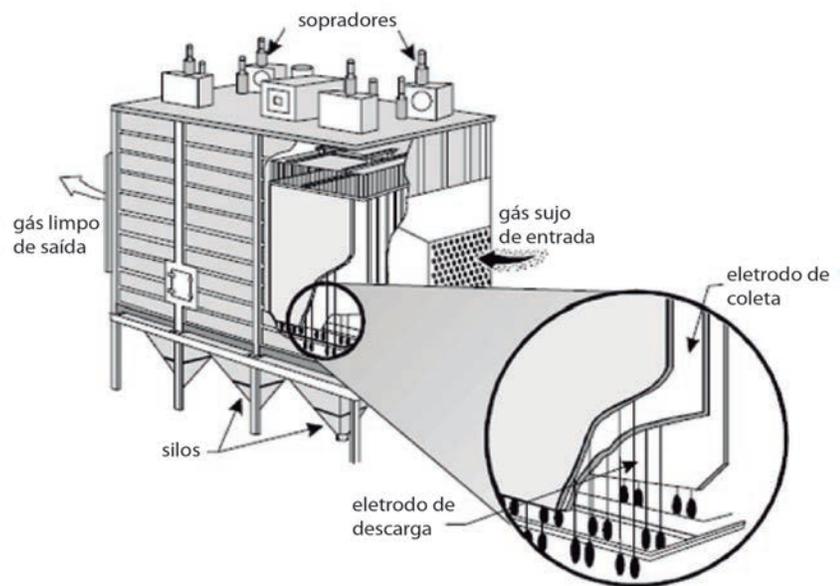
Lavadores Venturi podem remover poluentes gasosos, mas em geral não têm essa aplicação, sendo usados para remover material particulado e, eventualmente algum poluente gasoso da corrente. Lavadores Venturi estão sempre acoplados a separadores de arraste, pois a velocidade dos gases tende a arrastar as gotas com o gás limpo. A perda de carga nesses equipamentos pode variar de 12 a 250 cm de água, ficando entre 50 e 150 cm. Com essas perdas de carga, a velocidade do gás na garganta pode variar de 30 a 120 m/s. A quantidade de líquido adicionada afeta a eficiência de coleta das partículas a razão líquido-gás costuma ficar entre 0,4 a 1,3 L/m<sup>3</sup>. Para absorverem poluentes gasosos, a velocidade do gás é diminuída e a razão líquido-gás aumentada para valores entre 2,7 e 5,3 L/m<sup>3</sup>.



**Figura 5.5** Lavador Venturi (adaptado de BEACHLER & JOSEPH, 1998).

O último tipo de equipamento a considerar para o controle da emissão de material particulado é o precipitador eletrostático (ESP). Este equipamento tem eficiência de coleta maior do que 99,5% para partículas maiores do que 0,01  $\mu\text{m}$ . Aceita vazões de até 1900 m<sup>3</sup>/s e temperaturas até 800°C, velocidades de entrada do gás de até 3 m/s; a perda de carga fica abaixo de uma polegada de água (manométrica). Contudo o consumo energético é de até 17,5 W/(m<sup>3</sup>/min).

ESP usa as forças de um campo elétrico em partículas eletricamente carregadas para separar sólidos ou líquidos aerossóis de uma corrente de gás. O aerossol é deliberadamente carregado e passado por meio de um campo elétrico fazendo com que as partículas migrem para um eletrodo de carga oposta que atua como uma superfície de coleta. A gravidade ou sopradores removem as partículas dos eletrodos.



**Figura 5.6** Representação de um precipitador eletrostático (adaptado de BEACHLER, 1998).

O dimensionamento de ESP é muito complexo e geralmente feito por programas especializados de fabricantes. A tabela 5.5 apresenta valores típicos de dimensionamento para coleta de cinzas volantes de caldeira (*fly ash*).

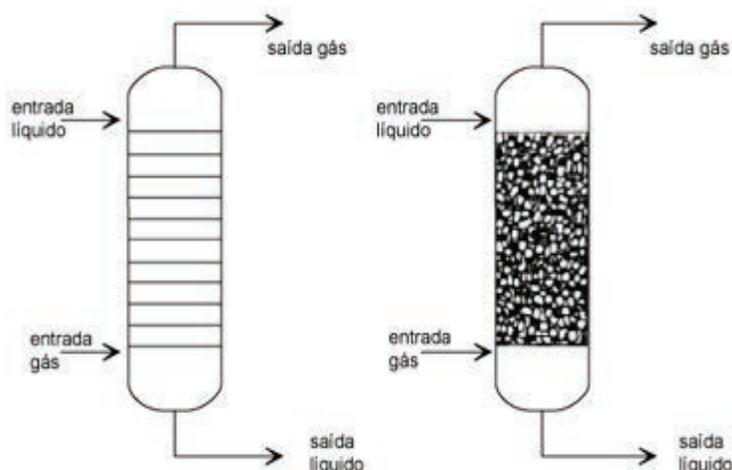
**Tabela 5.5** Valores típicos do dimensionamento de ESP para *fly ash*.

Parâmetro	Faixa
distância entre os eletrodos	20-30 cm (20-23 ótimo)
velocidade do gás no ESP	1,2-2,4 m/s (1,5-1,8 ótimo)
área de coleta específica SCA	11-45 m <sup>2</sup> /1000 m <sup>3</sup> /h (16,5-22 m <sup>2</sup> /1000 m <sup>3</sup> /h ótimo)
razão de aspecto (L/H)	1-1,5 (altura mantida menor que 9 m)
velocidade de migração das partículas	3,05-15,2 m/s
número de campos	4-8
potência de Corona por volume de gás	59-295 W/1000 m <sup>3</sup> /s
corrente de Corona por área de eletrodo	107-860 μA/m <sup>2</sup>

## 5.6 Controle de poluentes gasosos – absorção e adsorção

A operação de absorção é uma das mais utilizadas para purificação e separação em processos industriais. Na absorção, uma corrente gasosa contendo um ou mais componentes que se deseja extrair entra em contato com uma corrente líquida, geralmente em contracorrente, de modo que os componentes desejados sejam transferidos, em parte ou totalmente, para a corrente líquida. A eficiência dessa operação depende da pressão (pressões mais altas favorecem a absorção), temperatura (temperaturas mais baixas favorecem a absorção que

é exotérmica e normalmente precisa ter sua temperatura de operação controlada), e da afinidade do líquido (chamado absorvente) com as substâncias de interesse (ou solutos). Geralmente, a absorção é conduzida em equipamentos de altura muito maior que o diâmetro – colunas ou torres. Essas colunas podem ser vazias ou conterem pratos ou bandejas, ou ainda conterem pequenas peças chamadas recheios aleatórios ou estruturas chamadas recheios estruturados. O objetivo dos pratos e dos recheios é aumentar o contato do gás com o líquido. A figura 5.7 apresenta os equipamentos mais utilizados na absorção. O dimensionamento das colunas de absorção é feito de duas maneiras: uma para colunas de pratos e outra para colunas de recheio.



**Figura 5.7** Equipamentos utilizados na absorção de gases. À esquerda tem-se uma coluna de pratos e à direita uma coluna de recheio aleatório.

Para o dimensionamento de colunas de pratos, algumas definições são necessárias:  $L$  é a vazão molar de líquido absorvente;  $L'$  é a vazão molar de líquido absorvente isento de soluto;  $V$  é a vazão molar de gás;  $V'$  é a vazão molar de gás isento de soluto;  $K$  é a constante de equilíbrio, definida como a razão entre as frações de soluto no gás  $y$  e no líquido  $x$ ,  $K = y/x$ .  $K$  varia com a temperatura e pode ser estimada como a razão entre a constante de Henry  $H$  do soluto e a pressão total do sistema para sistemas diluídos de gases supercríticos, ou seja,  $K = H/P$ .  $X$  e  $Y$  são as razões de soluto no líquido e no gás, respectivamente.  $X = x/(1-x)$ , e  $Y = y/(1-y)$ . O fator de absorção  $A$ , definido como  $L/(KV)$ . A fração de um determinado soluto  $i$  absorvido  $\phi_i$  pode ser calculada com a Equação de Kremser como:

$$\phi_i = \frac{A_i^{N+1} - A_i}{A_i^{N+1} - 1}$$

em que  $A$  é o fator de absorção e  $N$  o número de estágio ou pratos ideais. O conceito de estágio ou prato ideal é simples de entender para uma coluna de pratos: inicialmente se supõe que cada prato da coluna é um estágio ideal, ou estágio de equilíbrio, de modo que o gás e o líquido que saem da coluna estejam em equilíbrio. Tipicamente  $A$  é um número em torno de 1,5, pois  $L \cong 1,5 \times L'_{\min} = K \times V'$ . Contudo, outros valores de  $A$  podem ser usados.

Por convenção, os estágios de uma coluna de absorção são contados do topo para o fundo de modo que para um determinado estágio  $n$ , é possível calcular o balanço de massa para o soluto

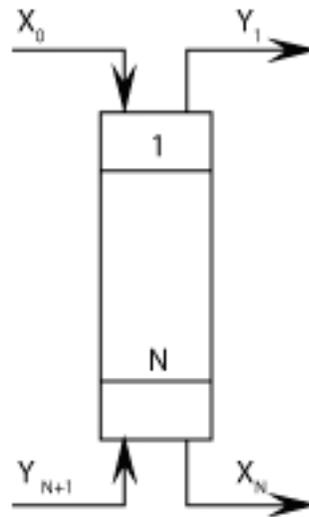
$$Y_{n+1}V' + X_{n-1}L' = Y_nV' + X_nL'.$$

Para um estágio de equilíbrio:

$$y_n = K \cdot x_n \Leftrightarrow K = \frac{y_n}{x_n} = \frac{Y_n(1 + X_n)}{(1 + Y_n)X_n}$$

Na prática, calcula-se o número de estágios ideais com a equação de Kremser, e uma eficiência do prato  $E_o$ , que pode ser calculada com diferentes equações empíricas. Um das mais comuns é a equação de Drickamer & Bradford:

$$E_o = 19,2 - 57,8 \log \mu_L$$



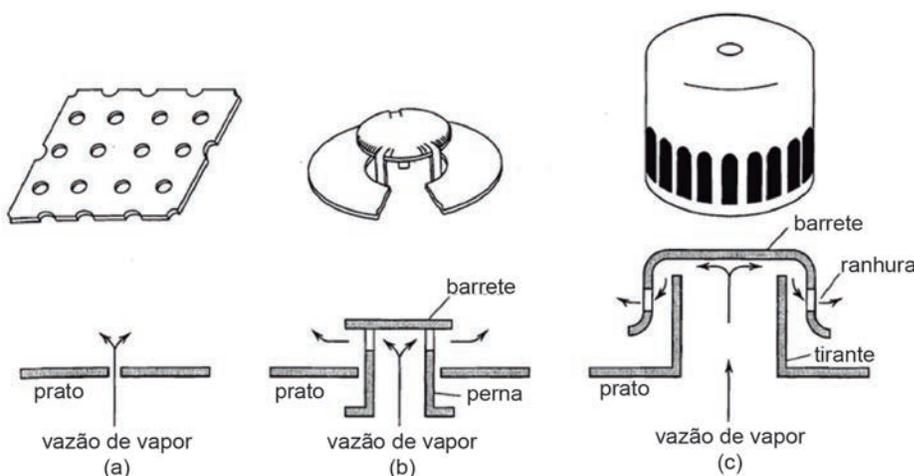
**Figura 5.8** Fluxos da coluna.

em que  $\mu_L$  é a viscosidade do líquido. Assim o número de pratos reais da coluna é dado pela relação:

$$E_o = \frac{N_t}{N_a}$$

em que  $N_t$  é o número de estágios de equilíbrio dado pela equação de Kremser e  $N_a$  é o número de pratos reais.

Calculado o número de pratos reais, a altura da coluna é o produto do número de pratos pelo espaçamento entre os pratos somado a mais um espaçamento devido ao topo da coluna. Tipicamente, esse espaçamento fica entre 15 e 90 centímetros, sendo 53 centímetros um valor comum. O diâmetro da coluna depende da vazão de gás e do tipo de prato (Figura 5.9).



**Figura 5.9** Tipos de pratos – (a) perfurado, (b) valvulado, (c) com calota.

A equação que calcula o diâmetro mínimo da coluna de pratos é

$$D_{\min} = \psi \left( Q_g \sqrt{\rho_g} \right)^{0,5}$$

em que  $\psi$  é um fator que vale  $0,0162 \text{ m}^{0,25} \text{ h}^{0,5} \text{ kg}^{-0,25}$  para pratos com calota,  $0,0140 \text{ m}^{0,25} \text{ h}^{0,5} \text{ kg}^{-0,25}$  para pratos perfurados,  $0,0125 \text{ m}^{0,25} \text{ h}^{0,5} \text{ kg}^{-0,25}$  para pratos valvulados,  $Q_g$  é a vazão volumétrica de gás em  $\text{m}^3/\text{h}$ , e  $\rho_g$  é a densidade do gás em  $\text{kg}/\text{m}^3$ .

O diâmetro mínimo calculado deve ser corrigido para o espaçamento entre pratos utilizado (Figura 5.10). A perda de carga é calculada a partir do número de pratos. Quando o número de pratos é conhecido, a perda de carga na coluna é 0,1 psi/prato (0,7kPa) para colunas atmosféricas ou superatmosféricas; 0,05 psi/prato (0,35kPa) para colunas a vácuo.

**Exemplo 5.4:** 95% do vapor de acetona contido em 1000 kg/h de uma corrente com 85% (em volume) de ar deve ser absorvida por contato em contracorrente com 650 kg/h de água pura em uma coluna com eficiência de pratos

de 50%. A coluna opera a 20°C e 101,325 kPa. Os dados de equilíbrio para o sistema água-acetona nessas condições são:

Porcentagem molar de acetona na água	3,30	7,20	11,7	17,1
Pressão parcial da acetona no ar, Torr	30,0	62,8	85,4	103

Calcule as dimensões dessa coluna.

O ajuste dos dados acima gera a equação:  $p_i = 673,06 \cdot x_i \Rightarrow 760 \cdot y_i = 673,06 \cdot x_i$

$$\Rightarrow y_i = 0,8856 \cdot x_i$$

Portanto,  $K = 0,8856$ . As massas moleculares da acetona (58,08 g/mol) e do ar (29 g/mol) e a fração molar (frações molares e volumétricas são iguais em uma corrente gasosa) de acetona, no gás, permitem calcular  $V = 18,62$  kmol/h. Da mesma forma para a água  $L = 36,11$  kmol/h. Assim:

$$A = \frac{L}{KV} = 2,19 \Rightarrow 0,95 = \frac{2,19^{N+1} - 2,19}{1,19} \Rightarrow N = 3$$

Para uma eficiência de prato de 50%, temos 6 pratos reais. Se for utilizada uma distância entre pratos de 0,53 m, a altura da coluna  $h$  é  $h = 6 \cdot 0,53 + 0,53 = 3,71$  m. O diâmetro mínimo dessa coluna será  $d_{min} = 1,06 \cdot 0,025 \cdot (1000 \times 1)^{0,5} = 0,42$  m (já corrigido para o espaçamento).

