

PURIFICAÇÃO DO PRODUTO DE GASEIFICAÇÃO DE BIOMASSA

Waldir Antonio Bizzo

19.1

Impurezas no gás produto de biomassa

O gás produto do reator de gaseificação de biomassa contém diversas impurezas como carvão, cinzas, álcalis, minerais diversos, alcatrão, NH_3 , H_2S , HCl etc. Essas impurezas podem ser classificadas como material particulado sólido, alcatrão e contaminantes gasosos. Devido à pequena quantidade de Cl e S que a biomassa possui, os contaminantes gasosos listados estão normalmente também em pequenas concentrações (da ordem de partes por milhão) e não impõem preocupação em utilizações comuns como a combustão industrial ou em motores de combustão interna. Exceção é feita à utilização do gás produto como gás de síntese para produção de espécies químicas, em processos como o Fischer-Tropsch, em que a presença de compostos sulfurosos e clorados não é aceitável.

Sendo assim, os principais contaminantes que devem ser controlados em aplicações de pequena escala e para geração de energia são os particulados sólidos e o alcatrão.

Valores típicos da concentração desses contaminantes no gás produzido por gaseificadores são apresentados na Tabela 19.1, bem como valores requeridos para qualidade do gás conforme sua utilização estão na Tabela 19.2. Os valores apresentados devem ser tomados apenas como orientativos. Poucos experimentos de gaseificação publicados na literatura apresentam medições de material

particulado e alcatrão, bem como não há ainda um consenso a respeito do protocolo de medição destes materiais, e dados da literatura podem divergir devido às metodologias de medição empregadas. As mesmas considerações se aplicam aos valores requeridos para qualidade do gás, já que a experiência mundial em geração de energia a partir de gaseificação de biomassa ainda é insuficiente para se estabelecer um requisito padrão de qualidade.

Tabela 19.1. Valores típicos de contaminantes no gás produto de gaseificadores de biomassa.

Tipo	Material particulado (mg/Nm ³)	Alcatrão (mg/Nm ³)
Leito fixo cocorrente	100 - 8.000	10 - 6.000
Leito fixo contra-corrente	100 - 3.000	10.000 - 150.000
Leito fluidizado borbulhante	100 - 3.000	2.000 - 50.000
Leito fluidizado circulante	8.000 - 100.000	2.000 - 30.000

Fonte: Hasler e Nussbaumer (1998, 2000) e Milne, Evans e Abatzoglou (1988).

Tabela 19.2. Qualidade do gás requerida para geração de potência.

		Motor de combustão interna	Turbina a gás
material particulado	mg/Nm ³	< 50	< 30
tamanho de partícula	m	< 10	< 5
alcatrão	mg/Nm ³	< 100	
metais alcalinos	mg/Nm ³		< 0,24

Fonte: Hasler e Nussbaumer (1999).

19.1.1

Material particulado sólido

O material particulado sólido é arrastado pelo gás produto do reator de gaseificação. Partículas de carvão são arrastadas quando o seu tamanho, dentro do reator, torna-se pequeno o suficiente para ser carregado aero-dinamicamente pelos gases. Da mesma maneira, as cinzas são formadas na medida em que a partícula de biomassa é consumida nas reações de gaseificação sendo arrastadas pelo escoamento de gases.

Em gaseificadores de leito fluidizado, borbulhante ou circulante, há também o arraste do material do leito, usualmente areia ou alumina.

Gaseificadores de leito fixo e de leito fluidizado borbulhante apresentam, em geral, concentrações de material particulado sólido da ordem de 1.000 a 2.000 mg/Nm³, como pode ser observado de algumas medições apresentadas na Tabela 19.3. O tamanho de partícula varia de submicron a 40 microns, sendo

que os gasificadores de leito borbulhante apresentam tamanhos de partícula maiores devido à elutrição de material do leito. Algumas medições apresentaram distribuição de tamanho bimodal, com um tamanho predominante na faixa de submicron e outro da faixa de menor que 10 microns, normalmente da ordem de 5 microns.

Tabela 19.3. Medições de concentração de material particulado em gás produto de gasificadores de biomassa.

Referência	Tipo de gasificador	Posição da amostragem	Temperatura	Concentração	Tamanho	Bimodal
Hasler e Nussbaumer (2000)	Leito fixo cocorrente	Após ciclone	480 °C	> 225 mg/Nm ³	0,27 a 9 m	0,27 e 5,5 m
Hasler e Nussbaumer (1998)	Leito fluidizado borbulhante	Final do "freeboard"	800 °C	> 500 mg/m ³	1,5 a 40 m	1,4 e 5 m
Hindsgaul <i>et al.</i> (2000)	Leito fixo, 2 estágios	Saída do reator	90 °C	200 a 400 mg/m ³	< 0,22 m	
Gustafsson <i>et al.</i> (2007)	Leito fluidizado borbulhante	Final do "freeboard"	850 °C	1320 mg/m ³	< 5 m	

Carbono tem sido encontrado como mais de 75 % do constituinte de material particulado (Hingsdaul *et al.*, 2000). A densidade das partículas é muito variável, de 300 a 1.200 kg/m³, no caso de partículas de carbono e da ordem de 2.000 kg/m³ quando predominam partículas de cinzas (Gustafsson *et al.*, 2007).

19.1.2

Alcatrão

O alcatrão, proveniente do processo de gaseificação de biomassa, é uma complexa mistura de hidrocarbonetos, oxigenados ou não, cuja composição pode variar em função do tipo de gasificador, do tipo de biomassa, do fator de ar e da temperatura de operação do gasificador, dentre outros. De um modo geral, os principais componentes do alcatrão são as olefinas, os aromáticos, os poliaromáticos e os derivados da celulose e lignina, conforme Tabela 19.4, segundo a classificação proposta por Evans e Milne (1987a, 1987b).

Tabela 19.4. Principais componentes do alcatrão da gaseificação de biomassa.

Classificação	Compostos
Produtos primários	Levoglucosan, acetaldeído, furfurais, derivados de hemicelulose e derivados de lignina
Produtos secundários	Fenóis e olefinas
Produtos terciários alquilados	Metil aromáticos e derivados (metil naftaleno, tolueno etc.)
Produtos terciários condensados	Hidrocarbonetos poliaromáticos (benzeno, antraceno, naftaleno fenantreno etc.)

Esses produtos têm peso molecular que varia de 50 até mais de 300 g/mol e temperaturas de condensação em pressão normal de 50 a 400 °C. De modo geral, a quantidade e o peso molecular médio da mistura de alcatrão diminui com o aumento da temperatura de gaseificação (Milne; Evans; Abatzoglou, 1988). A formação dos compostos do alcatrão se dá, principalmente, na fase de pirólise entre 200 e 500 °C. Processos de pirólise rápida, em geral, obtêm a maior quantidade de líquidos na faixa de temperatura entre 400 e 500 °C. A partir dessa temperatura, iniciam-se reações secundárias entre o gás de gaseificação e os produtos de pirólise e, entre os próprios produtos de pirólise, provocadas pela quebra das moléculas dos vapores, reduzindo a formação final dos compostos de alcatrão.

A minimização da produção de alcatrão depende do projeto do gaseificador e das condições de operação do mesmo. Corella, Toledo e Molina (2006) propõem diversas soluções práticas de projeto e operação a fim de se obter um máximo de 2 g de alcatrão/m³ de gás, e de modo geral, a baixa produção de alcatrão tem sido uma meta perseguida por inúmeros pesquisadores (Han; Kim, 2008).

O alcatrão sai do gaseificador na forma de vapor e de aerossóis condensados. A caracterização física do alcatrão como aerossol é desconhecida, já que não há estudo sobre tamanho ou distribuição de gotas de alcatrão produzido em gaseificadores (Milne; Evans; Abatzoglou, 1988). Obviamente, a falta dessa informação impõe uma dificuldade adicional no desenvolvimento de equipamentos para a remoção de alcatrão por meios físicos.

19.2

Ciclones

O separador tipo ciclone é um equipamento clássico na coleta de material particulado sólido. No ciclone, é utilizada a força centrífuga para acelerar as partículas sólidas em suspensão na corrente gasosa contra as paredes do ciclone. Uma vez em contato com a parede, a partícula é coletada, e cai na parte cônica do ciclone, conectada a um reservatório de sólidos ou a algum dispositivo de retirada.

O ciclone é um dos mais simples e baratos equipamentos de coleta de particulados. Sua construção é relativamente fácil, pode-se utilizar uma gama diversa de materiais, bem como pode ser projetado para operar em diversas condições de pressão e temperatura.

No entanto, sua eficiência típica de coleta para partículas de pequeno tamanho (notadamente menor que 10 µm) é baixa. Isso, porém, não limita sua aplicação, pois é normalmente utilizado como equipamento primário de coleta

de particulados, diminuindo a carga de sólidos para um segundo equipamento de coleta mais adequado a partículas de menor tamanho. Obviamente, tais equipamentos são mais sofisticados e mais custosos do que o ciclone.