O dimensionamento da coluna de recheios depende do tipo de recheio usado. A tabela 5.6 apresenta as propriedades de alguns dos enchimentos usados. O diâmetro é calculado a partir de correlações gráficas adimensionais (figura 5.9). Dados os valores das vazões de líquido e gás e suas densidades, determina-se o adimensional  $\epsilon$  para a condição de afogamento e o fluxo  $G'$  em g/s/m<sup>2</sup> para essa condição. Dada uma porcentagem de afogamento  $f$  do recheio (em geral um número entre 50 e 75%), calcula-se o novo  $G'$  ( $G' \times f$ ). A área da seção transversal é dada pela razão  $V/G'$  em unidades convenientes. Dada a área da seção transversal, calcula-se o diâmetro. A perda de carga também é obtida no mesmo ábaco.

A altura de uma coluna de recheios é calculada a partir da Altura equivalente a um estágio de equilíbrio (*Height Equivalent to a Theoretical Plate*, HETP).

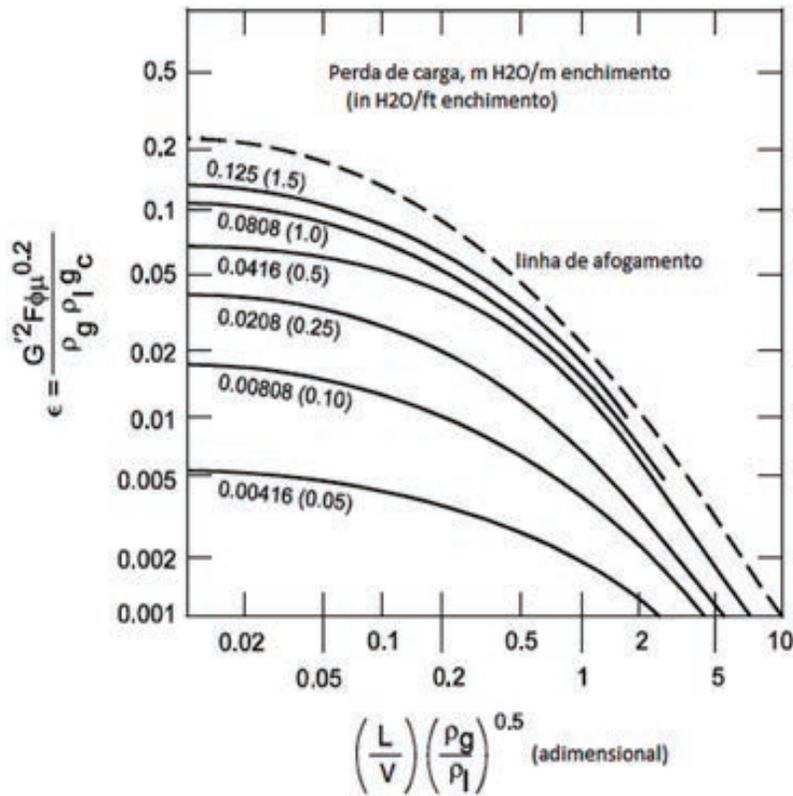


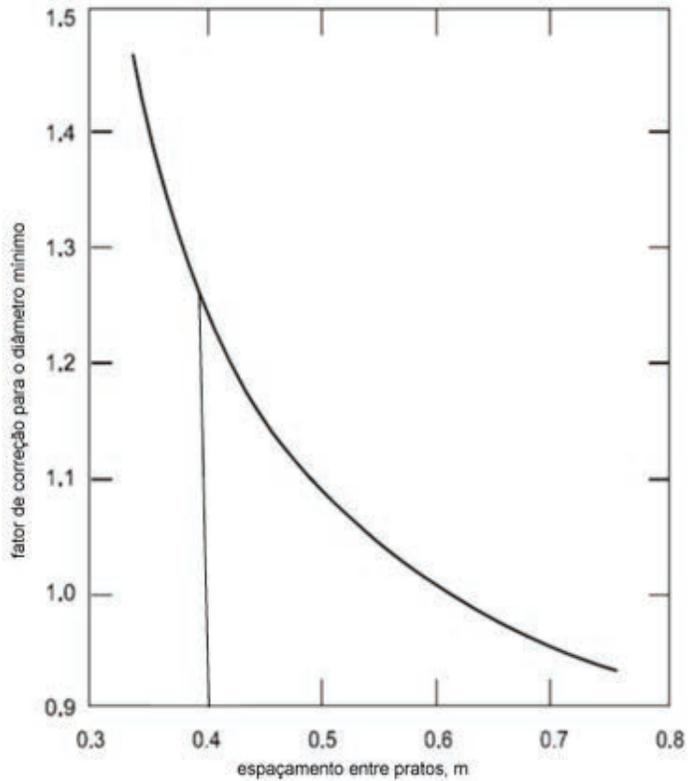
Figura 5.9 Correlação de afogamento e perda de carga generalizada.

Tabela 5.6 Propriedades dos enchimentos aleatórios

Enchimento	Tamanho (pol.)	Peso (lb/ft <sup>2</sup> )	Área específica (ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup> )	Fração de vazios (%)	Fator de empacotamento F (ft <sup>2</sup> /ft <sup>3</sup> )
Anéis de Raschig (cerâmica e porcelana)	½	52	114	65	580
	1	44	58	70	155
	1½	42	36	72	95
	2	38	28	75	65
	3	34	19	77	37
Anéis de Raschig (aço)	½	77	128	84	300
	1	40	63	92	115
	2	38	31	92	57
Selas de Berl (cerâmica e porcelana)	¼	55	274	63	900
	½	54	155	64	240
	1	48	79	68	110
	2	38	32	75	45
Selas Intalox (cerâmica)	¼	54	300	75	725
	½	45	190	78	200
	1	44	78	77	98
	2	42	36	79	40
Sela Intalox (plástico)	1	6	63	91	30
	2	3,75	33	93	20
	3	3,25	27	94	15

Continuação...

Anéis de Pall (plástico)	5/8	7	104	87	97
	1	5,5	63	90	52
	2	4,5	31	92	25
Anéis de Pall (metal)	5/8	38	104	93	73
	1½	24	39	95	28
Telleretes	1	7,5	55	87	40
	2	3,9	38	93	20
	3	5	30	92	15



**Figura 5.10** Fator de correção para o diâmetro mínimo.

$$\text{HETP} = \frac{\text{altura de recheio}}{\text{número de estágios teóricos equivalentes}} = \frac{I_T}{N_t}$$

$$I_T = H_{OG} \cdot N_{OG}$$

$H_{OG}$  é análogo ao HETP assim como o  $N_{OG}$  é análogo ao  $N_t$ .  $H_{OG}$  é altura global de uma unidade de transferência (do gás).  $N_{OG}$  é o número total de unidades de transferência (de um gás).

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a S}$$

em que S é a área transversal da coluna e V é a vazão molar de gás.

$$N_{OG} = \frac{\ln\left(\frac{(A-1)/A \cdot (y_{in} - Kx_{in})/y_{out} - Kx_{in}}{(A-1)/A} + (1/A)\right)}{(A-1)/A}$$

$$N_{OG} = N_t \frac{\ln(1/A)}{(1-A)/A} \quad \text{HETP} = H_{OG} \frac{\ln(1/A)}{(1-A)/A}$$

em que  $A=L/KV$ . Nas equações acima, aparece o conceito de transporte de massa global entre fases e a constante global de transferência de massa  $K_y a$ .

$$r = K_y a (y - y^*) = k_x a (x^* - x)$$

$$\frac{1}{K_y a} = \frac{1}{k_y a} + \frac{K}{k_x a}$$

Esses dados de transporte de massa são obtidos empiricamente como em Billet & Schultes (1999).

**Exemplo 5.5:** Um absorvedor de dióxido de enxofre deve reter 90% do SO<sub>2</sub> que entra na corrente gasosa (87,7 m<sup>3</sup>/min de ar contendo 3% em volume de SO<sub>2</sub>). A temperatura e a pressão de operação são 293 K e 101,3 kPa. São usados 3672 kg/min de água no processo. Dimensione uma coluna que utiliza selas Intalox e opera com 75% de afogamento. A constante de equilíbrio do sistema é 42,7 mol de água por mol de ar, e o  $H_{OG}$  obtido experimentalmente é 0,829 m.

Considerando a densidade do ar de 1,17 kg/m<sup>3</sup>, a vazão de ar seria 102,6 kg/min e a abscissa da figura 5.9 igual a 1,22. A ordenada  $\epsilon$  para a condição de afogamento é 0,019.

$$\frac{3672}{102,6} \left( \frac{1,17}{1000} \right)^{0,5} = 1,22$$

$$G' = \left[ \frac{(\epsilon)(\rho_g)(\rho_l)(g_c)}{F\phi\mu_l^{0,2}} \right]^{0,5} =$$

$$= \left[ \frac{(0,19)(1,17)(1000)(9,81)}{131 \cdot 1 \cdot 0,0008^{0,2}} \right]^{0,5} =$$

$$= 2,63 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2} \text{ no afogamento.}$$

$$G'_{\text{operação}} = f \cdot G'_{\text{afogamento}} = 0,75 \cdot 2,63 = 1,97 \text{ kg/s/ m}^2.$$

A área transversal da coluna é:

$$A = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{V}{G'} = \frac{102,6}{1,97 \cdot 60} = 0,87 \text{ m}^2 \Rightarrow$$

$$\Rightarrow D = 1,1 \text{ m}$$

$$N_{OG} = \frac{\ln\left(\left(\frac{A-1}{A}\right) \cdot \frac{(y_{in} - Kx_{in})/y_{out} - Kx_{in}}{(1/A)} + \frac{1}{A}\right)}{(A-1)/A} = 5,04$$

Portanto, a altura da coluna  $z$  é  $z = H_{OG} \cdot N_{OG} = 4,18 \text{ m}$  de enchimento de selas Intalox. A perda de carga é obtida diretamente no gráfico, substituindo o  $G'$  de operação, o que nesse caso implica em  $0,416 \text{ m}$  de coluna d'água por metro de recheio, ou  $1,74 \text{ m}$  de coluna d'água total.

A adsorção diferencia-se da absorção por se tratar de transferência entre uma fase gasosa (ou líquida) e uma fase sólida, o adsorvente, que tem uma área específica muito alta e uma afinidade com o soluto de interesse na fase fluida. Nesta unidade, estamos interessados na adsorção de correntes gasosas. Outra diferença é que enquanto a absorção permite a separação de solutos de correntes concentradas, a adsorção é mais indicada para a purificação de correntes diluídas. O dimensionamento de sistemas de adsorção é baseado em dados empíricos ou fornecido pelo fabricante do adsorvente. Por esse motivo, não discutiremos em detalhes aqui o dimensionamento de sistemas de adsorção. Mais informações podem ser obtidas em Henley et al. (2011) ou em Levan et al. (1999).

## Exercícios Sugeridos

1. Dos materiais apresentados no texto da Unidade 5, quais você utilizaria na construção de uma estação de tratamento primário de água residuária industrial? Justifique sua resposta.
2. Um efluente gasoso escoia a  $20 \text{ Nm}^3/\text{s}$ , é composto de formaldeído, hidrogênio, e amônia diluídos em ar saturado de água. O poder calorífico inferior dessa mistura é  $3,5 \text{ MJ/Nm}^3$ . Determine qual a disposição adequada e o seu custo anual, adotando o CEPCI de 2011 e o custo de combustível (se necessário) de  $10 \text{ US\$/GJ}$ .

3. Considere um efluente gasoso com 25 g de material particulado por metro cúbico, vazão de 350 m<sup>3</sup>/h, densidade de 1 kg/m<sup>3</sup> e viscosidade de  $1 \times 10^{-5}$  Pa.s. Pretende-se usar um ciclone 1D3D com 0,2 m de diâmetro para controlar a emissão de material particulado (densidade de 980 kg/m<sup>3</sup>). Dada a seguinte distribuição de tamanho de partícula (DTP) desse efluente, calcule a eficiência média de coleta, e a concentração de material particulado após o ciclone. DTP do efluente:

L (μm)	0,3	0,5	1	2,5	5	7,5	10	12	15	20	25
%vol	1	3	6	15	25	20	13	7	5	3	2

4. Dado um processo com 3500 m<sup>3</sup>/min de um efluente gasoso cuja razão ar-pano necessária para a utilização de filtros manga seja A/C igual a 2,0 (ft<sup>3</sup>/min/ft<sup>2</sup>). Se forem utilizadas mangas 4 m de comprimento e 8 cm de diâmetro, quantas mangas serão necessárias.
5. O gás de saída de um fermentador alcoólico consiste de 500 kg/h ( $\rho = 0,95$  kg/m<sup>3</sup>) de uma mistura de ar-CO<sub>2</sub> contendo 10% em mol de CO<sub>2</sub> que é absorvido em 700 kg/h de uma solução 5,0 N de trietanolamina (massa molecular da solução 19 g/mol, densidade 1010kg/m<sup>3</sup>, viscosidade 0,009 Pa.s), contendo 0,04 mol de CO<sub>2</sub> por mol de solução de amina. Se a coluna opera isotermicamente a 25°C, se o gás de saída contém 78,4% do CO<sub>2</sub> da alimentação, use os dados de equilíbrio abaixo para calcular:
- A composição do gás de saída;
  - O número de estágios de equilíbrio.
  - O diâmetro e a altura de uma coluna de pratos perfurados com 40 cm de distância entre pratos.

Y	0,023	0,032	0,043	0,055	0,068	0,083	0,099
X	0,04	0,05	0,06	0,07	0,08	0,09	0,10



# **UNIDADE 6**

Sistemas de Mitigação de Poluição Líquida



## 6.1 Primeiras palavras

Dando prosseguimento às considerações iniciadas na Unidade 5, veremos nessa unidade como dimensionar os sistemas mais utilizados para a mitigação de poluição de efluentes líquidos.

## 6.2 Problematizando o tema

Todas as operações industriais produzem algum efluente líquido que, de alguma forma, deve voltar à natureza. Efluentes líquidos industriais podem ser classificados como efluentes líquidos domésticos (1), de processo (2), ou de resfriamento (3). Os efluentes líquidos domésticos são produzidos pelos trabalhadores da fábrica, vestiários e refeitório. Os efluentes líquidos de processo resultam de derramamentos, vazamentos e purificação do produto. Efluentes líquidos de resfriamento são resultados de vários processos de resfriamento, que podem ser sistemas de um passe ou de múltiplo reciclo. Sistemas de resfriamento de um passe empregam grandes volumes de água de resfriamento que é usada uma vez e retorna ao meio-ambiente. Sistemas de resfriamento de múltiplo reciclo têm vários tipos de torres de resfriamento para dispensar calor ao meio ambiente e requer purgas periódicas para prevenir o acúmulo de sais (que levam ao entupimento do sistema). Efluentes líquidos domésticos são geralmente manipulados por sistemas de esgoto sanitário normais para prevenir o espalhamento de microrganismos patogênicos que podem causar doenças. Normalmente, efluentes líquidos de processo não têm potencial de microrganismos patogênicos, mas têm o potencial de danificar o meio ambiente por meio de reações químicas diretas ou indiretas. Alguns efluentes de processo são rapidamente biodegradados e criam uma demanda por oxigênio imediata, enquanto outros são tóxicos e representam uma ameaça direta à sobrevivência da vida selvagem. Efluentes líquidos de resfriamento são os menos perigosos, mas podem conter efluentes de processo devido a vazamentos. O reciclo de sistemas de resfriamento tende a concentrar contaminantes inorgânicos e orgânicos a um ponto que possa criar riscos ao ambiente.

É importante que o projeto de sistemas de mitigação de impactos ambientais contemple o controle de efluentes líquidos e isso se dá pelo dimensionamento adequado de equipamentos e processos que manipulam esses efluentes.

### 6.3 Alternativas para tratamento e disposição de efluentes líquidos industriais

A alternativa mais correta para o tratamento e disposição corretos dos efluentes líquidos pode ser encontrada utilizando a árvore de decisões apresentada na Figura 6.1. Em geral, a destinação de efluentes líquidos se dá por meio de tratamento primário, secundário, ou terciário, ou a utilização daquele efluente como combustível.

O tratamento primário de efluentes líquidos consiste na sedimentação e filtração dos efluentes. Essa sedimentação costuma ser auxiliada pelo ajuste de pH da corrente líquida e adição de agentes floculantes ou coagulantes inorgânicos (sulfato de alumínio ou cloreto férrico) ou orgânicos (polímeros e tensoativos). A eficiência do tratamento primário pode chegar a 60%. Quando os efluentes contidos na corrente líquida não podem ser removidos por tratamentos físico-químicos, utiliza-se o tratamento secundário, no qual microrganismos consomem a matéria orgânica contida em reatores biológicos. A eficiência do tratamento secundário pode chegar a 95%, e após o tratamento o efluente passa por decantadores secundários para remoção dos microrganismos utilizados. Pode haver ainda a necessidade de tratamento terciário para eliminação de organismos patogênicos ou agentes de eutrofização para que o líquido resultante possa ser despejado em corpos d'água.

Ulrich & Vasudevan (2007) apresentam uma equação para o cálculo do custo de disposição dos efluentes gasosos, dada em dólares por metro cúbico de água residuária:

$$C_{t,el}(\text{US\$/m}^3) = a \times (\text{CEPCI}) + b \times C_{\text{comb}}$$

em que  $a$  e  $b$  são fatores que dependem do tipo de tratamento; CEPCI é o Chemical Engineering Plant Cost Index, um fator da revista Chemical Engineering que ajusta a inflação setorializada da indústria química norte-americana;  $C_{\text{comb}}$  é o custo do combustível em US\$/GJ. A unidade 8 apresenta uma discussão mais detalhada sobre custos, e a tabela 6.1 apresenta os fatores  $a$  e  $b$  para cada um dos tipos de tratamento.

**Tabela 6.1** Custos de tratamento de efluentes líquidos.

Tratamento/disposição	a	b
Tratamento primário <sup>1</sup>	$0,0001 + 2,0 \times 10^{-7}/Q$	0,002
Tratamento secundário <sup>1</sup>	$0,0007 + 2,0 \times 10^{-6}/Q$	0,003
Tratamento terciário <sup>2</sup>	$0,001 + 2,0 \times 10^{-4} \times Q^{-0,6}$	0,1
Processos de membranas, concentração de sólidos na alimentação entre 20.000 e 40.000 ppm <sup>3</sup>	$0,0015 + 6,0 \times 10^{-5} \times Q^{-0,6}$	0,13
Processos de membranas, concentração de sólidos na alimentação entre 5.000 e 20.000 ppm <sup>3</sup>	$0,0015 + 5,0 \times 10^{-5} \times Q^{-0,6}$	0,08
Processos de membranas, concentração de sólidos na alimentação até 5.000 ppm <sup>3</sup>	$0,0015 + 4,0 \times 10^{-5} \times Q^{-0,6}$	0,02
Disposição de efluente sólido ou líquido convencional <sup>#</sup>	$4,0 \times 10^{-4}$	
Disposição de efluente sólido ou líquido tóxico <sup>#</sup>	$2,5 \times 10^{-3}$	
Combustão como combustível suplementar <sup>£</sup>	$3,0 \times 10^{-5} \times PCS^{0,77} \times \dot{m}^{-0,23}$	$-5,0 \times 10^{-4} \times PCS$
Combustão com tratamento dos gases de combustão <sup>£</sup>	$5,0 \times 10^{-5} \times PCS^{0,77} \times \dot{m}^{-0,23}$	$-4,0 \times 10^{-4} \times PCS$

<sup>1</sup> $0,01 < Q < 10 \text{ m}^3/\text{s}$

<sup>2</sup> $0,0003 < Q < 10 \text{ m}^3/\text{s}$

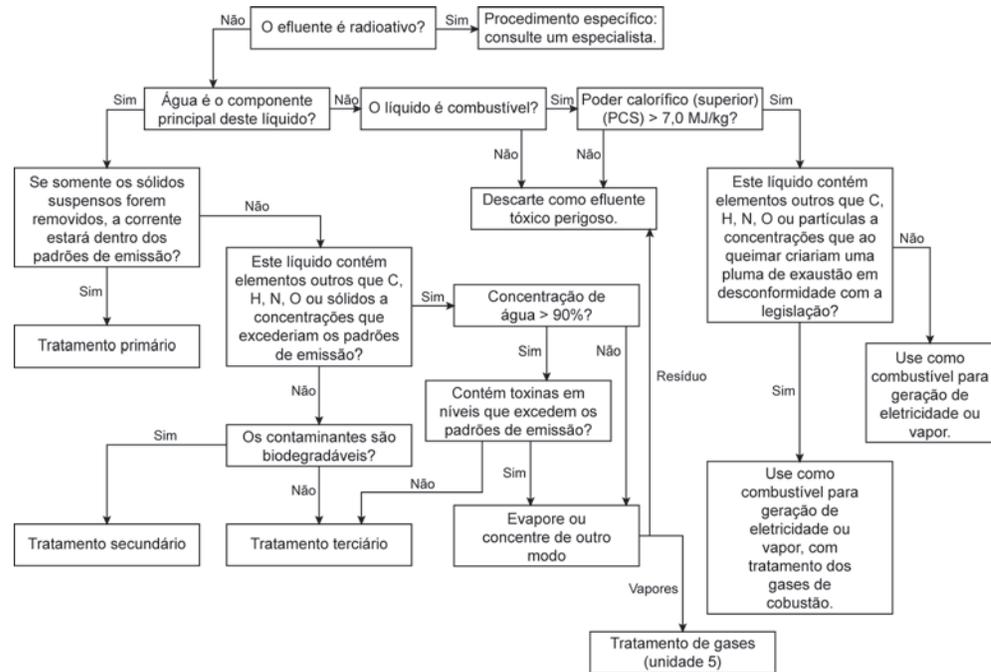
<sup>3</sup> $0,001 < Q < 10 \text{ m}^3/\text{s}$

<sup>#</sup>dados médios típicos dos EUA em 2007 devem ser usados com cuidado, se não houver melhores dados nacionais.

<sup>£</sup> $1 < \dot{m} \cdot PCS < 1000 \text{ MJ/s}$

Na tabela acima, tratamento primário consiste de filtração, tratamento secundário consiste de filtração mais tratamento com lodo ativado, tratamento terciário é filtração, tratamento com lodo ativado e processamento químico; Q é a vazão de água residuária,  $\dot{m}$  é a vazão de efluente (líquido ou sólido) em kg/s, e PCS o poder calorífico superior do efluente em MJ/kg, que deve ser determinado caso a caso.

O preço do combustível nos EUA (base do sistema de custos, discutido na unidade 8) é dado pela figura 5.2 (ULRICH & VASUDEVAN, 2004), e alguns dos índices CEPCI são descritos na tabela 5.2.



**Figura 6.1** Árvore de decisões para definição de tratamento e disposição de efluentes líquidos (adaptado de ULRICH & VASUDEVAN, 2007).

As alternativas apresentadas pela figura 6.1 devem ser consideradas como últimas alternativas na hierarquia de mitigação (tratamentos de fim de linha e disposição). Para que se faça o reciclo ou reuso das substâncias, outras operações devem ser consideradas, a recuperação de material particulado, e o esgotamento, ou stripping da corrente líquida.

**Exemplo 6.1:** Considere os custos do tratamento terciário de uma corrente de água residuária com vazão de 2,6 m<sup>3</sup>/s. Qual o custo anual total? Qual o custo unitário se a vazão for 7,5 m<sup>3</sup>/s? Qual o custo anual total? Qual a sua conclusão?

A equação do custo unitário é:

$$C_{t,el} \text{ (US\$/m}^3\text{)} = ax(\text{CEPCI}) + bx C_{\text{comb}} = 0,001 + 2,0 \times 10^{-4} \times Q^{-0,6} \times (\text{CEPCI}) + 0,1 \times C_{\text{comb}}$$

$$\text{Para valores típicos de 2011: } C_{t,el} \text{ (US\$/m}^3\text{)} = 0,001 + 2,0 \times 10^{-4} \times Q^{-0,6} \times (585,7) + 0,1 \times 11$$

Para vazão de 2,6 m<sup>3</sup>/s, o custo unitário é C<sub>t,el</sub> = 1,17 US\$/m<sup>3</sup>; para a vazão de 7,5 m<sup>3</sup>/s, o custo unitário é C<sub>t,el</sub> = 1,14 US\$/m<sup>3</sup>. Isso significa que o custo unitário do tratamento de 7,5 m<sup>3</sup>/s é menor do que o custo de 2,6 m<sup>3</sup>/s. Isso representa o ganho de escala indicado pela multiplicação por Q<sup>-0,6</sup>. O custo total anual do tratamento de 7,5 m<sup>3</sup>/s é maior do que o do tratamento de 2,6 m<sup>3</sup>/s, mas o incremento é menor do que seria se o custo unitário fosse mantido. Os custos

anuais totais são obtidos multiplicando o custo unitário pela vazão horária e pelo tempo de trabalho no ano ( $\sim 3600$  s/h  $\sim 24$  h/dia  $\sim 330$  dias/ano).

Assim, para a vazão de  $2,6 \text{ m}^3/\text{s}$ , o custo anual total é US\$ 86,7 milhões. Para  $7,5 \text{ m}^3/\text{s}$ , o custo total é US\$ 243,8 milhões. Custo total 2,81 vezes maior para uma vazão 2,88 vezes maior.

## 6.4 Operações de recuperação de material particulado a partir de correntes líquidas

Para a recuperação de material particulado podem ser considerados o hidrociclone, a filtração e a centrifugação. Existem muitos tipos de filtros e centrífugas utilizados em processos industriais. Aqui, iremos considerar o filtro-prensa, o filtro de tambor rotativo e o filtro centrífugo. Esses equipamentos são tomados como típicos o filtro-prensa utilizado em processos em batelada, nos quais o contato dos operadores com o material particulado ou com a solução não é muito problemático ou complicado; o filtro de tambor rotativo para processos contínuos, cuja filtrabilidade dos sólidos seja relativamente boa (Figura 6.2); e filtro centrífugo para processos em batelada ou contínuos nos quais a filtrabilidade dos sólidos não seja tão boa e se faça necessário o uso de força centrífuga (Figura 6.3).

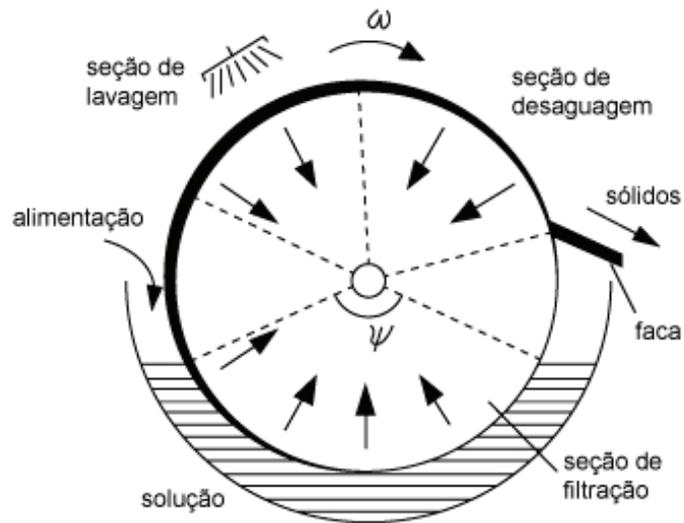
Os hidrociclones são equipamentos muito similares, para não dizer idênticos, aos ciclones descritos na unidade 5, sendo usados para separar sólidos de líquidos. O equacionamento dos hidrociclones é idêntico ao dos ciclones. As equações do ciclone apresentadas na unidade 5 podem ser usadas para o dimensionamento dos hidrociclones, substituindo a viscosidade e a densidade do gás pela viscosidade e densidade do líquido.

O dimensionamento de filtros e centrífugas é a determinação da área de filtração e do material de construção, ou seja, determinados a área do filtro e o material de construção, é possível prever o custo do equipamento.

A área de filtração do filtro de tambor rotativo é

$$A_f = 2\pi Q_f \left( \frac{M_T \mu}{k(1-\varepsilon)\rho_s \psi \omega \Delta p} \right)$$

em que  $A_f$  é a área de filtração ( $\text{m}^2$ ),  $Q_f$  é a vazão de filtrado ( $\text{m}^3/\text{s}$ ),  $M_T$  é a concentração de sólidos (kg de sólidos por  $\text{m}^3$  de efluente),  $\mu$  é a viscosidade do efluente (Pa.s),  $k$  é a permeabilidade da torta ( $\text{m}^2$ ),  $\varepsilon$  é a porosidade,  $\psi$  o ângulo de submersão do filtro (rad),  $\omega$  a velocidade de rotação (rad/s), e  $\Delta p$  o nível de vácuo (Pa).



**Figura 6.2** Filtro de tambor rotativo (adaptado de WIBOWO et al., 2001).

A permeabilidade da torta pode ser calculada pela equação de Blake-Kozeny:

$$k = \frac{1}{180} \frac{\varepsilon^3}{(1-\varepsilon)^2} \left( \frac{m_2}{m_1} \right)^2$$

em que  $m_2$  e  $m_1$  são o segundo e o primeiro momento da distribuição de tamanho de partícula (PSD) do material particulado.

**Exemplo 6.2:** Calcule a área necessária para a filtração de uma suspensão de ácido adípico cujos primeiro e segundo momento são 147,43 m/g de solvente e 0,03 m<sup>2</sup>/ g de solvente. A densidade do ácido adípico é 1360 kg/m<sup>3</sup>. A suspensão tem concentração de 250 kg /m<sup>3</sup> e a vazão de filtrado é 20 m<sup>3</sup>/h. O filtro utilizado é um filtro de tambor rotativo que impõe vácuo de 77300 Pa, tem ângulo de submersão de 0,67p rad e rotação de 2p rad/min. A porosidade da torta obtida é 50%.

A permeabilidade calculada é 1,15×10<sup>-10</sup> m<sup>2</sup>. A área de filtração pode ser calculada

$$A_f = 2\pi Q_f \left( \frac{M_T \mu}{k(1-\varepsilon)\rho_s \psi \omega \Delta p} \right) = 2\pi \cdot 5,56 \cdot 10^{-3} \left( \frac{250 \cdot 0,001}{1,15 \cdot 10^{-10} (1-0,5) 1360 \cdot 0,67\pi \cdot (2\pi / 60) 77300} \right)$$

$$= 6,55 \text{ m}^2$$

Portanto o filtro com as características descritas deve ter 6,55 m<sup>2</sup> de área para filtrar a suspensão do enunciado.

A área de filtração do filtro centrífugo é dada pela equação:

$$A_f = \frac{Q_f \mu}{k \rho_L \omega^2 \delta} \left( \frac{(r_0 + r_1)/2}{(r_0 + r_1)/2 + \delta} \right)$$

em que  $\rho_L$  é a densidade do líquido,  $r_0$  e  $r_1$  são os raios da torta do filtro rotativo, e  $\delta$  é a espessura da torta, dada pela equação

$$\delta = \sqrt{\frac{2M_T k \Delta p \psi}{\rho_s \mu (1 - \varepsilon) \omega}}$$

em que  $\Delta p$  é a diferença de pressão.