Devido à flexibilidade de aplicação do ciclone, ele é utilizado, com frequência, como separador de material particulado logo após a saída de gaseificadores, sem necessidade de resfriamento do gás produto.

A Figura 19.1 apresenta um esquema de ciclone com uma representação típica do escoamento interno. A corrente de gases entra tangencialmente no topo superior do ciclone, adquire trajetória circular devido ao formato cilíndrico das paredes e desce até as proximidades do cone inferior para ascender pela parte central do ciclone em direção ao tubo central de saída. Não há uma separação física entre a corrente circular que desce e a corrente central que ascende. Na verdade, há uma distribuição de velocidades tangencial e axial que provoca a aparente divisão das correntes ascendente e descendente.

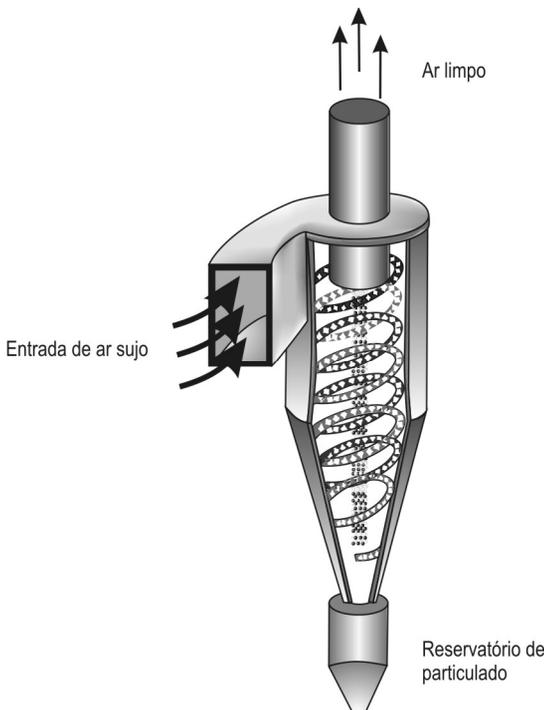


Figura 19.1. Esquema de um ciclone com representação do escoamento interno.

A simplicidade aparente do ciclone esconde sua grande complexidade de escoamento no seu interior. Isso faz com que, apesar de o ciclone existir há mais de um século, há ainda muito trabalho de pesquisa e desenvolvimento sendo publicado a respeito.

Há várias configurações diferentes de ciclone, e a Figura 19.2 apresenta dois tipos diferentes.

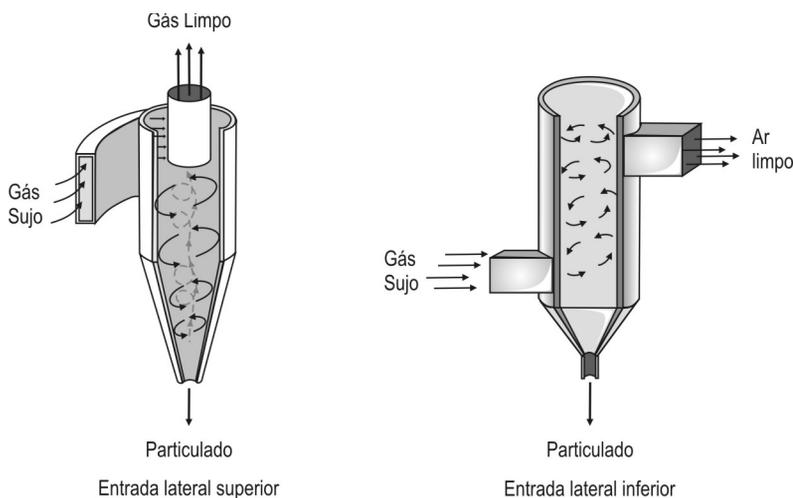


Figura 19.2. Alguns tipos de ciclones.

O desempenho do ciclone é fortemente dependente de sua geometria e da velocidade de entrada da corrente de gases, o que limita, de certa maneira, sua flexibilidade operacional. Uma forma de contornar tal limitação é a utilização de mais de um equipamento, ligados em série, ou em paralelo conforme a conveniência.

De uma forma geral, a eficiência de ciclones aumenta (até certo limite) com o aumento da velocidade de entrada e com a diminuição do diâmetro do corpo. Assim, ciclones de menores diâmetros de corpo têm maior eficiência de coleta, o que pode ser obtido com a associação, em paralelo, de diversos ciclones iguais de pequeno diâmetro em vez de um único ciclone de diâmetro maior. Essa configuração é denominada multiciclones, um esquema é apresentado na Figura 19.3.

O aumento de eficiência de ciclones implica em um aumento da perda de carga. A associação de pequenos ciclones em paralelo obtém um aumento de eficiência com pouca alteração da perda de carga.

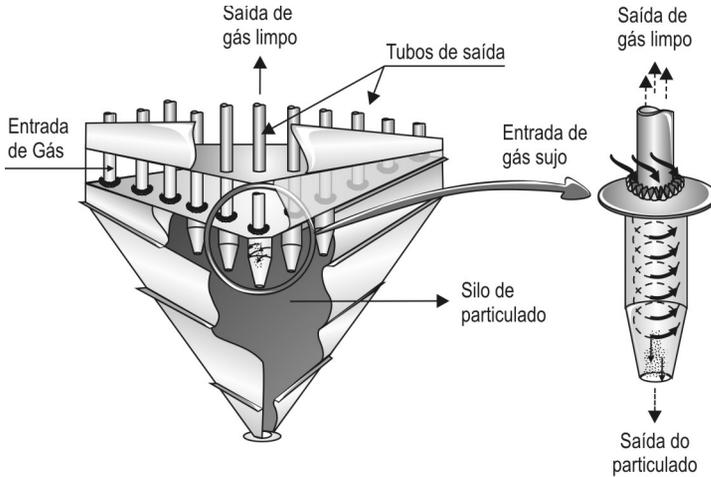


Figura 19.3. Multiciclone.

A associação de ciclones em série é feita, normalmente, para uma separação em duas ou mais etapas com diferentes tamanhos de partículas e, é recomendada para a limpeza de gases contaminados com uma ampla distribuição granulométrica de sólidos. O primeiro ciclone deve ser de maior diâmetro, a fim de coletar, inicialmente, as partículas maiores e o segundo ciclone, com menor diâmetro, a fim de completar a limpeza coletando as menores partículas. Um único ciclone de menor diâmetro seria mais rapidamente saturado pela coleta das partículas maiores, afetando sua eficiência de coleta global.

19.2.1

Dimensionamento de ciclones

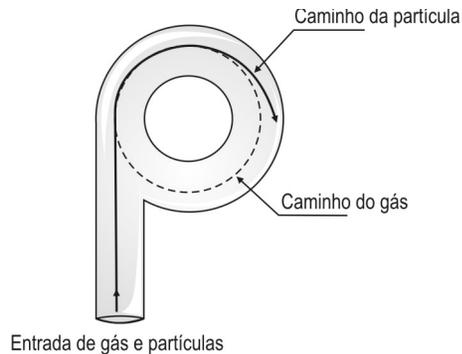


Figura 19.4. Representação do movimento de uma partícula no interior do ciclone.

O dimensionamento de ciclones foi inicialmente baseado no estudo da trajetória de partículas na corrente de gases sujeitas à força centrífuga devido à forma circular de uma hipotética linha de corrente, conforme Figura 19.4.

A eficiência de coleta global é definida como a razão entre a massa de material particulado coletado e o total dele na corrente de gases. Essa mesma razão pode ser definida em relação a um determinado tamanho de partícula.

Uma correlação entre o diâmetro de partícula e a eficiência de sua coleta foi desenvolvida por Rosin, Rammler e Intelmann (1932 apud Hashemi, 2006):

$$d_{px} = \frac{x \cdot 9 \cdot W}{N_e \cdot i \cdot (p \cdot g)}^{1/2}$$

Onde: d_{px} : diâmetro de corte relativo ao tamanho de partícula d_p com a eficiência de coleta x ; x : eficiência de coleta; ν : viscosidade da corrente de gás; W : largura da entrada do ciclone; N_e : número efetivo de voltas das correntes de gases no interior do ciclone; v_i : velocidade média de entrada no ciclone; p : massa específica da partícula; g : densidade do gás.

O diâmetro considerado é denominado diâmetro de corte a uma determinada eficiência de coleta. Por exemplo, d_{p50} é o diâmetro de partícula que apresenta 50 % de eficiência de coleta.

Essa correlação é baseada na inércia das partículas e na lei de Stokes que determina o arraste de um corpo sólido em suspensão em um fluido. Embora baseada em leis de mecânica clássica bem conhecidas, a grande incerteza dessa correlação é a determinação de N_e , que pode variar tipicamente entre 2 a 10 voltas.

Lapple (1951) propôs a seguinte correlação para estimar o número efetivo de voltas:

$$N_e = \frac{1}{H} \cdot L_b \cdot \frac{L_c}{2}$$

Onde: H : altura da entrada do ciclone; L_b : altura da parte cilíndrica; L_c : altura da parte cônica.

A correlação proposta por Rosin, Rammler e Intelmann, funciona razoavelmente para diâmetros de corte com 50 % de eficiência, mas se afasta da curva para outros tamanhos de partícula. Lapple (1951) propôs uma correção empírica para se determinar a eficiência de coleta para qualquer tamanho de partícula apresentada na Figura 19.5.

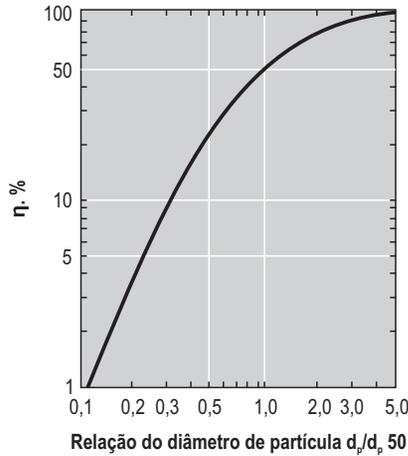


Figura 19.5. Correção da eficiência de coleta proposta por Lapple (1951).

O gráfico da Figura 19.5 pode ser correlacionado com a seguinte equação, que se ajusta bem à curva:

$$\eta_p = \frac{1}{1 + \frac{d_p^{50}}{d_p}}$$

Onde: η_p : eficiência de coleta da partícula de tamanho d_p ; d_{p50} : tamanho de partícula coletada com 50 % de eficiência; d_p : tamanho de partícula.

Uma correlação mais elaborada foi proposta por Leith e Licht (1972), em que consideram que a velocidade tangencial do gás no interior do ciclone poderia ser correlacionada por meio de $uR^n = \text{constante}$, onde u é a velocidade tangencial e R é a posição radial. A eficiência de coleta para um determinado tamanho de partícula é dada por:

$$\eta = 1 - \exp\left[-2 \frac{G_p d_p^2 V_i}{18 D^3} (n - 1)^{\frac{0,5}{n-1}}\right]$$

e o valor de n é dado por:

$$n - 1 = \left(1 + 0,56 D^{0,14}\right) \frac{T - 460}{530}^{0,3}$$

Onde: D : diâmetro do corpo do ciclone; T : temperatura dos gases (K); G : parâmetro geométrico que depende da configuração do ciclone.

Diversas configurações de ciclone têm sido propostas na literatura com a finalidade de definir a geometria do ciclone unicamente em função do diâmetro do corpo cilíndrico, a partir da suposição de similaridade entre ciclones com mesmas relações dimensionais. A Tabela 19.5 apresenta diversas configurações clássicas.

Tabela 19.5. Configurações típicas de ciclones.

		Stairmand	Lapple	Swift	Swift-2	Peterson& Whitby
D		1	1	1	1	1
a	Altura da entrada	0,5	0,5	0,44	0,5	0,583
b	Largura da entrada	0,2	0,25	0,21	0,25	0,208
S	Altura do duto interno de saída	0,5	0,625	0,5	0,6	0,583
De	Diâmetro da saída	0,5	0,5	0,4	0,5	0,5
h	Comprimento cilíndrico	1,5	2	1,4	1,75	1,333
Htot	Altura total	4	4	3,9	3,75	3,17
B	Diâmetro da saída dos sólidos	0,375	0,25	0,4	0,4	0,5
G	Fator de configuração	551,3	402,9	699,2	381,8	342,8

19.2.2

Perda de carga em ciclones

A passagem dos gases através do ciclone impõe uma perda de pressão que deve ser prevista e é, frequentemente, um parâmetro limitante do projeto de ciclones. Diversas correlações têm sido propostas para o cálculo da perda de carga e todas apresentam consideráveis desvios de valores experimentais quando aplicada fora da faixa de trabalho que originou sua dedução empírica.

Shepperd e Lapple propuseram a seguinte correlação para a perda de carga em ciclones:

$$P = N_H \frac{1}{2} \rho V_i^2$$

onde o número de carga de velocidade N_H pode ser estimado por:

$$N_H = K \frac{WH}{D_e^2}$$

Onde: K : uma constante que varia de 12 a 18; W : largura da entrada do ciclone; H : altura da entrada do ciclone; D_e : diâmetro da saída.

19.2.3

Considerações para o projeto de ciclone para gaseificadores

A aplicação dos ciclones em gaseificadores deve considerar dois requisitos principais:

- a qualidade requerida para o gás produto
- a perda de carga disponível

Se a aplicação do gás produto exige alta qualidade de limpeza, tais como os casos de utilização do gás produto em motores de combustão interna ou turbinas a gás, é sabido que o ciclone sozinho é incapaz de fornecer gás limpo com a qualidade desejada. Assim, fica para o ciclone a tarefa de efetuar uma pré-limpeza dos gases que deverão ser limpos completamente em outro equipamento. Neste caso, sugere-se o estabelecimento de um diâmetro de corte com eficiência de 100 % da ordem de 10 a 20 microns. A perda de carga típica de ciclones para este serviço é da ordem de 700 a 2000 Pa para gaseificadores operando à pressão atmosférica.

No caso de aplicação do gás produto em serviços com menor exigência, como a combustão direta em queimadores de caldeiras ou de fornos, que aceitam alguma carga de particulado sólido no gás combustível, as especificações anteriores podem também ser aplicadas no dimensionamento.

19.3

Filtros

A filtração de material particulado em uma corrente gasosa envolve impactação e difusão de partículas. Partículas sendo carregadas aerodinamicamente por uma corrente de gás tendem a seguir um movimento retilíneo e impactar em um alvo de coleta devido a sua massa inercial ser maior que a do gás. Este alvo de coleta pode ser uma malha filamentar ou a estrutura porosa de um elemento filtrante. O fenômeno da impactação é mais pronunciado quanto maior o tamanho e a densidade da partícula. Partículas muito pequenas (na faixa de 0,1 a 1 micron) também sofrem impactação, mas, devido à pequena inércia destas, a coleta por impactação somente ocorre nas linhas de corrente muito próximas de um corpo sólido, ou seja, já dentro da camada limite hidrodinâmica do escoamento. Partículas menores que 0,1 micron são coletadas por difusão devido ao movimento browniano das moléculas de gás, que, de uma maneira aleatória, podem deslocar as partículas sólidas de uma linha de corrente a outra, até que a partícula colida com um corpo sólido relativamente rígido. Para isso,

é necessário baixa velocidade de escoamento e pequena dimensão do espaço livre por onde circula a corrente gasosa.

O equipamento industrial típico que se utiliza deste processo de filtração é o filtro de mangas, e também o filtro de leito granular, que tem uma aplicação especial em gaseificadores.

19.3.1

Filtros de mangas

Mangas filtrantes são elementos tubulares de tecido filtrante. Um filtro de mangas industrial contém diversas mangas a fim de suprir a área de filtração necessária. O gás contaminado atravessa o tecido permeável e o material sólido é retido, no tecido, no início do processo de filtração. Com o acúmulo de material sólido retido, há a formação de uma camada porosa, denominada “bolo do filtro”. É essa camada porosa que, efetivamente, faz o trabalho de filtração. O aumento da camada de sólidos aumenta também a resistência ao escoamento e o filtro torna-se menos permeável (aumento da perda de carga). Para possibilitar a operação do filtro, essa camada deve ser removida periodicamente.

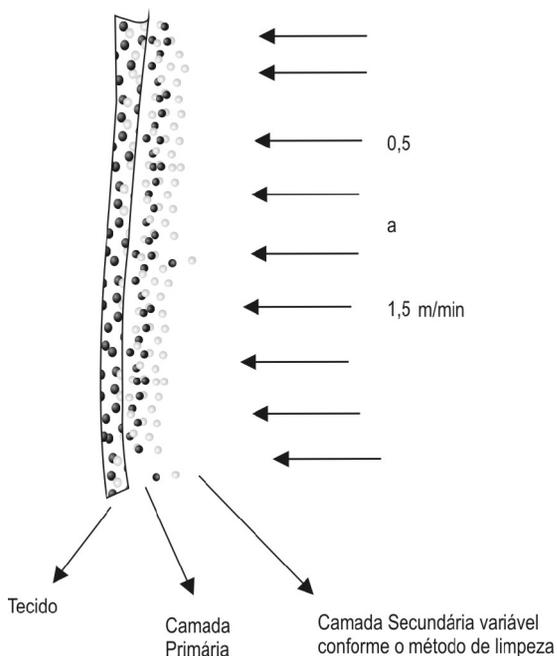


Figura 19.6. Meios de filtração em uma manga de filtro.