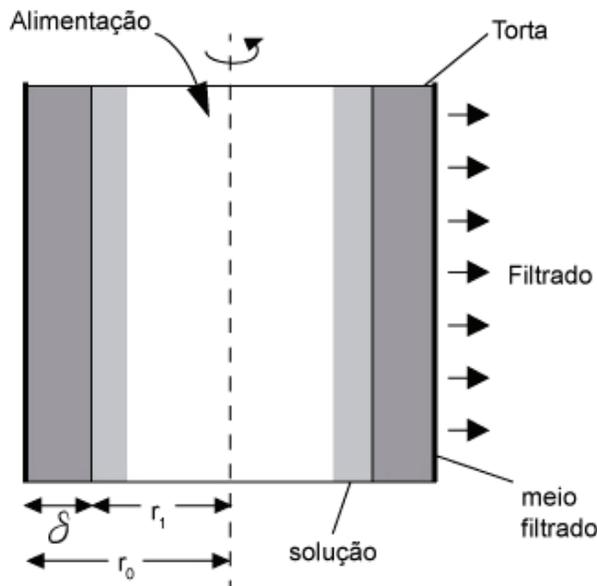


Figura 6.3 Filtro centrífugo (adaptado de WIBOWO et al., 2001).

**Exemplo 6.3:** Considere o exemplo anterior, com a diferença que o filtro é centrífugo com uma rotação de 2500 rpm,  $r_1$  de 20 cm e  $r_0$  de 21 cm e diferença de pressão de 9800 Pa. Calcule a área de filtração.

$$\delta = \sqrt{\frac{2M_T k \Delta p \psi}{\rho_s \mu (1 - \varepsilon) \omega}} = \sqrt{\frac{2 \cdot 250 \cdot 1,15 \cdot 10^{-10} \cdot 9800 \cdot 0,67 \pi}{1360 \cdot 0,001 (1 - 0,5) (2500 / 60)}} = 6,47 \cdot 10^{-3} \text{ m}$$

$$A_f = \frac{Q_f \mu}{k \rho_L \omega^2 \delta} \left( \frac{(r_0 + r_1)/2}{(r_0 + r_1)/2 + \delta} \right)$$

$$= \frac{5,56 \cdot 10^{-3} \cdot 0,01}{1,15 \cdot 10^{-10} \cdot 1000 \cdot (2500 / 60)^2 \cdot 6,47 \cdot 10^{-3}} \left( \frac{(0,22 + 0,20) / 2}{(0,22 + 0,2) / 2 + 6,47 \cdot 10^{-3}} \right) = 4,17 \text{ m}^2$$

Portanto, se for usado um filtro centrífugo com as características descritas ao invés daquele filtro de tambor rotativo, a área necessária será 4,17 m<sup>2</sup>, ou 36% menor.

O filtro-prensa funciona de maneira bem simples: uma série de placas ou prensas é intercalada com elementos filtrantes (tecido) de modo a formar bolsões pelos quais a suspensão é obrigada a passar. A saída do filtro é a solução límpida e a torta fica retida entre as prensas. Após a filtração, a torta pode ser lavada e desaguada pela passagem de ar comprimido. A operação do filtro-prensa é em batelada e é conduzida até que as prensas sejam cheias, ou até que a pressão de operação atinja o máximo especificado (normalmente 6 kgf/cm<sup>2</sup>). A figura 6.4 mostra um esquema do filtro prensa.

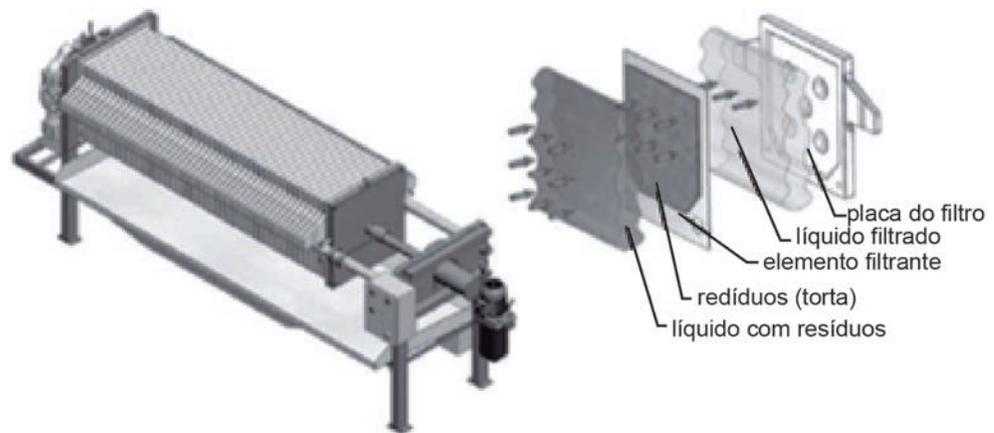
As equações de dimensionamento do filtro-prensa são:

$$T_s = Q_L (1 - U_m)$$

$$Q_s = \frac{T_s}{(1 - U_s)}$$

$$\text{Placas} = \frac{Q_s}{V_c \cdot \text{ciclos / dia}}$$

em que  $V_c$  é o volume de câmara (L),  $Q_s$  é a vazão seca (L/dia),  $Q_L$  é a vazão de lodo (L/dia),  $U_m$  é a concentração de líquido do lodo,  $U_s$  é o teor de umidade seco (umidade após a desaguagem), e  $T_s$  é o teor de secos (Kg/dia).



**Figura 6.4** Representação esquemática do filtro-prensa.

Em geral, as tortas de filtro (de qualquer tipo) têm umidade entre 40 e 60%, enquanto que tortas de centrífugas têm umidade entre 5 e 30%.

Filtros-prensa são equipamentos especificados e não dimensionados. Isso significa que o fabricante tem modelos pré-definidos, alguns deles os de uso mais comum em estoque para venda imediata. A partir da especificação do cliente, o

fabricante recomenda o filtro mais adequado. Normalmente essa especificação é feita a partir do preenchimento de uma ficha de especificação fornecida pelo fabricante. Bombas e trocadores de calor também são equipamentos especificados. Alguns tanques, como os de fibra de vidro, também são fabricados a partir de modelos pré-existentes.

Para a definição do tipo de filtro-prensa, ou seja, do tamanho das placas e do número de placas, utiliza-se uma tabela de capacidade fornecida pelo fabricante. A tabela 6.2 é da empresa Bombas Beto de Nova Hamburgo RS.

**Exemplo 6.4:** Um filtro-prensa com 40 placas de 800 mm é utilizado para filtrar 1,44 m<sup>3</sup>/h de um efluente aquoso com 2% de sólidos. Após a desaguagem, a torta tem 55% de umidade. Quantos ciclos diários são necessários?

$$T_s = 1,44(0,02) = 0,0288 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$Q_s = 0,0288/(1-0,55) = 0,064 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\text{ciclos/dia} = 0,064 \times 24 \times 1000 / 512 = 3 \text{ ciclos por dia.}$$

Ou seja, são necessários três ciclos por dia, ou um ciclo por turno de 8 horas.

**Tabela 6.2** Capacidade dos filtros-prensa (adaptado de “Bombas Beto”)

Placas (mm)	Quantidade de câmaras	Área de filtragem (m <sup>2</sup> )	Volume de torta (L) para espessura de 25 mm
400X400	1	0,24	2,8
	5	1,2	14
	10	2,4	28
	15	3,6	42
	20	4,8	56
	25	6	70
	30	7,2	84
	35	8,4	98
	40	9,6	112
630X630	1	0,66	7
	20	13,2	140
	25	16,5	175
	30	19,8	210
	35	23,1	245
	40	26,4	280
	45	29,7	315
	50	33	350
	55	36,3	385
	60	39,6	420

Continuação...

800X800	1	1,08	12,8
	20	21,6	256
	25	27	320
	30	32,4	384
	35	37,8	448
	40	43,2	512
	45	48,6	576
	50	54	640
	55	59,4	704
	60	64,8	768

## 6.5 Stripping de soluções líquidas

O *stripping*, ou esgotamento, é a operação inversa à absorção, descrita na unidade 5. No stripping uma solução líquida entra em contato com uma corrente gasosa que arrasta os componentes mais voláteis da solução. O stripping é realizado em colunas de pratos ou recheadas como a absorção. O equacionamento da operação de stripping é o mesmo da absorção, com a diferença de que enquanto na absorção se define um fator de absorção A igual a  $L/KV$ , no stripping define-se um fator de stripping S:

$$S_i = \frac{K_i V}{L}$$

Para o dimensionamento de uma coluna de stripping utilizam-se as mesmas equações da absorção, substituindo A por S.

**Exemplo 6.5:** 10 m<sup>3</sup>/h de água residuária contendo 150 ppm de benzeno, 50 ppm de tolueno e 20 ppm de etil benzeno deve ser esgotada com 92 m<sup>3</sup>/h de ar a pressão atmosférica de modo que o total de compostos orgânicos da água purificada seja menor do que 5 ppm. Calcule as dimensões da coluna de pratos perfurados necessária, dadas as constantes de equilíbrio do benzeno (260), tolueno (254,5) e etilbenzeno (289,6). Considere que a densidade da água e do ar são 1000 kg/m<sup>3</sup> e 1 kg/m<sup>3</sup>, que a massa molecular do ar é 29 g/mol e que a viscosidade da água é 0,001 Pa.s.

$$L = 10 \text{ m}^3/\text{h} \times 1000 \text{ kg/m}^3 / 18 \text{ kg/kmol} = 556 \text{ kmol/h}$$

$$V = 92 \text{ m}^3/\text{h} \times 1 \text{ kg/m}^3 / 29 \text{ kg/kmol} = 3,17 \text{ kmol/h}$$

$$S_i = \frac{K_i V}{L}$$

$$\phi_i = \frac{S_i^{N+1} - S_i}{S_i^{N+1} - 1}$$

componente	$K_i$	$S_i$
benzeno	260	1,482374
tolueno	254,5	1,451016
etil benzeno	289,6	1,651137

N	$j_{benzeno}$	$j_{tolueno}$	$j_{etilbenzeno}$	$C_{benzeno}$ (ppm)	$C_{tolueno}$ (ppm)	$C_{etilbenzeno}$ (ppm)	$C_{total}$ (ppm)
1	0,5972	0,5920	0,6228	60,43	20,40	7,54	88,37
2	0,7863	0,7805	0,8140	32,05	10,97	3,72	46,75
3	0,8740	0,8686	0,8988	18,90	6,57	2,02	27,49
4	0,9217	0,9170	0,9422	11,75	4,15	1,16	17,06
5	0,9498	0,9459	0,9662	7,53	2,71	0,68	10,91
6	0,9673	0,9640	0,9799	4,91	1,80	0,40	7,11
7	0,9784	0,9758	0,9880	3,24	1,21	0,24	4,69
8	0,9856	0,9836	0,9928	2,16	0,82	0,14	3,12
9	0,9904	0,9888	0,9956	1,44	0,56	0,09	2,09

Portanto são necessários 7 estágios de equilíbrio, ou 37 pratos reais, dada a eficiência de 19,14%. Considerando uma distância entre pratos de 40 cm, a coluna teria 15,2 m de altura. O diâmetro utilizando pratos perfurados seria 0,17 m.

A adsorção também pode ser usada na recuperação de substâncias dissolvidas em correntes líquidas de processo. O nome genérico para operações de separação baseadas no contato da fase fluida (líquida ou gasosa) com um suporte sólido é sorção; as operações de sorção mais comuns são a adsorção, a troca-iônica e a cromatografia. A troca iônica é bastante usada na indústria para remover íons da água usada em caldeiras. Como já discutido na unidade 5, o dimensionamento de operações de adsorção, ou de sorção, são inteiramente baseados em dados do suporte sólido de propriedade do fabricante. Não há uma equação ou conjunto de equações que permite o dimensionamento das operações a priori, sem auxílio do fabricante. Por isso, não estudaremos nesta referência as operações de sorção.

## Exercícios Sugeridos

1. Explique as diferenças entre os tratamentos primário, secundário de terciário de água? Cite uma operação utilizada como tratamento terciário de água.

2. Considere um efluente líquido com poder calorífico de 7 MJ/kg. Calcule o custo de seu tratamento secundário e de sua combustão, comparado com um custo de combustível de 6 US\$/GJ. O que você conclui?
3. Calcule a área necessária para a filtração de uma lama de mineração cujos primeiro e segundo momento são 169,57 m/g de solvente e 0,025 m<sup>2</sup>/g de solvente. A densidade do sólido é 1750 kg/m<sup>3</sup>. A suspensão tem concentração de 130 kg/m<sup>3</sup> e a vazão de filtrado é 87 m<sup>3</sup>/h. O filtro utilizado é um filtro de tambor rotativo que impõe vácuo de 77300 Pa, tem ângulo de submersão de 0,72π rad e rotação de 2π rad/min. A porosidade da torta obtida é 40%.
4. Considere o efluente do exercício anterior, com a diferença que o filtro é centrífugo com uma rotação de 3500 rpm, r<sub>1</sub> de 50 cm e r<sub>0</sub> de 51 cm e diferença de pressão de 9800 Pa. Calcule a área de filtração.
5. 10 m<sup>3</sup>/h de água residuária contendo 200 ppm de benzeno, 50 ppm de tolueno e 20 ppm de etil benzeno deve ser esgotada com 100 m<sup>3</sup>/h de ar a pressão atmosférica de modo que 97,5% do benzeno seja esgotado. Calcule as dimensões da coluna de pratos perfurados necessária, dadas as constantes de equilíbrio do benzeno (260), a densidade da água (1000 kg/m<sup>3</sup>) e do ar (1 kg/m<sup>3</sup>), a massa molecular do ar (29 g/mol) e a viscosidade da água (0,001 Pa.s).

# **UNIDADE 7**

Sistemas de Disposição de Resíduos Sólidos



## 7.1 Primeiras palavras

Nesta unidade, estudaremos as diferentes possibilidades de disposição de resíduos sólidos industriais.

## 7.2 Problematizando o tema

Verificamos, ainda na Unidade 1, que os tratamentos de fim de linha apenas transferem o efluente de um meio para outro. Assim, a absorção de poluentes gasosos os transferem para o líquido, assim como o stripping transfere os poluentes do líquido para o gás. A adsorção captura poluentes em uma matriz sólida. Os tratamentos tradicionais de água residuária (primário, secundário e terciário) geram um resíduo sólido. Portanto, os tratamentos de fim de linha terão como consequência a emissão controlada (ou seja, dentro dos padrões legais) de efluentes gasosos ou líquidos, ou a disposição de resíduos sólidos. A ressalva semântica tem um porquê: dispor de algo é alienar ou desfazer-se daquilo. Gases e líquidos são fluidos e, portanto, dispersam-se no ar, em corpos d'água ou em sistemas de esgoto. Sólidos tem de ser transportados até um lugar adequado. Como frequentemente na indústria os tratamentos de fim de linha geram um gás ou líquido purificado e um resíduo sólido, a disposição de resíduos sólidos é o tratamento de fim de linha dos tratamentos de fim de linha.