Uma manga filtrante em operação apresenta três meios distintos de filtração (Figura 19.6):

- o tecido original, que é o meio de suporte;
- uma camada primária de material sólido retido, que fica impregnada na superfície do tecido;
- uma camada secundária de material sólido, que é suportada pela camada primária e pelo próprio tecido.

Esta última camada deve ser removida periodicamente a fim de se manter a perda de carga do filtro dentro de limites aceitáveis de projeto. Devido a esse mecanismo de filtração, uma manga de filtro nova (sem uso), tem eficiência de filtragem menor que uma manga que já formou sua camada primária.

Os fios que compõem a trama do tecido têm diâmetros da ordem de 100 a 150 microns, com espaçamentos livres de 50 a 75 microns (Figura 19.7). No entanto, um filtro de manga é capaz de filtrar partículas menores que 1 micron, devido à formação das camadas porosas de material sólido, que conseguem reter pequenas partículas devido aos fenômenos já descritos de impactação e difusão.

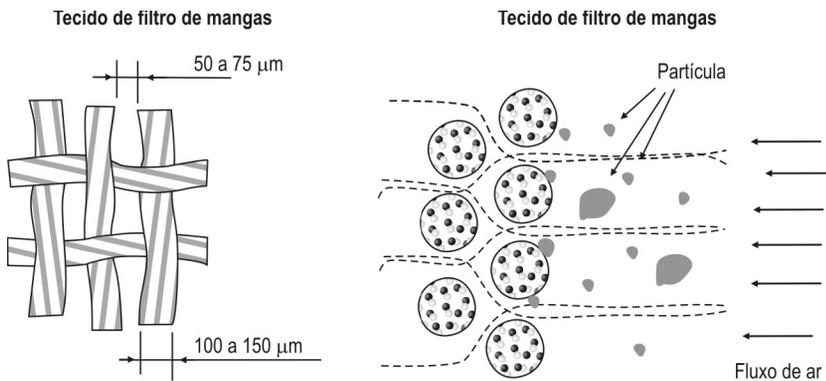


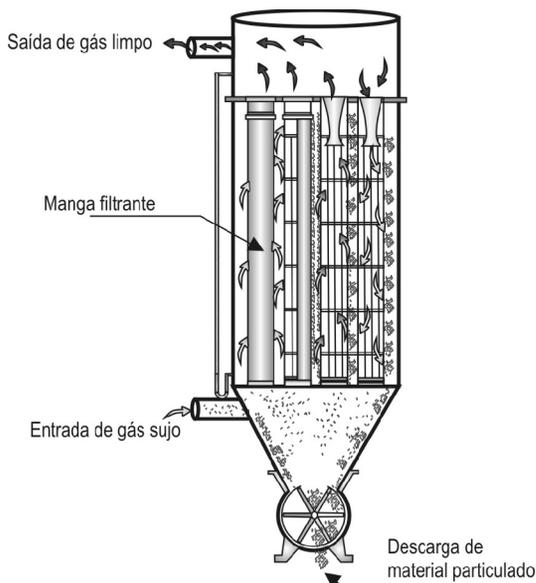
Figura 19.7. Representação do tecido filtrante e da impactação de partículas.

Diversos tipos de materiais são empregados para a fabricação das mangas e a escolha deve ser feita com base na resistência química do tecido em relação às características do gás e do particulado a ser filtrado e, principalmente, em relação à temperatura de operação. O gás produto de gaseificadores de biomassa não apresenta compostos corrosivos em concentrações consideráveis para os materiais dos tecidos, sendo que sua seleção fica por conta, principalmente, da temperatura de operação. Dados de resistência a temperatura são apresentados na Tabela 19.6.

Tabela 19.6. Temperaturas máximas recomendadas para mangas de filtros.

Material do tecido	Temperatura admissível de operação em regime permanente e em picos
Polipropileno	90 °C (100 °C)
Poliamida Alifática	110 °C (115 °C)
Poliacrilonitrila Copolímero	115 °C (120 °C)
Poliacrilonitrila Homopolímero	125 °C (140 °C)
Olefina Resistente a Alta Temperatura	125 °C (135 °C)
Poliéster	150 °C (150 °C)
Poliamida Aromática	180 °C (220 °C)
Polifenilsulfeto	190 °C (200 °C)
Poliimida	240 °C (260 °C)
Politetrafluoretileno	250 °C (280 °C)

A limpeza das mangas é feita, tipicamente, por uma injeção de um pulso reverso de gás de alta pressão, a fim de derrubar a camada secundária de material particulado sólido. Em unidades industriais, é típica a utilização de ar comprimido como gás de limpeza. No caso de gaseificadores, a injeção de ar não é aconselhável, devido à formação de uma possível mistura ar/combustível dentro dos limites de inflamabilidade ou explosividade. Deve ser utilizado, então, um gás inerte, tal como nitrogênio ou dióxido de carbono. Uma unidade típica industrial é mostrada na Figura 19.8.

**Figura 19.8.** Esquema de um filtro de mangas de aplicação genérica.

Os parâmetros principais de projeto para dimensionamento de um filtro de mangas são a relação Gás/Pano (relação entre a vazão de gás a ser filtrado e a área superficial de filtração) e a perda de carga admissível. Relações Gás/Pano típicas para cinzas volantes e carvão vegetal estão na faixa de 0,5 a 1,5 m/min e uma perda de carga da ordem de 500 a 1500 Pa é típica para uma aplicação industrial.

A perda de carga em um filtro de manga pode ser derivada da lei de Darcy e é composta por duas parcelas, conforme a equação:

$$P = K_1 \cdot \nu_f + K_2 \cdot W$$

Onde: P : perda de carga (Pa); ν_f : viscosidade do gás (Pa.s); ν_f : velocidade do gás atravessando a manga (m/s) (relação Gás/Pano); W : espessura da camada secundária; K_1 : permeabilidade do tecido da manga (m/m^2); K_2 : permeabilidade específica do camada filtrante (m/kg); W : deposição do material particulado (kg/m^2).

Enquanto a permeabilidade do tecido é uma informação disponível a partir dos fabricantes de mangas, a permeabilidade específica da camada filtrante (K_2) é difícil de ser obtida. Infelizmente, a resistência ao escoamento imposta pela camada filtrante é predominante e a falta de dados impõe uma dose de risco no dimensionamento dos filtros. Esta dificuldade é contornada pelo ajuste da frequência de limpeza por meio dos jatos pulsantes, já que um comportamento típico da perda de carga de um filtro ao longo do tempo é apresentado na Figura 19.9. A utilização de relações Gás/Pano como recomendado anteriormente não deve apresentar maiores problemas para a operação de um filtro de mangas.

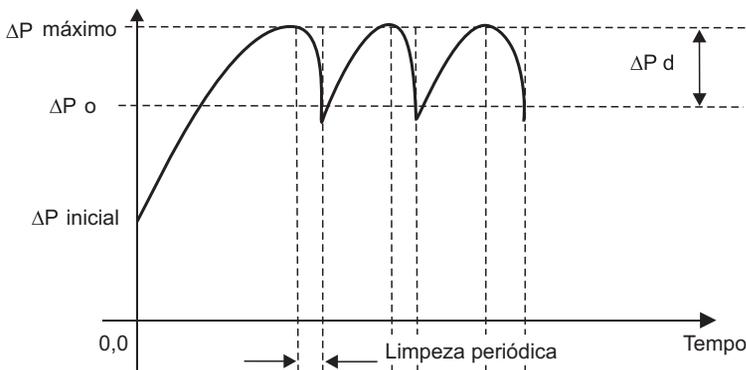


Figura 19.9. Perda de carga de um filtro de mangas em operação.

Filtro de leito granular

O filtro de mangas não tolera a presença de alcatrão. A condensação de alcatrão no bolo do filtro obstrui os poros superficiais impedindo a passagem do gás. Por essa razão, a utilização de mangas em gaseificadores só é recomendada se não houver condensação de alcatrão. Isso apenas é possível se a concentração de alcatrão for baixa e a temperatura do gás for alta o suficiente para impedir a condensação dos mesmos. Tais condições são ainda difíceis de serem obtidas na gaseificação de biomassa. Alguns testes experimentais relatam sucesso na operação de filtro de mangas a 130 °C, com eficiências de remoção de particulado na faixa de 75 a 95 % e ainda alguma redução na remoção de alcatrão (Hasler; Nussbaumer, 2000). A redução de alcatrão pode ocorrer no filtro com a impregnação do alcatrão na camada formada pelo material particulado retido, desde que não haja alta taxa de condensação que possa saturar de alcatrão o bolo do filtro e reduzir, consideravelmente, a permeabilidade.

Filtros de material granular têm princípio de funcionamento semelhante ao filtro de mangas e podem ser projetados para operação em temperaturas maiores que as suportadas pelas mangas pois podem ser utilizados grãos minerais como material suporte do filtro.

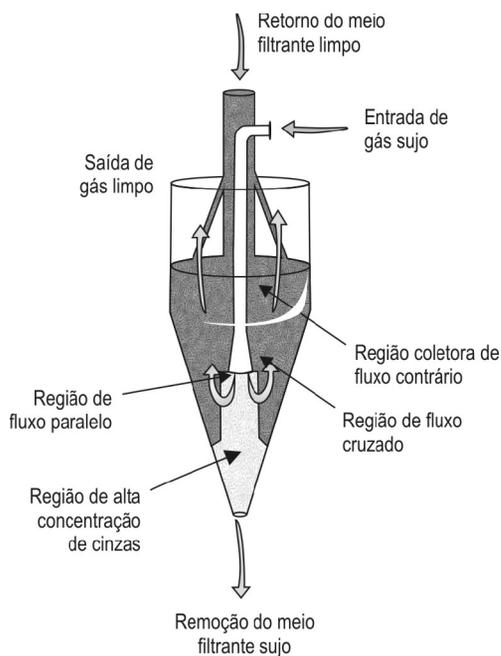


Figura 19.10. Filtro de material granular de leito movente.

No entanto, a experiência industrial com este tipo de filtro ainda não é ampla, e nenhuma correlação de projeto encontra-se disponível.

Cummer e Brown (2002) descrevem um filtro de material granular de leito movente, no qual o gás a ser limpo escoava verticalmente para cima enquanto o leito de mineral filtrante move-se lentamente em contra-corrente, para baixo. O material particulado retido no leito granular é removido, continuamente, junto com o material do leito granular, conforme Figura 19.10. A eficiência relatada deste filtro chegou a 99 % para retenção de partículas maiores que 4 microns, sendo que para partículas menores foi da ordem de 93 %. Nenhuma informação a respeito da granulometria do leito e velocidades de filtração foi apresentada.

Um modelo de filtro granular de leito fixo, porém com limpeza a jato pulsante, semelhante ao filtro de mangas, é descrito por Stanghelle, Slungaard e Sønju (2007) conforme Figura 19.11. O formato de veneziana das janelas de entrada do gás permite uma área de filtração duas vezes maior que a área externa cilíndrica do filtro para o caso de um material granular com ângulo de repouso da ordem de 32°.

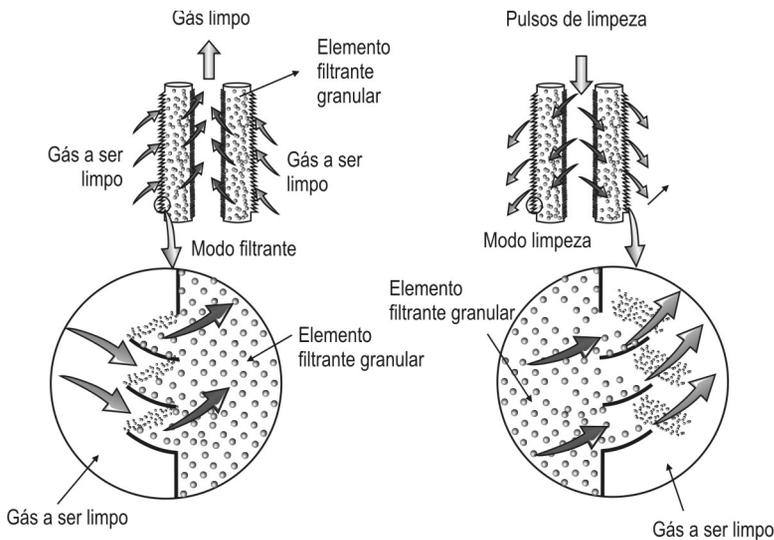


Figura 19.11. Filtro de material granular de leito fixo com limpeza a pulso de gás.

O mecanismo de filtração é exatamente o mesmo do filtro de mangas, com a formação de uma camada primária e uma camada secundária de material particulado sobre o leito granular. A limpeza se dá da mesma forma, com a expulsão da camada secundária pelo jato pulsante reverso. Como material granulado foi utilizado óxido de alumínio sinterizado em esferas, com granulometria média de

660 microns e densidade da ordem de 2020 kg/m^3 . Para a limpeza do filtro foi usado nitrogênio como gás do pulso de jato reverso. Operando à temperatura de $550 \text{ }^\circ\text{C}$ e velocidades de filtração de 1 a 5 m/min apresentou perda de carga máxima de 2000 Pa. No entanto, não foi relatada a eficiência de separação do filtro.

Algumas poucas experiências utilizando como leito granular o material a ser gaseificado foram realizadas. Sánchez (2008) utilizou bagaço de cana como leito granular para retenção de material particulado sólido e também retenção de alcatrão. No caso da retenção de alcatrão, após saturação do leito granular, este pode ser retornado ao gaseificador, não produzindo resíduo que necessita de limpeza ou disposição final. A eficiência de limpeza do filtro não foi medida.

19.4

Lavadores úmidos de gases

Material particulado sólido pode ser coletado em um lavador úmido de gás por impactação de gotas de água contra as partículas em suspensão na corrente de gases. As gotas são normalmente maiores que as partículas que aderem às gotas que caem por gravidade no interior do equipamento. O desempenho do lavador está ligado à efetividade que o equipamento tem em provocar a colisão entre gotas de água e material particulado sólido. Diversas geometrias e configurações de lavadores são disponíveis: torres de lavagem, lavadores ciclônicos, torres com recheio, lavadores venturi etc.

A eventual aplicação de lavadores úmidos para limpeza de gás produto da gaseificação envolve, além da coleta de particulado sólido, a possível coleta de alcatrão e o resfriamento brusco do gás devido ao contato com a água de lavagem. A provável presença de alcatrão exclui a utilização de lavadores com recheio, devido à grande possibilidade de entupimento do recheio pela mistura alcatrão e particulado sólido. Dentre todos os tipos existentes, dois deles são especialmente indicados para aplicação em gaseificadores, devido a sua simplicidade de construção e de operação: as torres de lavagem e os lavadores tipo venturi.

19.4.1

Torres de lavagem

Torres de lavagem são equipamentos verticais, normalmente cilíndricos, em que os gases a serem limpos entram na extremidade inferior em contracorrente a uma chuva de gotículas de água produzida por bicos nebulizadores. Um arranjo típico de um lavador oco é apresentado na Figura 19.12.

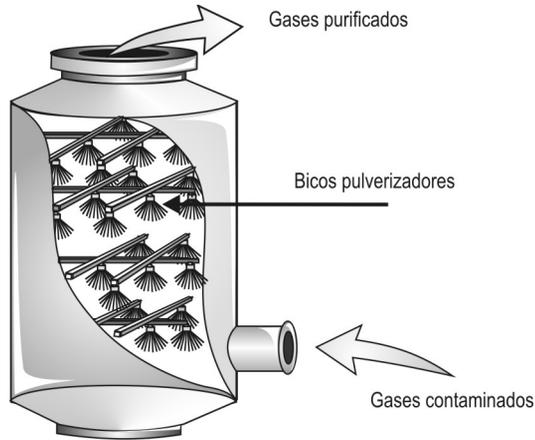


Figura 19.12. Torre de nebulização.

Os bicos pulverizadores podem ser alocados unicamente no topo da torre, em algumas alturas ou mesmo nas laterais da torre. Produzem gotas de diâmetros na faixa de 0,5 a 2 mm, e utilizam-se de vazões da ordem de 1,5 a 5 litros de água por metro cúbico de gás contaminado. Lavadores bem projetados podem coletar partículas na faixa de 0,1 a 20 micrometro de diâmetro.

Dimensionamento da torre de lavagem

Muitas pesquisas e publicações sobre lavadores foram feitas nas décadas de 1960 e 1970, destacando-se os trabalhos de Semrau (1960, 1963) e Calvert (1974).

Um modelo de dimensionamento é proposto por Schnelle e Brown (2001) e é apresentado a seguir. O modelo supõe que:

- as gotas têm diâmetro uniforme e atingem, imediatamente, a velocidade terminal de queda,
- as gotas preenchem toda a seção transversal do lavador e não são coalescidas nas paredes do mesmo.

A eficiência de coleta de determinado tamanho de partícula pode ser calculada por:

$$D = 1 - \exp \left(-0,30 \, d_{11} \frac{V_{gota}}{V_{gota} V_{gas}} \frac{Q_L}{Q_g} \frac{Z}{d_{gota}} \right)$$

Onde: D : eficiência de coleta para um determinado diâmetro de partícula; d_{11} : eficiência de coleta por impacto para a partícula isolada de mesmo diâmetro; V_{gota} : velocidade de queda de gota; V_{gas} : velocidade de escoamento do gás; Q_L : vazão de água; Q_g : vazão de gás; Z : altura da torre para um único conjunto de bicos pulverizadores; d_{gota} : diâmetro da gota.

A eficiência de coleta por impacto da partícula isolada para gotas esféricas pode ser aproximada por:

$$\eta = \frac{K_p}{K_p + 0,35} \quad (19.4.1)$$

e o parâmetro K_p é:

$$K_p = \frac{\rho_p d_p^2 V_p}{18 \mu_g d_{gota}}$$

Onde: μ_g : viscosidade do gás; d_{gota} : diâmetro da gota; V_p : velocidade da partícula. ρ_p : densidade da partícula.