## 7.3 Classificação do resíduo sólido

A agência de proteção ambiental norte-americana EPA define resíduos sólidos como qualquer lixo ou refugo, lodo de estação de tratamento de águas residuais, planta de tratamento de água, ou estação de controle de poluição atmosférica e outros materiais descartados, incluindo materiais sólidos, líquidos, semissólidos ou contendo gases resultantes de atividades industrial, comercial, de mineração e operações agrícolas e comunitárias. Quase tudo o que fazemos deixa algum tipo de resíduo. A EPA classifica os resíduos sólidos em perigosos e não perigosos. Os resíduos perigosos, por sua vez, são classificados em listados, característicos, universais e misturados. Os resíduos não perigosos são classificados em municipais e industriais.

Resíduos perigosos listados são conjuntos de resíduos específicos classificados pela EPA de modo a facilitar o controle e a proposição de medidas de mitigação. Os resíduos listados são de três tipos lista F, de efluentes de processos industriais comuns (solventes halogenados, soluções de eletrodeposição); lista K, de indústrias específicas (lama de purificação de salmoura de processos

de produção de cloro com células eletroquímicas de mercúrio); lista P, de resíduos de produtos químicos muito perigosos (cianeto de potássio, óxido de arsênio); lista U, de produtos químicos tóxicos (DDT, xileno, tetracloreto de carbono). Resíduos perigosos característicos são resíduos perigosos não listados, mas que exibem ignibilidade, corrosividade, reatividade ou toxicidade. Resíduos perigosos universais são baterias, pesticidas, equipamentos contendo mercúrio e bulbos fluorescentes de lâmpadas (BOUIS et al., 1999).

Resíduos municipais são resíduos sólidos domiciliares urbanos em geral, e resíduos industriais são compostos de uma ampla gama de materiais não perigosos que resultam da produção de bens e serviços. Em geral, são coletados por empresas particulares, sem interferência das prefeituras.

No Brasil, a Resolução número 5 de 1993 do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) classifica os resíduos sólidos em quatro grupos, A, B, C, e D.

Resíduos do grupo A são aqueles que apresentam risco potencial à saúde pública e ao meio ambiente devido à presença de agentes biológicos. Enquadram-se neste grupo, dentre outros: sangue e hemoderivados; animais usados em experimentação, bem como os materiais que tenham entrado em contato com eles; excreções e líquidos orgânicos; meios de cultura; tecidos, órgãos, fetos e peças anatômicas; filtros de gases aspirados de área contaminada; resíduos advindos de área de isolamento; restos alimentares de unidade de isolamento; resíduos de laboratórios de análises clínicas; resíduos de unidades de atendimento ambulatorial; resíduos de sanitários de unidade de internação e de enfermaria e animais mortos. Neste grupo incluem-se, ainda, os objetos perfurantes ou cortantes, capazes de causar punctura ou corte, tais como lâminas de barbear, bisturi, agulhas, escalpes, vidros quebrados etc., provenientes de estabelecimentos prestadores de serviços de saúde.

Os resíduos do grupo B apresentam risco potencial à saúde pública e ao meio ambiente devido às suas características químicas. Enquadram-se neste grupo, dentre outros: drogas quimioterápicas e produtos por ela contaminados; resíduos farmacêuticos (medicamentos vencidos, contaminados, interditados ou não utilizados); e demais produtos considerados perigosos, conforme classificação da NBR 10004 da ABNT (tóxicos, corrosivos, inflamáveis e reativos).

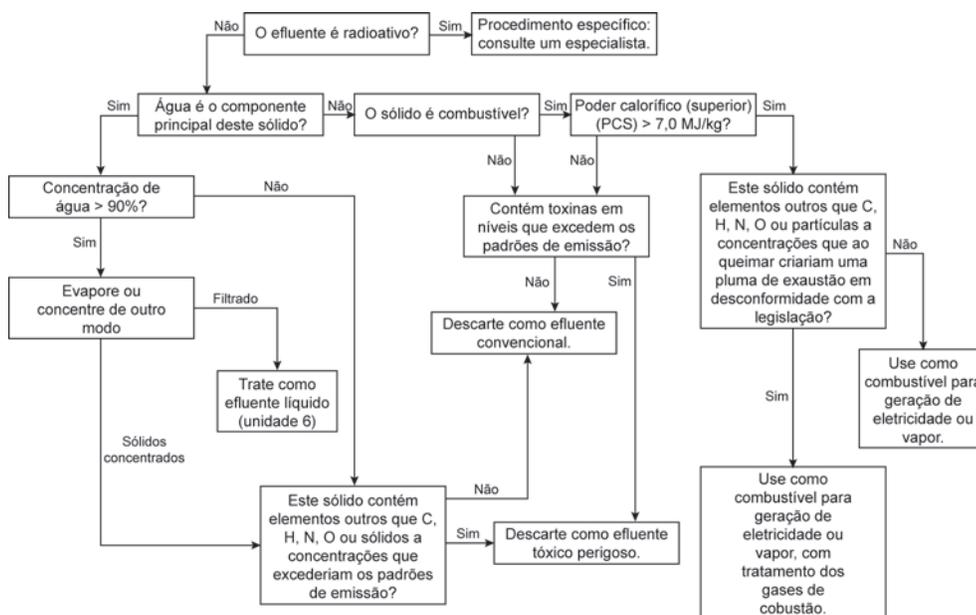
Resíduos do grupo C são rejeitos radioativos, entre os quais materiais radioativos ou contaminados com radionuclídeos, provenientes de laboratórios de análises clínicas, serviços de medicina nuclear e radioterapia, segundo Resolução CNEN 6.05.

Resíduos do grupo D são resíduos comuns, ou todos os demais que não se enquadram nos grupos descritos anteriormente.

## 7.4 A disposição de resíduos sólidos

A disposição de resíduos sólidos no Brasil pode ser o aterramento, a incineração e o coprocessamento. A árvore de decisões apresentada na figura 7.1 auxilia a definição da melhor alternativa de disposição.

Os aterros são divididos em classe I, IIA e IIB. O aterro classe I destina-se a resíduos industriais perigosos, que após pré-tratamento se tornam não reativos e não inflamáveis, com baixo teor de solventes, óleos ou água. Os pré-tratamentos possíveis incluem estabilização, solidificação, neutralização e encapsulamento de resíduos perigosos. No aterro classe I, podem ser dispostos resíduos como lodos de estação de tratamento de efluentes e galvânicos, borras de refinação e de tintas, cinzas de incineradores, entre outros. Os cuidados ambientais necessários para aterros classe I incluem o sistema de impermeabilização com argila e dupla membrana de PEAD, que protege o solo e os lençóis de água subterrâneos do contato com os resíduos e com o efluente gerado. Este ao ser captado pelo sistema de drenagem é encaminhado para tratamento. Além disso, a extensão da frente de serviço do aterro deve ser coberta por uma estrutura metálica móvel ou fixa que impeça a incidência de chuvas na área de operação.



**Figura 7.1** Árvore de decisões para as diferentes disposições possíveis do resíduo sólido (adaptado de ULRICH & VASUDEVAN, 2007).

O aterro classe IIA destina-se à disposição de resíduos industriais não perigosos e não inertes, e também para a disposição de resíduos domiciliares. Os aterros classe IIA devem possuir as seguintes características: impermeabilização

com argila e membrana de PEAD, sistema de drenagem e tratamento de efluentes líquidos e gasosos e completo programa de monitoramento ambiental.

O aterro classe IIB destina-se a resíduos inertes, que devido a essa característica dispensa a impermeabilização do solo. Esse tipo de aterro deve possuir sistema de drenagem de águas pluviais e um programa de monitoramento que acompanhe a movimentação, recalque e deformação do maciço de resíduos.

A incineração é um processo de destruição térmica realizado sob alta temperatura - 900 a 1200 °C, ou entre 300 e 500 °C quando catalisado com tempo de residência controlado. A incineração é utilizada para o tratamento de resíduos de alta periculosidade, ou que necessitam de destruição completa e segura. Durante a incineração, ocorre a decomposição térmica via oxidação à alta temperatura da parcela orgânica dos resíduos, que é convertida em uma fase gasosa e outra sólida, reduzindo o volume, o peso e as características de periculosidade dos resíduos. As escórias e cinzas resultantes devem ser dispostas em aterro adequado, e os gases oriundos da queima devem ser tratados e monitorados sob os seguintes parâmetros: vazão, temperatura, níveis de O<sub>2</sub>, CO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub> e materiais particulados. Os resíduos passíveis de incineração são: resíduos sólidos, pastosos, líquidos e gasosos; resíduos orgânicos clorados e não clorados (borra de tinta, defensivos agrícolas, borras oleosas, produtos farmacêuticos, resíduos de laboratório, resinas); resíduos inorgânicos contaminados com óleo, água contaminada com solventes; resíduos ambulatoriais do grupo B; solo contaminado.

O coprocessamento é a destruição térmica de resíduos em fornos de cimento. Em relação a outras técnicas de queima é uma solução pró-sustentabilidade, uma vez que envolve o aproveitamento energético do resíduo ou seu uso como matéria-prima na indústria cimenteira sem afetar a qualidade do produto final. Para isso, os resíduos de diferentes fontes podem ser previamente submetidos a um processo de mistura e homogeneização, assegurando o bom desempenho operacional e as características adequadas do produto final. Basicamente essa preparação prévia busca combinar resíduos de baixo poder calorífico com outros de poder calorífico mais alto, de modo a não afetar a queima dos fornos. O custo do coprocessamento é bastante dependente do poder calorífico do resíduo, pois quanto menor o poder calorífico, maior o custo.

A unidade 6 apresenta algumas correlações que permitem calcular o custo da incineração e do aterramento de resíduos sólidos, baseadas em práticas dos EUA. A tabela 7.1 apresenta alguns custos nacionais de 2012 para diferentes tipos de resíduos e disposições.

**Tabela 7.1** Custos típicos de disposição de resíduos sólidos no Brasil em 2012.

Equipamento	Resíduo	Destino	Custo transporte (R\$)	Unidade de cobrança	Custo destinação (R\$)	Unidade de cobrança
Contêiner	Orgânico	Aterro	45,00	Equipamento	45,00	Equipamento
Caçamba 5 m <sup>3</sup>	Entulho	Aterro	320,00	Equipamento	70,00	Tonelada
Caçamba 10 m <sup>3</sup>	Poda de árvores	Aterro	320,00	Equipamento	140,00	Tonelada
Caçamba 5 m <sup>3</sup>	Terra contaminada	Coprocessamento	1.600,00	Equipamento	800,00	Tonelada
Caçamba 30 m <sup>3</sup>	Classe 1	Incineração	2.300,00	Transporte resíduos perigosos	2,50	Kg
Caçamba 30 m <sup>3</sup>	Reciclável	Reciclagem	800,00	Equipamento	–	–
Caçamba Graneleira	Classe 1	Coprocessamento	2.300,00	Transporte resíduos perigosos	300 - 700	Tonelada
Caçamba 7 m <sup>3</sup>	Lodo	Aterro	800,00	Equipamento	140,00	Tonelada
Caçamba 10 m <sup>3</sup>	Lodo	Coprocessamento	1.600,00	Equipamento (caçamba)	750,00	Tonelada

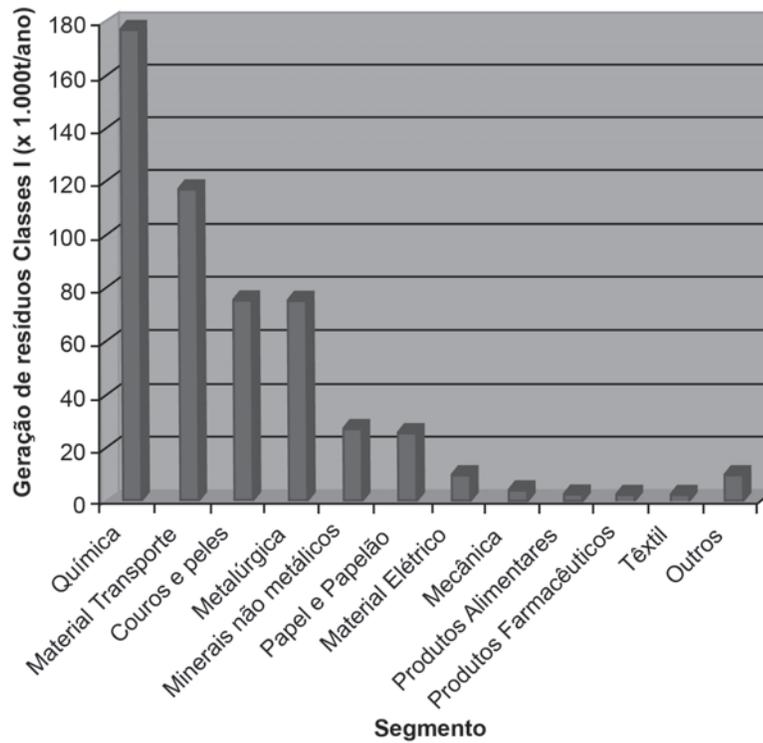
## 7.5 O gerenciamento de resíduos sólidos na indústria

Uma instalação industrial típica produz diferentes tipos de efluentes sólidos. O refeitório e os banheiros produzirão resíduos domésticos comuns passíveis de serem coletados e tratados pelo serviço municipal. O escritório produzirá muito resíduo reciclável, papel e plástico, e também resíduos de informática. O almoxarifado produzirá resíduo reciclável papel, plástico, madeira de pallets, e também embalagens de produtos químicos que podem ser caracterizadas como resíduo listado ou classificado. A fábrica produzirá resíduo industrial, e eventualmente até resíduo radioativo se utilizar medidores de processo baseados em radioisótopos (como alguns medidores de nível). A manutenção produzirá resíduo perigoso como estopa suja de óleo e graxa e lâmpadas fluorescentes.

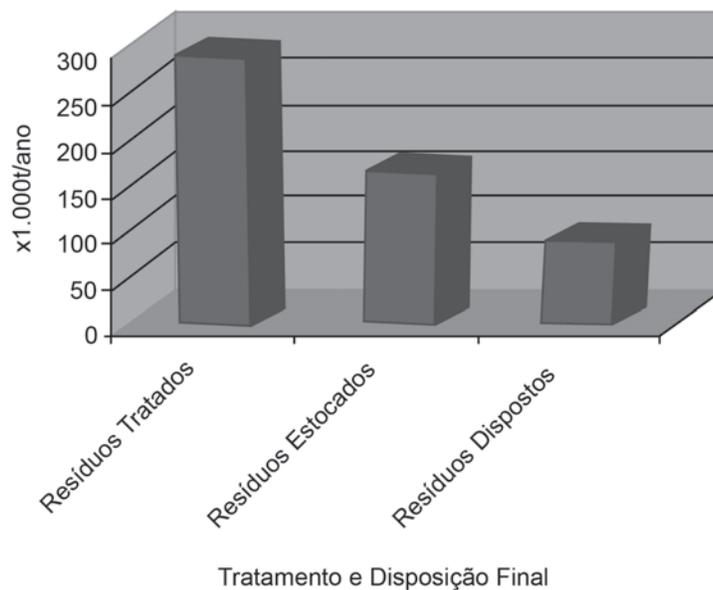
A coleta seletiva interna dos resíduos sólidos é uma medida ambientalmente correta e de impacto econômico positivo. O resíduo doméstico produzido tem custo de disposição muito baixo, eventualmente nulo, pois uma indústria localizada em área urbana tem seu lixo comum coletado com custo já incluído nos impostos municipais (IPTU). Os resíduos recicláveis podem ser vendidos e contribuir assim para o aumento da margem bruta da empresa. Resíduos perigosos e não perigosos têm custo de disposição consideravelmente diferentes, de modo que a separação é economicamente vantajosa. Alguns tipos de resíduos são produzidos em quantidades tão pequenas que podem acabar estocados indefinidamente na área da fábrica a um custo insignificante.