19.4.2

Lavadores Venturi

Lavadores tipo venturi coletam partículas sólidas por colisão entre gotas e partículas na garganta do venturi. Uma boa eficiência de coleta é obtida à custa de uma alta velocidade do gás na garganta, que provoca grande turbulência nesta região, aumentando a possibilidade de colisão entre gotas e material particulado sólido.

Neste equipamento a água de lavagem é introduzida diretamente na garganta ou a montante desta, formando um filme de líquido nas paredes do venturi. Devido à alta turbulência, esse filme se desprende em inúmeras películas extremamente finas que vão formar as gotas da ordem de 30 microns. Um estudo detalhado da formação das gotas em venturi por meio de fotos ultrarrápidas mostrou que as películas de líquido tendem a preencher completamente a garganta do venturi formando uma grande superfície de impacto em uma região de alta velocidade relativa entre líquido e partículas sólidas (Holzer, 1985). Esses fenômenos altamente complexos e extremamente rápidos produzem uma alta probabilidade de colisão entre gotas e partículas, mesmo com diâmetros de partículas da ordem de 0,5 micron. Um esquema de um lavador venturi em operação é apresentado na Figura 19.13.

Lavadores venturi atingem altas eficiências de coleta de partículas a partir de 0,3 a 0,5 micron, porém com um alto consumo de energia devido à perda de carga provocada pela aceleração do gás e pela aceleração do líquido na região da garganta. As velocidades tipicamente utilizadas na garganta estão da ordem de 30 a 150 m/s e as perdas de carga podem atingir da ordem de 0,1 a 0,2 bar.

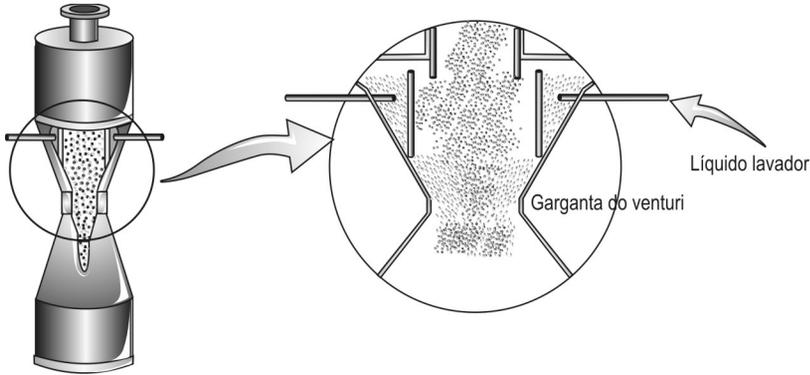


Figura 19.13. Esquema de funcionamento de um lavador venturi.

Aplicações de lavadores venturi em gaseificadores têm sido relatadas, com sucesso, principalmente em grandes plantas para produção de gás de síntese a partir de carvão, mas também têm sido estudadas para grandes gaseificadores de biomassa (Olson *et al.*, 2006). Bartocci e Patterson (2008) relatam a aplicação, com sucesso, de um lavador venturi, à pressão de 0,12 bar, para aplicação em gaseificador de biomassa em uma planta de geração de eletricidade de 320 kW.

Dimensionamento de lavador venturi

Diversas correlações têm sido propostas para prever o desempenho de um lavador venturi. Calvert *et al.* (1972) propuseram o seguinte modelo para a eficiência de coleta de um determinado tamanho de partícula:

$$1 - \exp \left[- \frac{Q_L}{Q_G} \frac{L D_g V_{G_{\max}}}{55 \mu_g K_i} \right] = 2,8 \ln \left[\frac{0,35 K_i f}{0,35} \right] + \frac{0,49}{0,35 K_i f} + 1,4 - 4 K_i f$$

Onde: Q_L e Q_G : vazões volumétricas de líquido e gás; L : densidade do líquido; μ_g : viscosidade do gás; D_g : diâmetro da gota; $V_{G_{\max}}$: velocidade do gás na garganta do venturi; f : parâmetro de correlação.

O parâmetro de impactação K_i é calculado por:

$$K_i = \frac{C_C C_P D_p^2 V_{G_{\max}}}{18 \mu_g D_g}$$

Onde: C_C : é o fator de escorregamento de Cunningham, devido a partículas muito pequenas, Tabela 19.7.; D_p : diâmetro da partícula.

Todas as unidades devem ser tomadas com base no Sistema Internacional (m, kg, s).

O parâmetro f foi proposto por Calvert, como sendo $f = 0,25$, para coleta de partículas hidrofóbicas. No entanto, Rudnick *et al.* (1986), testaram um venturi lavador em diversas condições de operação e confrontaram os resultados com o modelo de Calvert dentre outros. A modificação do valor de f para 0,31 resultou em um melhor ajuste do modelo.

Tabela 19.7. Fatores de correção de Cunningham.

Diâmetro da partícula (micron)	Temperatura		
	21 °C	100 °C	260 °C
0,1	2,88	3,61	5,14
0,25	1,682	1,952	2,525
0,5	1,325	1,446	1,711
1,0	1,160	1,217	1,338
2,5	1,064	1,087	1,133
5,0	1,032	1,043	1,067
10,0	1,016	1,022	1,033

No modelo de Calvert, o diâmetro de gota suposto obedece à correlação proposta por Nukiyama-Tanasawa:

$$D_g = \frac{0,005}{|V_{G_{max}} - V_{di}|} \cdot 0,918 \frac{Q_L}{Q_G}^{1,5}$$

onde V_{di} é a velocidade do líquido paralela ao eixo axial do venturi, na saída dos bicos de injeção de líquido. O modelo supõe que a formação das gotas ocorre totalmente na garganta, devido à alta tensão de cisalhamento entre o gás e o líquido, provocada pela grande diferença de velocidade entre os mesmos. Os bicos injetores de líquido em um lavador venturi de alto desempenho têm a função de fazer uma distribuição homogênea do líquido nas paredes do venturi, e não a função de formação das gotas. Uma velocidade muito alta de saída de líquido nos bicos injetores tende a diminuir o tamanho de gotas, reduzindo o desempenho global do lavador venturi, pois gotas pequenas são arrastadas mais facilmente pelo fluxo de gás.

O modelo apresentado, da mesma forma que os outros modelos, não fornece um resultado direto e explícito dos parâmetros de projeto do lavador venturi em função da eficiência desejada. Conhecida a distribuição granulométrica das partículas, ou escolhido um tamanho típico de partícula, o modelo fornece a eficiência de coleta deste tamanho de partícula em função dos parâmetros de projeto adotados.

Tipicamente, as velocidades de gases na garganta dos lavadores venturi são da ordem de 50 a 150 m/s, com relações líquido/gás da ordem de 0,5 a 2,5 litros/m³ de gás.

Perda de carga em lavadores venturi

A perda de carga no escoamento dos gases pode ser um fator limitante do dimensionamento do lavador venturi, e causa de um grande consumo de energia em sua operação. A perda de energia no lavador deve-se à soma de duas parcelas importantes: a perda de pressão devido ao escoamento do gás no venturi e o consumo de energia devido à aceleração das gotas até velocidades que podem chegar muito próximas à velocidade do gás na garganta.

Allen e van Santen (1996) propõem que a perda de carga total no lavador Venturi seja calculada por:

$$P_{total} = P_{liq} + P_{gas}$$

onde a perda de carga devido a aceleração das gotas seja dada pela relação de Leith *et al.* (1985):

$$P_{liq} = \rho_{liq} V_G^2 \frac{QL}{QG} \left(1 + \frac{V_{G2}}{V_{Gmax}} + \frac{V_{G2}^2}{V_{Gmax}^2} \right)$$

onde V_{G2} é a velocidade do gás na saída do lavador e X é a relação entre a velocidade máxima atingida pela gota e a velocidade máxima do gás na garganta, dada pela expressão:

$$X = 2 + 1,5 X^2 \quad (X^4 - X^2)^{0,5}$$

e o parâmetro X é:

$$X = \frac{3l_G C_{Dg}}{16D_g} \frac{G}{L}$$

Onde: l_G : é o comprimento da garganta; C_{Dg} : é o coeficiente de arrasto inicial da gota, considerada como monodímetro.

O coeficiente de arrasto inicial da gota pode ser aproximado como:

$$C_{Dg} = \frac{55}{Re}$$

com o número de Reynolds (Re) calculado a partir do diâmetro médio obtido pela correlação de Nukiyama-Tanasawa e a velocidade relativa entre o gás na garganta e a velocidade inicial de saída do líquido na direção axial do lavador Venturi V_{di} .

A perda de carga permanente referente ao gás pode ser calculada pela relação (White, 1998, p. 402) com o coeficiente de perda K_m aproximado pela equação:

$$K_m = 0,37 \frac{1}{3} \frac{Diam_G}{Diam_1}$$

e

$$P_G = K_m \frac{1}{2} \rho_G V_{G \max}^2$$

$Diam_G$ e $Diam_1$ são os diâmetros da garganta e da entrada do venturi. A relação do coeficiente K_m vale para um venturi com ângulo de 15° e diâmetros de entrada e saída iguais, sendo que para geometrias diferentes, uma correlação adequada deve ser utilizada.

19.5

Precipitadores eletrostáticos

Os precipitadores eletrostáticos utilizam-se de forças eletrostáticas para atrair partículas a um eletrodo coletor e, com isso, aumentar a velocidade de translação das partículas imersas em uma corrente de gás. As forças eletrostáticas são criadas pela adição de cargas elétricas às partículas sólidas ou aerossóis.

A coleta de particulados nestes equipamentos consistem de três etapas principais:

- o carregamento elétrico das partículas;
- a coleta das partículas;
- a remoção do material particulado coletado.

O carregamento das partículas é feito pela passagem das partículas em um campo elétrico não uniforme, produzido pela presença de um eletrodo de descarga e um eletrodo de coleta. A diferença de potencial elétrico entre os eletrodos produz um campo elétrico. Nas proximidades do eletrodo de descarga, se o gradiente do campo elétrico for suficiente alto, tem-se o denominado “efeito Corona”, que é uma forte ionização dos gases. Os íons produzidos pelo efeito Corona tendem a migrar em direção ao eletrodo de coleta, colidindo com as

partículas em suspensão. As partículas tornam-se, então, carregadas eletricamente, deslocando-se dentro do campo elétrico em direção ao eletrodo de coleta, conforme esquematizado na Figura 19.14. Os campos elétricos utilizados em precipitadores são da ordem de 4000 V/cm, corrente contínua, necessitando de diferenças de potenciais da ordem de 25 a 40 kV.

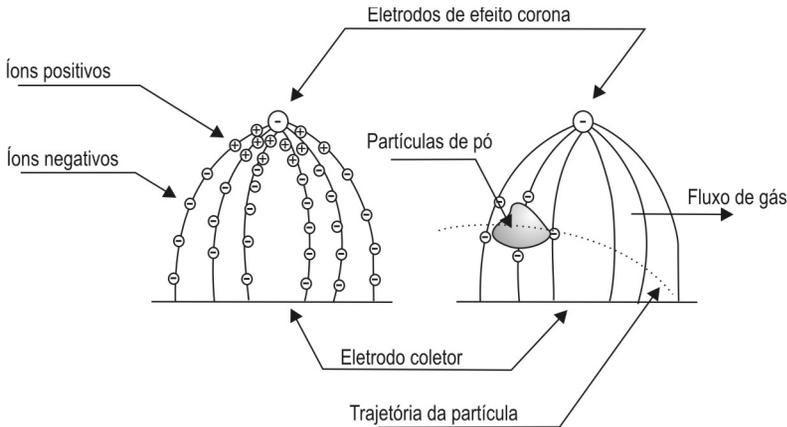


Figura 19.14. Carregamento eletrostático e coleta de partículas em um precipitador eletrostático.

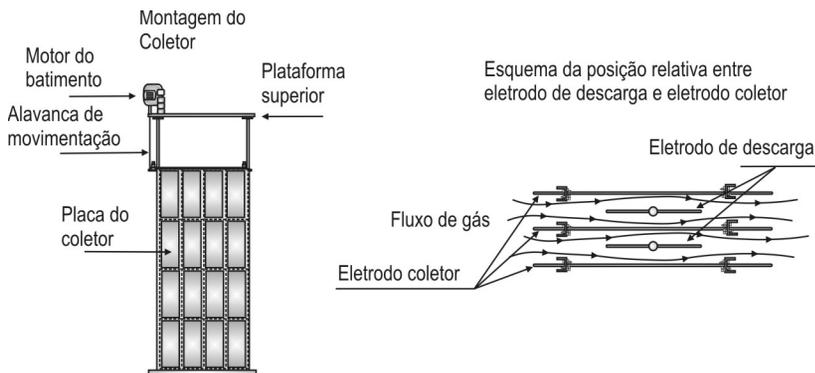


Figura 19.15. Placas coletoras e eletrodos de descarga típicos de um precipitador eletrostático.

O arranjo mais utilizado para os precipitadores eletrostáticos de aplicação industrial é a utilização de placas coletoras planas como eletrodos de coleta e, barras cilíndricas, triangulares ou outras formas como eletrodo de descarga (Figura 19.15). Esse arranjo é preferível devido a otimização de

espaço para o tratamento de grandes volumes de gás. Para pequenas vazões, que são típicas, do gás produto de gaseificadores, o arranjo que utiliza um tubo cilíndrico com eletrodo de coleta e uma barra central como eletrodo de descarga pode ser utilizado, Figura 19.16.

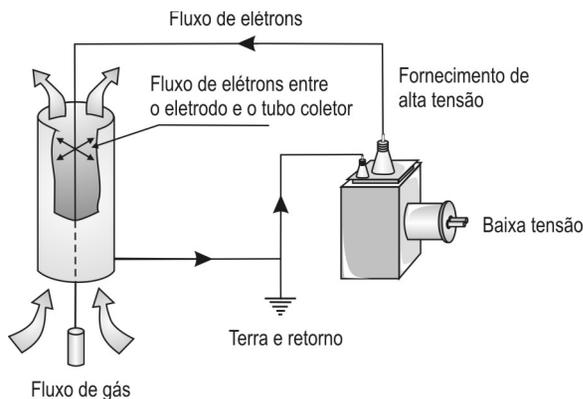


Figura 19.16. Precipitador eletrostático com coletor cilíndrico e eletrodo central.

Os precipitadores eletrostáticos produzem nas partículas força suficiente para obterem-se altas eficiências de coleta mesmo com partículas submícron. Essa eficiência é comumente maior que 99 % de coleta de particulados sólidos, e pode ser menor para coleta de aerossóis.

Uma vez que o material particulado é coletado, atingindo o eletrodo de coleta, há a formação de uma capa de material por aglomeração ou coalescência, que precisa ser removida. A remoção é feita, normalmente, por bateção periódica do eletrodo. Um martelo atingindo a estrutura de suporte do eletrodo provoca vibração que deve ser suficiente para descolar a camada de material de modo que ela precipite ao fundo coletor. A permanência dessa camada na placa coletora deve-se à presença de forças mecânicas, moleculares e ainda a forças eletrostáticas. Por essa razão, a resistividade da partícula tem grande influência no desempenho de um precipitador. Se a resistividade é muito alta, a descarga da carga elétrica da partícula é mais lenta, as forças de adesão são maiores, aumentando a espessura da camada e diminuindo, assim, a diferença de potencial do campo elétrico. Se a resistividade é muito baixa, a partícula se descarrega rapidamente, não formando aglomerados e pode ser retornada à corrente de gases saindo do equipamento sem ser coletada.

19.5.1

Dimensionamento de precipitadores eletrostáticos

A velocidade de migração da partícula depende muito do campo elétrico produzido, segundo a expressão (Theodore, 2008):

$$w = K \frac{D_p E_0 E_c}{4}$$

Onde: K : constante que depende da resistividade da partícula; D_p : diâmetro de partícula (m); E_0 : Campo elétrico no qual as partículas são carregadas (V/m); E_c : campo elétrico no qual as partículas são coletadas (V/m); μ : viscosidade do gás (Pa.s).

A eficiência de coleta depende da velocidade de migração:

$$\eta = 1 - \exp\left(-\frac{wA}{Q}\right)^m$$

Onde: A : área de coleta (m²); Q : vazão de gases (m³/s); m : constante de ajuste da correlação com dados experimentais, normalmente = 0,5

A utilização dessas equações não é simples devido às constantes empíricas que elas possuem. O projeto de precipitadores, normalmente, é feito a partir de dados experimentais específicos de laboratório ou da experiência anterior para o caso considerado. As velocidades típicas de migração para cinzas de carvão são da ordem de 4 a 20 cm/s e para aerossóis de ácido sulfúrico da ordem de 5 a 7 cm/s.

19.6

Remoção de alcatrão do gás produto da gaseificação

A utilização dos equipamentos clássicos para a coleta de particulados tem conseguido pequeno sucesso na remoção também de alcatrão.

O alcatrão formado em gaseificadores está normalmente na forma de vapor na saída do reator devido à alta temperatura (da ordem de 800 °C). Com o resfriamento dos gases, as frações pesadas do alcatrão tendem a se condensar, formando aerossóis, que eventualmente contêm, também, as partículas sólidas de cinzas ou carvão não gaseificado. Pouco se conhece, ainda, a respeito dos fenômenos físicos que colaboram para a formação desses aerossóis, e a aplicação do conhecimento dos mecanismos de coleta de particulados sólidos para a coleta de aerossóis de alcatrão não é imediata.