A CETESB faz desde 1988 o Inventário de Fontes Poluidoras no Estado de São Paulo. Os dados de 1996 apontaram que indústrias do Estado de São Paulo geraram por ano mais de 500 mil toneladas de resíduos sólidos perigosos, cerca

de 20 milhões de toneladas de resíduos sólidos não inertes e não perigosos, e acima de um milhão de toneladas de resíduos inertes. Os estudos revelaram, ainda, que 53% dos resíduos perigosos são tratados, 31% são armazenados e os 16% restantes são depositados no solo. A figura 7.2 mostra os maiores geradores de resíduos sólidos perigosos, e a figura 7.3 discrimina a disposição dos resíduos industriais perigosos em 1996 no estado de São Paulo.



**Figura 7.2** Maiores geradores de resíduos industriais perigosos (Classe I) no Estado de São Paulo em 1996 (fonte: CETESB).



**Figura 7.3** Tratamento e disposição final de resíduos industriais perigosos (Classe I) no Estado de São Paulo em 1996 (CETESB).

## 7.6 O dimensionamento de fornos de incineração

O poder calorífico do resíduo municipal (48005400 Btu/lb) é menor do que o de combustíveis tradicionais como madeira (54007200 Btu/lb), carvão (700015,000 Btu/lb), e derivados de petróleo (18,00024,000 Btu/lb), mas é suficiente para manter a combustão sem o uso de combustível suplementar. O poder calorífico é um parâmetro importante para o dimensionamento ou cotação de sistemas de combustão de resíduos sólidos porque cada sistema tem a capacidade de processar calor a uma certa taxa quanto maior a capacidade calorífica de uma unidade de massa de resíduo, menor a quantidade daquele resíduo que o equipamento pode processar. O teor de cinzas e umidade de resíduos municipais também é alto quando comparado a outros combustíveis. A maior parte das cinzas costuma estar contida nos objetos relativamente grandes que não são suspensos pelo gás de combustão (*flue gas*). A manipulação das cinzas é uma das maiores dificuldades na combustão de resíduos municipais que, pelo teor alto de cinzas e umidade, têm baixa densidade energética (energia contida por volume de resíduo). Por isso, os fornos de incineração de resíduos devem ser projetados para processar grandes volumes de material.

Existem dois tipos principais de incineradores de resíduos municipais, os de resíduos in natura e os de combustível derivado de resíduo (RDF). Os incineradores de resíduos in natura mais comuns queimam o resíduo como recebido, com um esforço mínimo no local para separar objetos que não queimam bem ou não queimam totalmente (por exemplo, itens volumosos, de grandes dimensões, tais como pneus, extratos de cama, cercas, e troncos de madeira são muitas vezes separados a mão para evitar problemas, mas as garrafas de vidro e metais em geral não são). Incineradores queimam de resíduos sólidos urbanos que tenham sido pré-processados e classificados (tanto no local do incinerador ou em instalações de processamento separado). Material não combustível e reciclável, tais como metais ferrosos, alumínio e vidro são separados mecanicamente e recolhidos para o processamento e futuras venda ou alienação. A porção combustível é convertida para um material mais uniforme, por meio de redução de partículas (geralmente pelotas de 4 a 6 polegadas). No entanto, a tecnologia RDF ainda está em fase de desenvolvimento. Ainda a maioria dos incineradores em construção é para resíduos in natura. Parte da razão para esta falta de desenvolvimento é a complexidade do processo de RDF, que continua a ser uma alternativa cara e intensiva em manutenção se comparado com incineradores de resíduos in natura. No Brasil, existe uma unidade de valorização de resíduo operada pela Estre Ambiental (ESTRE AMBIENTAL, 2012). O equipamento utiliza a força centrífuga para separar as frações úmida e seca do lixo. A fração úmida poderia ser encaminhada para um processo de digestão anaeróbica metanogênica

para produzir energia, ou ser encaminhada para o aterro. A fração seca passa por outras etapas de processamento que separam os resíduos metálicos (ferrosos e não ferrosos) da parte combustível (essencialmente plástico e papel). Os resíduos metálicos são encaminhados para reciclagem, e a parte combustível é processada para produzir pellets para utilização em caldeiras industriais como combustível.

Se a planta é sobredimensionada (isto é, se a quantidade de resíduo sólido urbano disponível para a queima é menor do que aquilo que foi concebido para a planta processar), ela pode não operar o tempo todo. Cada partida e desligamento provocam condições de queima instáveis, resultando em uma eficiência global reduzida. Tais condições de operação instáveis (estado transiente) aumentam a geração de combustão incompleta e material particulado. Mais importante ainda, uma planta que é grande demais para a quantidade de resíduos disponíveis para queimar tem maior custo por tonelada processada.

Se um incinerador está subdimensionado (isto é, mais resíduo sólido urbano está disponível para ser queimado do que o previsto inicialmente), resíduo demais pode ser carregado para dentro da fornalha. A sobrecarga, um incinerador pode resultar em aumento da geração de combustão incompleta, bem como um aumento do volume de matéria não queimada e cinzas. Além disso, um incinerador subdimensionado que não está sobrecarregado exige gastos adicionais com formas alternativas de eliminação e reciclagem de resíduos.

As zonas de combustão em um incinerador de lixo são vulgarmente referidas como fornos. Vários projetos comuns estão atualmente em uso: fornos de câmara única, fornos de câmara dupla, fornos de múltiplas câmaras, combustores rotativos e combustores de leito fluidizado. A configuração mais comum inclui o forno retangular, a fornalha multicelular, o forno vertical circular, o forno retangular combinado, e forno rotativo. Fornos podem também ser distinguidos de acordo com o tipo de grelhas utilizadas.

Como todos os grandes incineradores modernos são contínuos, discutiremos apenas sistemas contínuos. Duas classes de fornos de alimentação contínua são usadas atualmente: fornos revestidos com refratários e de parede de água. Este último recupera o calor residual, bem como reduz o volume de resíduos, enquanto fornos refratários são geralmente projetados para redução de volume. Fornos de parede de água têm tubos cheios de água em vez de material refratário que reveste as câmaras de combustão. Como a queima de lixo transfere o calor através das paredes da água dos tubos, estes tubos formam uma parede fria que está em contato com a chama e com o gás quente. Estas paredes frias evitam a acumulação de escória no lado da câmara de combustão e produzem vapor.

As seguintes diretrizes gerais garantem a boa combustão:

- A grelha deve ser coberta com combustível (uma profundidade uniforme de lixo) em toda a sua largura. A profundidade em qualquer localização na grelha deve ser consistente com o ar que pode ser entregue para a combustão naquele ponto.
- O incinerador deve incluir um sistema de distribuição de ar que reparte o ar de acordo com a taxa de queima de resíduos ao longo de todo o comprimento e largura da grelha.
- Ar sob a chama deve ser introduzido com cuidado. Dependendo da tecnologia, ele pode ser concentrado em uma pequena área ou propagado sobre uma grande área. Zonas de alta pressão do ar e efeitos de maçarico devem ser eliminados.
- Explosões de ar em uma seção do leito de combustível evitam até mesmo a mistura de ar na queima de lixo em outras áreas.
- O ar deve ser introduzido no resíduo em chamas tanto acima como abaixo do leito de combustão. Oxigênio fornecido por meio do sistema de sobreadustão ajuda a completar a combustão de quaisquer hidrocarbonetos (e partículas) não oxidados perto do leito de combustível.
- Degraus devem ser colocados para evitar a acumulação de escória no interior da fornalha. Escória pode danificar o sistema de caldeira e também resulta na combustão pobre, impedindo a mistura de ar adequada no leito de combustível.
- Gases gerados no processo de incineração devem experimentar máxima mistura para permitir que oxigênio atinja quaisquer partículas não queimadas e para fornecer um tempo de residência máximo para os gases antes de estes serem lançados na atmosfera.
- A temperatura do gás de combustão deve ser igual ou superior a 870° C cerca de um segundo depois de sair da chama.

A velocidade de combustão horária (Fa) varia de 60 a 90 libras de resíduo sólido urbano por pé quadrado de área de grelha. Uma taxa horária de 60 lb/ft<sup>2</sup> reduz a manutenção do refratário e fornece uma margem de segurança. Nos fornos de queima de carvão, as grelhas são geralmente cobertas com uma profundidade de 6 polegadas, que corresponde a uma carga de carvão por hora, de 30 a 40 lb/ft<sup>2</sup>. Os valores de aquecimento e as densidades de resíduo sólido urbano não compactado são menos de metade daquele. Assim, as mesmas densidades de queima (numa base de Btu) produzidas por carvão podem ser produzidas por

resíduo sólido urbano, quando este é fornecido a uma taxa horária de 60 lb/ft<sup>2</sup> e cobre a grelha para com profundidade de 3 a 4 pés.

A capacidade do forno de queima é uma função da sua área de grelha e volume. O volume do forno é geralmente determinado com base em uma liberação de calor horária de 20.000 Btu/ft<sup>3</sup>. Se a taxa de liberação horária é 20.000 Btu/ft<sup>3</sup> e o valor de aquecimento do resíduo é de 5000 Btu/lb, a taxa de queima horária é 4 lb/ft<sup>3</sup> do volume de forno. Uma base de concepção típica é o de proporcionar 30-35 pés cúbicos de volume de forno para cada tonelada diária da capacidade de incinerador.

O requisito básico de qualquer sistema de combustão é uma quantidade suficiente de ar para oxidar completamente o material de alimentação. A tabela 7.1 indica as quantidades estequiométricas necessárias, mas em geral a maior parte dos incineradores requer de 80 a 100% de excesso de ar para queimar todos os orgânicos do resíduo.

**Tabela 7.1** Quantidades de oxigênio recomendadas para incineradores.

Componente elementar do resíduo	Requisito de oxigênio estequiométrico	Rendimento do produto de combustão
C	2,67 lb/lb C	3,67 CO <sub>2</sub> /lb C
H <sub>2</sub>	8,0 lb/lb H <sub>2</sub>	9,0 lb H <sub>2</sub> O/lb H <sub>2</sub>
O <sub>2</sub>	-1,0 lb/lb O <sub>2</sub>	-
Cl <sub>2</sub>	-0,23 lb/lb Cl <sub>2</sub>	1,03 lb HCl/lb Cl <sub>2</sub> -0,25 lbH <sub>2</sub> O/lb Cl <sub>2</sub>
F <sub>2</sub>	-0,42 lb/lb F <sub>2</sub>	1,05 lb HF/lb F <sub>2</sub> -0,47 lb H <sub>2</sub> O/lb F <sub>2</sub>
Br <sub>2</sub>	-	1,0 lb Br <sub>2</sub> /lb Br <sub>2</sub>
I <sub>2</sub>	-	1,0 lb I <sub>2</sub> /lb I <sub>2</sub>
S	1,0 lb/lb S	2 lb SO <sub>2</sub> /lb S
P	1,29 lb/lb P	2,29 lb P <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /lb P
N <sub>2</sub> do ar	-	3,31 lb N <sub>2</sub> /lb O <sub>2</sub> estequiométrico
Requisito de ar estequiométrico	-	4,31 lb ar/lb O <sub>2</sub> estequiométrico

# **UNIDADE 8**

Avaliação econômica preliminar



## 8.1 Primeiras palavras

Nesta última unidade, entraremos em contato com algumas ferramentas de avaliação econômica que permitem fazer uma avaliação preliminar dos custos de implantação e operação do projeto. Em um projeto que tenha uma margem bruta positiva, é possível estimar a viabilidade econômica do retorno do investimento.

## 8.2 Problematizando o tema

Existem cinco maneiras de estimar o custo de implantação de um processo industrial:

1. Estimativa de ordem de grandeza (estimativa de razão) baseada em dados de custo similares anteriores; provável acurácia de estimativa mais de 30% (entre 30 e 40%).
2. Estimativa de estudo (estimativa de fatores) baseada no conhecimento da maioria dos itens de equipamentos; provável acurácia até 30% (entre 20 e 30%).
3. Estimativa preliminar (estimativa de autorização de orçamento; estimativa de escopo) baseada em dados suficientes para permitir orçamento; provável acurácia da ordem de 20%.
4. Estimativa definitiva (estimativa de controle de projeto) baseada em dados quase completas, mas anterior ao fim dos desenhos e especificações; provável acurácia da ordem de 10%.
5. Estimativa detalhada (estimativa de contratação) baseada nos desenhos de engenharia completos, especificações e visitas a sites similares; provável acurácia de 5%.

Dessas cinco maneiras de estimativas de custos de projetos, podemos concluir duas coisas: a primeira é que em nível acadêmico, ou seja, em cursos de projetos de processos e em trabalhos científicos a melhor estimativa possível é baseada em fatores, e carrega um erro intrínseco de cerca de 30%; a segunda conclusão possível é que mesmo uma estimativa detalhada carrega um erro de 5%, o que pode significar um montante apreciável de recursos financeiros, dado que comumente processos industriais têm custos da ordem de algumas dezenas de milhões de dólares.

Outro aspecto que deve ser enfatizado a esta altura é que projetos de sistemas de mitigação de impacto ambiental raramente têm margem bruta positiva, ou seja, raramente se espera obter lucro mediante a venda de um produto ou bem. O mais comum é que um projeto de um sistema de mitigação de impacto ambiental seja uma restrição ou uma condição necessária a implantação de outra atividade que se espera lucrativa. Por exemplo, uma mineradora deve manter uma reserva ambiental com área pré-determinada, ou uma hidrelétrica deve propiciar uma maneira de os peixes passarem de um lado a outro da represa e monitorar a eficácia do sistema adotado.

Assim, em geral, o produto econômico de um projeto de um sistema de mitigação de impacto ambiental é um custo a ser repassado a uma empresa ou a sociedade e, portanto, a avaliação de viabilidade econômica se faz pela escolha da alternativa tecnicamente viável que imponha os menores custos. Contudo existem sistemas de mitigação de impacto ambiental que geram lucro financeiro, como créditos de carbono, por exemplo. Portanto, nesta unidade estudaremos também algumas ferramentas de avaliação de retorno econômico de investimento como taxa de retorno e valor presente líquido.

### **8.3 Custos envolvidos na implantação de um projeto industrial**

Os custos de qualquer empreendimento comercial ou industrial dividem-se em custos fixos e custos variáveis. Como os nomes sugerem, custos fixos são aqueles que incidem sobre o negócio independentemente da quantidade de bens, produtos ou serviços produzidos, enquanto que custos variáveis são aqueles que mudam com a quantidade produzida. Exemplos de custos fixos são o aluguel do prédio ou terreno em que se localiza o negócio, limpeza e conservação, depreciação das máquinas da produção, aluguéis de equipamentos, salários da administração, segurança e vigilância. São custos variáveis matéria-prima, insumos diretos, embalagens, comissão de vendas, impostos diretos de venda (ICMS, ISS, PIS, CONFINS, IPI, contribuição social sobre o lucro líquido), fretes de vendas. Alguns custos são semi-fixos, ou semi-variáveis, como conta de água, de eletricidade e telefone, pois normalmente essas contas têm uma parcela fixa. Mão de obra na indústria pode ser considerada uma despesa fixa, uma vez que costuma ser especializada (portanto de difícil substituição) e associada à capacidade instalada. No setor de serviços, a mão de obra pode ser considerada variável, pois costuma ser pouco especializada e varia com o volume de vendas.

Outra maneira de classificar os custos é em custos de instalação e custos de operação. Os custos de instalação incluem o custo de capital fixo, custo do

terreno e outros custos não depreciáveis. Custos de operação incluem os custos de capital de giro – matéria-prima para a partida da planta; inventário de matéria-prima, intermediários; e produtos finais; custo de manipulação e transporte de materiais de e para os pontos de venda; custo de controle de inventário, armazenagem, seguros; realizar contas a receber (ou seja, crédito concedido aos clientes) menos contas a pagar (ou seja, crédito concedido pelos fornecedores); dinheiro para pagar as despesas durante a partida; dinheiro para emergências; caixa adicional para operar o processo os custos trabalhistas (salários e encargos), os custos de manutenção, e de utilidades.

Sobre os custos de capital fixo pode incidir a depreciação. O termo *depreciação* é usado em vários contextos diferentes. Os mais comuns são:

1. A provisão para imposto;
2. Um custo de operação;
3. Um meio de construção de um fundo para financiar a substituição de plantas;
4. A medida da perda de valor.

No primeiro caso, a renda anual tributável é reduzida em uma taxa anual de depreciação ou de um subsídio que tem o efeito de reduzir o montante anual do imposto a pagar. O custo de depreciação anual é meramente uma transação de livro-caixa e não envolve qualquer gasto de dinheiro. O método de determinação da taxa de depreciação anual deve ser aprovado pela autoridade fiscal competente.

No segundo caso, a depreciação é considerada como um custo de fabricação da mesma maneira como o custo do trabalho ou das matérias primas. No entanto, é mais difícil estimar um custo de amortização por unidade de produto que para fazê-lo para os custos de mão de obra ou de matérias primas. Nos métodos de medição de rentabilidade valor líquido presente (NPV) e taxa de retorno de fluxo de caixa descontado (DCFRR), a depreciação, como um custo de operação, é implicitamente contabilizada. (NPV) e (DCFRR) dão medidas de retorno depois que um projeto ter gerado renda suficiente para pagar, entre outras coisas, o investimento inicial e quaisquer encargos de juros que o dinheiro investido de outra forma teria trazido para a empresa.

No terceiro caso, a depreciação é considerada um meio para proporcionar a substituição da planta. Nas indústrias de processos químicos modernos que mudam rapidamente, muitas das plantas nunca serão substituídas, porque os processos ou produtos tornaram-se obsoletos durante a sua vida útil. A administração deve ser livre para investir nos projetos mais rentáveis disponíveis, e a

criação de fundos para fins especiais pode dificultar isso. No entanto, é desejável para designar uma parte dos rendimentos retidos a título de fundo, a fim de financiar novos projetos de capital. Estes provavelmente diferirão substancialmente dos projetos que originalmente geraram a renda.

No quarto caso, uma planta ou uma peça de equipamento tem uma vida útil limitada. A principal razão para a diminuição do valor é a diminuição da vida futura e a conseqüente diminuição do número de anos que a renda vai ser conquistada. No fim da sua vida, o equipamento pode valer nada, ou pode ter um valor de resgate ou de sucata  $S$ . Assim, um custo de capital fixo  $C_{FC}$  deprecia no valor durante a sua vida útil de  $s$  anos por uma quantidade que é igual a  $(C_{FC} - S)$ . A vida útil é tomada a partir da partida da instalação. Com base na depreciação em linha reta, a quantidade média anual de depreciação  $A_d$  ao longo de um tempo de vida de  $s$  anos é dada por  $A_d = (C_{FC} - S)/s$ .

## 8.4 Estimativa de custo de capital fixo

O custo de investimento de capital fixo é obviamente um item essencial que deve ser previsto antes de uma decisão de investimento. Baseados nos nossos propósitos, vamos estudar as metodologias de estimativa de ordem de grandeza (estimativa de razão), e estimativa de estudo (estimativa de fatores).

A estimativa de ordem de grandeza, ou de razão, utiliza uma compilação de dados históricos de custos de instalação de plantas químicas de diferentes capacidades, de modo que a partir de uma dada capacidade de produção que corresponda a um dado custo de investimento de capital fixo, é possível estimar os custos de capital fixo de outras capacidades utilizando a formula seguinte:

$$\text{custo planta a} = \text{custo planta b} \cdot \left( \frac{\text{capacidade a}}{\text{capacidade b}} \right)^n$$

**Tabela 8.1** Dados de custo de capital para plantas industriais.

Produto	Tamanho, 1000 t/ano	Custo, milhões US\$ (ano 2000)	Expoente <sup>1</sup>
Acetaldeído	50	13,7	0,7
Acetona	100	35	0,45
Ácido acético	10	6,6	0,68
Ácido fluorídrico	10	8,8	0,68
Ácido fosfórico	5	3,3	0,6
Ácido nítrico (concentrado)	100	6,6	0,6
Ácido sulfúrico	100	3,3	0,65
Acrilonitrila	272,2	151	-
Amônia	100	26	0,7
Andrido maleico	45,4	47,6	-
Anidrido ftálico	181,5	154,6	-
Butanol	50	44	0,4
Cloreto de vinila	453,7	182,4	-
Cloro	50	31	0,45
Diisocianoto de tolueno	11,3	25,5	-
Enxofre	13,6	11	-
Estireno	453,7	112,5	-
Etanol	37,2	11,6	-
Etileno	50	14,4	0,83
Formaldeído (37%)	10	17,7	0,55
Glicol	5	16,6	0,75
Melamina	63,5	153	-
Metanol	60	14,4	0,6
Nitrato de amônia	100	6	0,65
Óxido de eteno	50	55	0,78
Peróxido de hidrogênio	181,5	163,4	-
Policloreto de vinila	181,5	122	-
Polietileno (PEAD)	5	17,7	0,65
Polipropileno	18,1	59,8	-
Propileno	10	3,3	0,7
P-Xileno	18,1	19,6	-
Ureia	60	8,8	0,7

<sup>1</sup>Os produtos que não têm expoente, recomenda-se o uso do expoente igual a 0,7.

Plantas construídas em novos *sites* sem nenhuma outra fábrica já instalada (*green-field site*) custam cerca de 30 a 40 por cento a mais, enquanto que ampliações de plantas já existentes custam cerca de 20 a 30 por cento a menos do que os valores dados na tabela 8.1.

**Exemplo 8.1:** Calcule o custo aproximado de instalação de uma fábrica de amônia com capacidade de produção de 350 mil toneladas por ano.

Segundo a tabela 8.1, uma planta de amônia de 100 mil toneladas anuais custava no ano 2000 US\$ 26 milhões e o expoente de extrapolação é 0,7. Portanto, uma fábrica de amônia com capacidade de 350 mil t/ano custaria em 2000:

$$\text{Custo} = \text{US\$ } 26 \text{ mi} \cdot \left(\frac{350}{100}\right)^{0,7} = \text{US\$ } 62,5 \text{ mi}$$

Ou seja, a planta custaria em 2000 US\$ 62 milhões. Para atualizar esta estimativa, é possível usar o CEPCI fornecido na unidade 5 (Tabela 5.2):

$$\text{Custo } 2011 = \text{Custo } 2000 \cdot \left(\frac{\text{CEPCI } 2011}{\text{CEPCI } 2000}\right) = \text{US\$ } 62,5 \text{ mi} \cdot \left(\frac{585,7}{394,1}\right) = \text{US\$ } 92,9 \text{ mi}$$

Ou seja, a planta de amônia em 2011 custaria US\$ 92,9 milhões para ser construída.

Contudo, há ainda a diferença de custos referente ao local de construção da fábrica. Todas essas estimativas são baseadas nos custos dos EUA. Para transpor esses valores para outros países é necessário usar algum índice de paridade cambial, além da diferença de câmbio para obter os custos na moeda local. Holland & Wilkinson (1999) disponibilizaram dados de 1993:

**Tabela 8.2** Fatores de localização para plantas químicas similares.

Localização	Fator (EUA = 1,0)
Austrália	1,04
Áustria	0,85
Bélgica	0,70
Canadá	1,14
África central	1,51
América central	1,20
França	0,73
Alemanha	0,80
Japão	1,46
África do Sul	0,90
América do sul	1,36
Reino Unido	0,76

Um índice de paridade cambial bastante conhecido é o Índice Big-Mac publicado pela revista The Economist (Tabela 8.3).

**Tabela 8.3** Índice Big Mac 2012.

País	Preço do Big Mac na moeda local	Preço do Big Mac em dólares	PPP implícita do dólar	Taxa de câmbio em 11/02/2012	Valorização em relação ao dólar
EUA	\$ 4,20	4,20	-	-	-
Argentina	Peso 20,0	4,64	4,77	4,31	10
Austrália	A\$ 4,80	4,94	1,14	0,97	18
Brasil	Real 10,25	5,68	2,44	1,81	35
Inglaterra	£2,49	3,82	1,69	1,54	-9
Canadá	C\$4,73	4,63	1,13	1,02	10
Chile	Peso 2,050	4,05	4,88	5,06	-3
China	Yuan 15,4	2,44	3,67	6,32	-42
Colômbia	Peso 8,400	4,54	2,00	1,85	8
Costa Rica	Colones 2,050	4,02	4,88	0,51	-4
República Tcheca	Koruna 70,22	3,45	16,73	20,40	-18
Dinamarca	DK 31,5	5,37	7,50	5,86	28
Egito	Pound 15,5	2,57	3,69	6,04	-39
Zona do Euro	Euro 3,49	4,43	1,20	1,27	6
Hong Kong	HK\$ 16,5	2,12	3,93	7,77	-49
Hungria	Forint 645	2,63	153,67	246,00	-37
Índia (Maharaja Mac)	Rúpia 84	1,62	20,01	51,90	-61
Indonésia	Rúpia 22,534	2,46	5,37	9,16	-41
Israel	Shekel 15,9	4,13	3,79	3,85	-2
Japão	Yen 320	4,16	76,24	76,90	-1
México	Peso 37	2,70	8,82	13,68	-36
Noruega	Coroa 41	6,79	9,77	6,04	62
Peru	Sol 10,0	3,71	2,38	2,69	-12
Rússia	Rublo 81,0	2,55	19,30	31,80	-39
Suíça	Franco 6,50	6,81	1,55	0,96	62
Turquia	Lira 6,60	3,54	1,57	1,86	-16

**Exemplo 8.2:** Considere a fábrica de amônia do exemplo 8.1 e calcule o seu preço no Brasil usando o índice Big Mac.

O índice de paridade cambial a partir de preço do Big Mac é 2,44, o que significa que a fábrica de amônia de 92,9 milhões de dólares custaria no Brasil  $92,9 \times 2,44$ , ou R\$ 226,7 milhões.

Outra maneira de calcular o custo de capital fixo é utilizar os fatores de Lang que multiplicam os custos dos equipamentos principais do processo de modo a obter o custo total da instalação. A tabela 8.4 apresenta fatores típicos.

Aqui surge a necessidade de um cálculo prévio, que é o dimensionamento dos equipamentos principais, a partir do qual é possível fazer a estimativa de custos. Nas unidades 5, 6 e 7, foram apresentadas algumas metodologias de dimensionamento de equipamentos associados ao controle de poluição. A tabela 8.5 apresenta as variáveis associadas ao dimensionamento de alguns equipamentos típicos da indústria de processos químicos.

**Tabela 8.4** Fatores de Lang típicos para estimativa de custo de capital fixo.

	Fator total
Equipamento entregue	1,00
Instalação	0,09
Instrumentos instalados	0,13
Tubulação	0,29
Fundações e estruturas metálicas	0,18
Pintura e isolamento térmico	0,11
Estrutura elétrica	0,18
Prédios do limite de bateria	0,21
Preparação do site (terraplanagem, escavação)	0,08
Despesas auxiliares	0,55
Custo da planta física	2,82
Engenharia	0,31
Despesas de campo	0,43
Custos diretos da planta	3,56
Honorários de empreiteiros	0,17
Contingência	0,39
Custo de capital fixo	4,12

**Exemplo 8.3:** Calcule os custos de instalação de uma fábrica, cujo somatório dos custos dos equipamentos principais é R\$ 5,8 milhões.

A tabela 8.4 sugere que o custo total de instalação de uma fábrica é 4,12 vezes o custo dos equipamentos principais. Assim, se estes custarem R\$ 5,8 milhões, o custo total de instalação será  $4,12 \times 5,8$ , ou R\$ 23,9 milhões.

**Tabela 8.5** Variáveis de dimensionamento de equipamentos típicos da indústria.

Equipamento	Dimensões
Tanque	Volume (tempo de residência); altura e diâmetro; forma; aquecimento (?); agitação (?)
Filtro	Tipo (placas, disco, cartucho, tambor, areia...); área
Trocador de Calor	Tipo (casco e tubos, placas...); área
Caldeira	Combustível, capacidade (t vapor/h); P/T
Centrífuga	Tipo ( <i>decanter</i> , cesto...); diâmetro/rotação/capacidade
Cristalizador	Configuração (circulação forçada, DTB...), volume (t)
Reator	Configuração (agitado, encamisado, serpentina, trocador externo, tubular), volume (t)
Agitador	Tipo de impelidor (naval, turbina, <i>pitched blade</i> ...); potência
Secador	Tipo (spray, leito...); área
Bomba	Tipo (centrífuga, engrenagem...); altura manométrica; vazão; selo/gaxeta
Coluna	Diâmetro; altura; enchimento/prato; evaporador/condensador

Como, a partir do dimensionamento, estimar o custo do equipamento? Algumas referências desta unidade (HOLLAND & WILKINSON, 1999; PETERS & TIMMERHAUS, 1999) têm pares capacidade-custo que podem ser extrapoladas pela equação:

$$\text{custo equipamento a} = \text{custo equipamento b} \cdot \left( \frac{\text{capacidade a}}{\text{capacidade b}} \right)^n$$

em que  $n$  é o expoente característico de cada equipamento. Contudo se o expoente  $n$  não for conhecido pode-se usar 0,6 como fator de escalonamento.

Contudo, há alternativas mais simples. O site <http://www.matche.com/EquipCost/index.htm> disponibiliza o custo nos EUA (em dólares) de 275 tipos de equipamentos, incluindo, ciclones, precipitadores eletrostáticos, lavadores Venturi e incineradores. Os custos são de 2007 e podem ser atualizados com o índice de custo de plantas de engenharia química (CEPCI) e nacionalizados com o índice Big Mac. O site do livro de Peters & Timmerhaus (1999), <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>, também permite o cálculo do custo de equipamentos a partir das dimensões. Os valores deste último site são de 2002 (CEPCI 390.4).

**Exemplo 8.4:** O site [www.matche.com](http://www.matche.com) (acesso em 30 de maio de 2012) indica que um incinerador do tipo forno rotativo para resíduos não perigosos com uma carga de 10 milhões de BTU por hora custava em 2007 US\$ 1.987.000,00. Qual o custo de instalação de um sistema de incineração equivalente no Brasil?

$$\text{custo no Brasil} = \text{US\$ } 1.987.000,00 \cdot \left( \frac{585,7}{525,4} \right) \cdot 2,44 = \text{R\$ } 5.404.716,00$$

## 8.5 Estimativa dos custos operacionais

Os custos operacionais, especificamente o custo das matérias primas, o custo da mão de obra e o custo das utilidades são os mais difíceis de serem estimados.

Algumas substâncias têm cotação atualizada diariamente disponibilizada na internet, como os metais; outras são mais difíceis de obter. A fonte mais simples e acessível é a busca na internet. O cuidado a ser tomado é não utilizar preços de reagentes de laboratório que são muito mais caros do que reagentes industriais.

Os salários médios pagos por função dependem do tamanho e da localização da empresa. Há ainda os custos trabalhistas que devem ser considerados; novamente, há alguns sites que disponibilizam esses cálculos. Por exemplo, no site <http://www.rhportal.com.br/encargosresp.php> (acesso em 30 de maio de 2012) é possível calcular o custo para a empresa a partir de um salário bruto. Considerando um salário bruto de R\$ 1.000,00 por mês, tem-se:

Salário: R\$1.000,00

Vale Transporte: R\$300,00

Vale Refeição: R\$300,00

### ENCARGOS TRABALHISTAS

Férias: R\$111,10

13º. Salário: R\$83,30

FGTS: R\$85,00

Multa Recisão: R\$85,00

INSS: R\$288,00

Entidades: R\$15,00

Salário Educação: R\$25,00

Seguro: R\$0,00

### DESCONTOS

Desconto INSS: R\$11,00

Desconto VT: R\$60,00

Desconto Vale Refeição: R\$60,00

SALÁRIO LÍQUIDO: R\$869,00 (recebido pelo funcionário) + Vale Transporte + Vale Refeição

## 8.6 Custo Total para a empresa: R\$2.136,40 por mês

Holland & Wilkinson sugerem uma expressão para a estimativa do número de horas de trabalho necessárias em uma fábrica:

$$\log_{10} Y = 0.783 \log_{10} c + 1.252 + B$$

em que Y são as horas de trabalho por tonelada por etapa de processamento; c é a capacidade da planta em toneladas por dia; e B é uma constante que vale 0,132 para processos em batelada, 0 para plantas de processamento médias, e -0,167 para plantas grandes muito automatizadas processando predominantemente fluidos.

Os custos de utilidades também têm variação local, dependem do combustível usado e da quantidade usada. Peters & Timmerhaus (1999) sugerem valores típicos para os EUA, corrigidos para o ano de 2002.

**Tabela 8.6** Custo de utilidades nos EUA em 2002.

Utilidade	Custo unitário padrão	Unidade de custo padrão
<b>Ar, comprimido</b>		
Ar de processo	0,45	\$/100m <sup>3</sup> #
Ar de instrumento	0,90	\$/100m <sup>3</sup> #
<b>Eletricidade</b>		
Comprada, média EUA	0,045	\$/kWh
Autogeração	0,05	\$/kWh
<b>Combustível</b>		
Carvão	1,66	\$/GJ
Óleo combustível	3,30	\$/GJ
Gás natural	3,00	\$/GJ
Gás manufacturado	12,00	\$/GJ
<b>Refrigeração, à temperatura de</b>		
15 °C	4,00	\$/GJ
5 °C	5,00	\$/GJ
-20 °C	8,00	\$/GJ
-50 °C	14,00	\$/GJ
<b>Vapor saturado</b>		
3550 kPa	8,00	\$/1000 kg
790 kPa	6,00	\$/1000 kg
Exhaust (150 kPa)	2,00	\$/1000 kg

Continuação...

<b>Água residual</b>		
Descarte	0,53	\$/m <sup>3</sup>
Tratamento	0,53	\$/m <sup>3</sup>
<b>Disposição de resíduo</b>		
Perigoso	145,00	\$/1000 kg
Não perigoso	36,00	\$/1000 kg
<b>Água</b>		
Resfriamento	0,08	\$/ m <sup>3</sup>
<b>Processo</b>		
Geral	0,53	\$/m <sup>3</sup>
Destilada	0,90	\$/m <sup>3</sup>

Os outros custos variáveis são calculados como frações dos outros custos:

Manutenção e reparo	6% do custo de capital fixo
Suprimentos de operação	15% da manutenção
Encargos de laboratório	15% do custo de trabalho operacional
Royalties	1% do custo variável
Impostos	2% do custo de capital fixo
Seguros	1% do custo de capital fixo
Depreciação	calculado separadamente
Despesas gerais	60% do custo de trabalho operacional e da manutenção
Administração	20% do custo de trabalho operacional e da manutenção
Distribuição e vendas	5% do custo variável
Pesquisa e desenvolvimento	4% do custo variável

## 8.7 Avaliação de viabilidade econômica

As maneiras mais simples de avaliar a viabilidade econômica de um empreendimento são a taxa de retorno e o tempo de retorno do investimento. A taxa de retorno é a razão entre o lucro anual e o capital investido:

$$\text{Taxa de retorno, TR(\%)} = 100 \cdot \frac{\text{lucro anual}}{\text{capital investido}} = 100 \cdot \frac{\text{faturamento} - \text{custo de produção}}{\text{capital investido}}$$

O tempo de retorno do investimento é o inverso da taxa de retorno:

$$\text{Tempo de retorno, anos} = \frac{\text{capital investido}}{\text{lucro anual}} = \frac{\text{capital investido}}{\text{faturamento} - \text{custo de produção}}$$

Empresas com ações em bolsa devem ter taxas de retorno acima de 12%, preferencialmente em torno de 15% para satisfazer investidores. Contudo, indústrias de base como mineradoras e petroquímicas têm taxas de retorno bem menores, da ordem de 5%.



## Referências

- ALMEIDA, A. D. *Panorama da Compensação Ambiental no Setor de Petróleo e Gás: Um Estudo de Caso na Bacia Potiguar*, Projeto de Graduação, Escola Politécnica da UFRJ, 2011.
- ALTWICKER, E. R.; CANTER, L. W.; CHA, S. S.; CHUANG, K. T.; LIU, D. H. F.; RAMACHANDRAN, G.; RAUFER, R. K.; REIST, P. C.; SANGER, A. R.; TURK, A.; WAGNER, C. P.; Air Pollution. In: *Environmental Engineers' Handbook*, edited by David H.F. Liu and Béla G. Lipták, CRC Press LLC, 1999.
- AZZONI, C. R. ISAI, J. Y. *Estimating the costs of environmental protection in Brazil*, *Ecological Economics*, 11, p. 127-133, 1994.
- BAILIE, R. C., EVERETT, J. W., LIPTÁK, B. G., LIU, D. H. F., RUGG, F. M., SWITZENBAUM, M. S., Solid Waste, in: *Environmental Engineers' Handbook*. Edited by David H.F. Liu and Béla G. Lipták, CRC Press LLC, 1999.
- BEACHLER, D. S.; JOSEPH, J.; POMPELIA, M. *Fabric Filter Operation Review*, 1995. disponível em: <www.epa.gov>. Acesso em: 20 jun. 2012.
- \_\_\_\_\_; JOSEPH, G. T. *Scrubber Systems Operation Review*, 1998. Disponível em: <www.epa.gov>. Acesso em: 20 jun. 2012.
- \_\_\_\_\_. *Electrostatic Precipitator Plan Review*, 1998. Disponível em: <www.epa.gov>. Acesso em: 20 jun. 2012.
- BC Ministry of Environment. 2010. Towards an Environmental Mitigation and Offsetting Policy for British Columbia: A Discussion Paper. BC Ministry of Environment; Victoria, B.C., draft for consultation. Disponível em: <http://www.env.gov.bc.ca/emop/>. Acesso em: 03 mai. 2012.
- BEACHLER, D. S.; JOSEPH, G. T. *Scrubber Systems Operation Review*, 1998. Disponível em: <www.epa.gov>. Acesso em: 20 jun. 2012.
- BICKMORE, C. J.; WILLIAMS, A. Mersey Barrage feasibility study: a practical application of environmental economics. In: MUNASINGHE, M.; MCNEELY, J. *Protected Area Economics and Policy: Linking Conservation and Sustainable Development*. World Bank, Washington D.C., pp.221-232, 1994 apud Motta, R. S., Manual para a Valoração Econômica de Recursos Naturais, IPEA MMA PNUD CNPq, Rio de Janeiro, 1997.
- BILLET, R.; SCHULTES, M. *Prediction of Mass Transfer Columns with Dumped and Arranged Packings*, Chem. Eng. Res. Des., Trans. IChemE, 77A, 498-504, 1999.
- Bombas Beto catálogo de filtro-prensa. Disponível em: <www.bombasbeto.com.br>. Acesso em: 26 jun. 2012.
- BOUIS, P. A.; EVANS, M. A; KETCHUM, Jr. L. H., LIU, D. H. F.; ZEGEL, W. C.; Hazardous Waste, in: *Environmental Engineers' Handbook*. Edited by David H.F. Liu and Béla G. Lipták, CRC Press LLC, 1999.
- BRASIL. Resolução Conama n. 001, de 23 de janeiro de 1986.
- Carbon Credit. Disponível em: <http://en.wikipedia.org/wiki/Carbon\_credit>. Acesso em: 22 maio 2012.

CETESB resíduos sólidos industriais. Disponível em: <<http://www.cetesb.sp.gov.br/residuos-solidos/residuos-urbanos/3-res%C3%ADduos-s%C3%B3lidos-industriais>>. Acesso em: 26 jun. 2006.

COASE, R. *The problem of social cost*. The Journal of Law and Economics, 3(1), pp. 1-44, outubro 1960 *apud* Motta, R. S., Manual para a Valoração Econômica de Recursos Naturais, IPEA MMA PNUD CNPq, Rio de Janeiro, 1997.

DIMIAN, A. C. *Integrated Design and Simulation of Chemical Processes*. Elsevier, 2003.

DOUGLAS, J. M. *Conceptual Design of Chemical Processes*. McGraw-Hill, 1988.

EI-HALWAGI, M. M. *Pollution Prevention through Process Integration - Systematic Design Tool*, Academic Press, 1997, San Diego.

Estre Ambiental. Unidade de Valorização de Resíduo. Disponível em: <[http://www2.estre.com.br/svc\\_valorizacao.php](http://www2.estre.com.br/svc_valorizacao.php)>. Acesso em: 05 nov. 2012.

EPA Compensatory Mitigation. Disponível em: <[http://www.epa.gov/owow\\_keep/wetlands/wetlandsmitigation/index.html](http://www.epa.gov/owow_keep/wetlands/wetlandsmitigation/index.html)>. Acesso em: 22 mai. 2012.

HENLEY, E. J.; SEADER, J. D.; ROPER, D. K. *Separation Process Principles* (International Student Edition). 3rd. Edition, John Wiley and Sons, 2011.

HOLLAND, F. A.; WILKINSON, J. K. Process Economics, in: *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Edited by Robert H. Perry, Don W. Green, James O. Maloney, 7th edition, McGraw-Hill, 1999.

Industrial Revolution, em [en.wikipedia.org/wiki/Industrial\\_Revolution](http://en.wikipedia.org/wiki/Industrial_Revolution). Acesso em 02 mai. 2012.

LEVAN, M. D.; CARTA, G.; YON, C. M. Adsorption and Ion Exchange, in: *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, edited by Robert H. Perry, Don W. Green, James O. Maloney, 7th edition, McGraw-Hill, 1999.

LIU, D. H. F. Pollution Prevention in Chemical Manufacturing, in: *Environmental Engineers' Handbook*, edited by David H.F. Liu and Béla G. Lipták, CRC Press LLC, 1999.

LORA, E. E. S. *Prevenção e Controle da Poluição nos Setores Energético, Industrial e de Transporte*, 2. ed., Interciência, 2002, Rio de Janeiro.

LOUNSBURY, J. Designing to Prevent Pollution, in: *Process Engineering for Pollution Control and Waste Minimization*. Edited by Wise, D. L. and Trantolo, D. J., Marcel Dekker, 1994, New York.

LUDWING, E. E.; *Applied project management for the process industries*. Houston: Gulf Publishing, 1974.

MEYERS, A. L.; SEIDER, W. D. *Introduction to Chemical Engineering and Computer Calculations*, Prentice Hall, 1976.

MOTTA, R. S. *Manual para a Valoração Econômica de Recursos Naturais*. IPEA MMA PNUD CNPq, Rio de Janeiro, 1997.

NORTON-GRIFFITHS M.; SOUTHEY, C. The opportunity costs of biodiversity conservation in Kenya, *Ecological Economics*, vol. 12, 125-139, 1995.

PELL, M.; DUNSON, J. B. Gas-Solid Operations and Equipment, in: *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Edited by Robert H. Perry, Don W. Green, James O. Maloney, 7th edition, McGraw-Hill, 1999.

PETERS, M. S.; TIMMERHAUS, K. D. *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th edition, McGraw-Hill, 1991

Priberam, "dimensionar". In: Dicionário Priberam da Língua Portuguesa [em linha], 2010, Disponível em: <<http://www.priberam.pt/dlpo/dlpo.aspx?pal=dimensionar>>. Acesso em: 25 mai. 2012.

ROSSETTI, J. P. *Introdução à Economia*. 16 ed., São Paulo: Atlas, 1994. 810 p.

SAMUELSON, P. A. *Introdução à Análise Econômica*, 8ª edição, Livraria Agir Editora, 1975, Rio de Janeiro.

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D. R.; *Product and Process Design Principles*, 2nd edition, John Wiley and Sons, 2003.

SINNOTT, R. K. *Chemical Engineering Design*. 4th edition, Elsevier, 2006.

SOMMERFELD, J. T. *Petrochemical plant costs for the new millennium*. Hydrocarbon Processing, June 2001, 103-108.

THEODORE, L.; BUONICORE, A. J.; MCKENNA, J. D.; KUGELMAN, I. J.; JERIS, J. S., SANTOLERI, J. J., MCGOWAN, T. F. Waste Management, in: *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. Edited by Robert H. Perry, Don W. Green, James O. Maloney, 7th edition, McGraw-Hill, 1999.

TURTON, R.; BAILIE, R. C.; WHITTING, W. B.; SHAEIWIZ, J. A. *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. 3rd edition, Prentice Hall, 2009.

ULRICH, G. D.; VASUDEVAN, P. T. *Chemical Engineering Process Design and Economics*. A Practical Guide, 2nd Edition, 2004.

ULRICH, G. D.; VASUDEVAN, P. T. *Predesign for Pollution Prevention and Control*, CEP Magazine, June 2007, p. 53-60.

UPADHYE, A. A.; QI, W.; HUBER, G. W. Conceptual Process Design: A Systematic Method to Evaluate and Develop Renewable Energy Technologies, *AIChE Journal*, 57, 9, pp. 2292-2301, 2011.

WALAS, S. M. *Chemical Process Equipment – Selection and Design*, Butterworth-Heinemann, 1990.

WANG, L. *Theoretical Study of Cyclone Design, PhD Thesis*. Texas A&M University, 2004.

WIBOWO, C.; CHANG, W.; NG, K. M. *Design of Integrated Crystallization Systems*, *AIChE Journal*, v. 47, n. 11, 2001.



## **SOBRE O AUTOR**

### **André Bernardo**

Possui graduação em Engenharia Química pela Universidade de São Paulo (USP). cursou mestrado e doutorado nos programas de Pós-Graduação em Engenharia Química, na Universidade Estadual de Campinas (UNICAMP) e na Universidade Federal de São Carlos (UFSCar), respectivamente. Trabalhou no Instituto de Pesquisas Tecnológicas do Estado de São Paulo e em indústrias químicas de diferentes setores.

Atua como professor do departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos (UFSCar).