Hasler e Nussbaumer (2000) relatam diversas eficiências de coleta de alcatrão produzidos em gaseificadores de biomassa. Dos dados coletados pelos autores, os equipamentos comuns de coleta de particulados apresentam eficiência de coleta de alcatrão da ordem de 50 % ou menos. Uma exceção notável é a utilização de filtro de areia para limpeza de gases, que apresentou eficiência de coleta de 50 a 99 %. No entanto, pouca informação técnica a respeito do dimensionamento é apresentada. O desempenho geral de diversos equipamentos para retenção de alcatrão é apresentado na Figura 19.17.

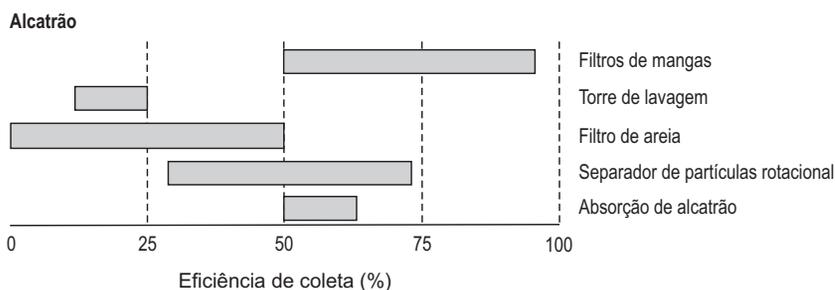


Figura 19.17. Desempenho típico de equipamentos de limpeza de gases na remoção de alcatrão.

Fonte: Hasler e Nussbaumer (2000).

Neef *et al.* (2002) apresentaram resultados experimentais para a remoção de alcatrão em um gaseificador de leito fluidizado rápido utilizando precipitador eletrostático, e obtiveram eficiências de coleta da ordem de 30 % apenas, reduzindo a emissão de alcatrão de $4,0 \text{ g/m}^3$ para cerca de $3,0 \text{ g/m}^3$ de gás.

A utilização de precipitadores eletrostáticos parece promissora para a retenção de alcatrão. Em equipamento de laboratório, Bologna *et al.* (2008) obtiveram eficiência da ordem de 97 a 99 % de remoção de alcatrão em uma planta de pirólise, em gases contendo cerca de 100 g/m^3 de alcatrão. Outros desenvolvimentos no campo dos precipitadores eletrostáticos para a remoção de alcatrão têm sido apresentados por Pemen *et al.* (2003) e Nair *et al.* (2005).

A utilização de catalisadores para a transformação das frações pesadas do alcatrão em frações leves tem sido investigada por Nacken *et al.* (2007) apresentando resultados promissores. As frações mais leves do alcatrão (aromáticos) não aderem às paredes de tubulações e coletores de admissão de motores, permanecem na forma de vapor, não condensando se o gás for mantido a temperaturas relativamente baixas (maior que $50\text{-}70 \text{ }^\circ\text{C}$, por exemplo).

O desenvolvimento de tecnologias eficazes e de baixo custo para a remoção de alcatrão é um campo de pesquisa a ser explorado, seja na aplicação dos sistemas e equipamentos existentes para a coleta de material particulado sólido ou no desenvolvimento de novas técnicas dedicadas à retenção de alcatrão do gás produto de gaseificadores, paralelamente à pesquisa de gaseificadores com mínima produção de alcatrão.

Referencias

- Allen, R.W.K. e van Santen, A., 1996, Designing for pressure drop in Venturi scrubbers: the importance of dry pressure drop, *The Chemical Engineering Journal*, vol. 61, pg. 203-211.
- Bologa, A. et al., 2008, Applications of space-charge electrostatic precipitator for collection of oil mist from pyrolysis gases, ICDL 2008, IEEE International Conference on Dielectric Liquids, Poitiers, France.
- Bartocci, A.C. e Patterson, R.G., 2008, Wet scrubbing for biomass gasification emissions, *Pollution Engineering*, vol. 40, n. 6, 33-38
- Calvert, S., 1974, Engineering design of fine particle scrubbers, *J. Air Poll. Contr. Assoc.*, 24(10), 929.
- Calvert, S.; Lundgren, D.; Mehta, D. S. 1972, Venturi Scrubber Performance. *J. Air Pollut. Control Assoc.*, 22, 529.
- Corella, J., Toledo, J.M. e Molina, G., 2006, Calculation of the conditions to get less than 2 g tar/mn³ in a fluidized bed biomass gasifier, *Fuel Processing Technology*, vol. 87, pg 841-846.
- Cummer, K.R e Brown, R.C., 2002, Ancillary equipment for biomass gasification, *Biomass&Bioenergy*, v.23, pg 113-128.
- Evans, R.J.; Milne, T.A. 1987a. "Molecular Characterization of the Pyrolysis of Biomass. 1. Fundamentals," *Energy & Fuels* 1 (2), pp.123-138
- Evans, R.J.; Milne, T.A. 1987b. "Molecular Characterization of the Pyrolysis of Biomass. 2. Applications," *Energy & Fuels* 1 (4), pp. 311-319
- Gustafsson, E., Strand. M. e Sanati, M., 2007, Physical and chemical characterization of aerosol particles formed during the thermochemical conversion of wood pellets using a bubbling fluidized bed gasifier, *Energy&Fuels*, vol. 21 (6), pg. 3660-3667.
- Han, J. e Kim, H., 2008, The reduction and control Technologies of tar during biomass gasification/pyrolysis: an overview, *Renewable & Sustainable Energy Reviews*, vol. 12 pg. 397-416.
- Hasler, P. e Nussbaumer, Th., 1999, Gas cleaning for IC engine applications from fixed bed biomass gasification, *Biomass&Bioenergy*, vol. 16, pg. 385-395.
- Hasler, P. e Nussbaumer, Th., 2000, Sampling and analysis of particles and tars of biomass gasifiers, *Biomass&Bioenergy*, vol. 18 pg. 61-66.

- Hindsgaul, C., et. all, 2000, Physical and chemical characterization of particles in producer gas from wood chips, *Bioresource Technology*, vol. 73, pg. 147-155
- Holzer, K., 1985, Wet separation of fine dusts and aerosols, *International Chemical Engineering*, vol. 25, no.2 pgs.223-233.
- Lapple, C. E., 1951, Processes use many collector types, *Chem. Engin.*, vol. 58, pg.144–151.
- Leith, D. and Licht, W., 1972, The collection efficiency of cyclone type particle collectors - A new theoretical approach, *AIChE Symp. Series*, 126 (68).
- Leith, D., Cooper, D.W. e Rudnick, S.N., 1985, Venturi scrubbers: pressure loss and regain, *Aerosol Sci. Technol.*, vol. 4 (2), pg. 239-243
- Milne, T.A., Evans, R.J. e Abatzoglou, N., 1988, Biomass Gasifier Tars: their Nature, Formation and Conversion, NREL – National Renewable Energy Laboratory, report NREL/TP-570-25357, Colorado.
- Nacken, M. et all, 2007, Development fo a tar reforming catalyst for integration in a ceramic filter element and use in hot gas cleaning, *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 46, n.7, 1945-1951.
- Nair, S.A. et all, 2005, Streamer corona plasma for fuel gas cleaning: comparison of energization techniques, *J. of Eletrostatics*, vol. 63, pg. 1105-1114
- Neeft, J.P.A., 2002, Physical removal of tar aerosols from biomass producer gases by ESP and RPS, proceedings of the 12th European Conference and Technology Exhibition on Biomass for Energy Industry and Climate Protection, 17-21 june 2002, Amsterdam.
- Olson, S.J., Nguyen-Phuoc, B. e Ibsen, K., 2006, Gas Cleanup Technologies Suitable for Biomass Gasification to Liquid Fuels, 2006 AIChE National Meeting, San Francisco.
- Pemem, A.J.M. et. all, 2003, Pulsed corona discharges for tar removal from biomass derived fuel gas, *Plasmas and Polymers*, vol. 8, n.3, pg. 209-224.
- Rosin, P., Rammler, Z. e Intelmann, W., 1932, Fundamentals and limitations of cyclone dusting, *Z. Ver. Dent. Ing.*, vol. 76, 433-437 (traduzido do alemão).
- Rudnick, S.N., Koehler, J.L.M., Martin, K.P., Leith, D. e Cooper, D.W., 1986, Particle Collection Efficiency in a Venturi Scrubber: Comparison of Experiments with Theory, *Envir. Sci. Technol.*, vol. 20, no.3, pgs 237-242.
- Sánchez, C.G., 2008, comunicação pessoal.

- Schnelle, K.B. e Brown, C.A., 2001, Air pollution control technology handbook, CRC Press, N.York.
- Semrau, K. T., 1960, Correlation of dust scrubber efficiency, J. Air Poll. Contr. Technol. Assoc., 10(3), 200.
- Semrau, K. T., 1963, Dust scrubber design — a critique on the state of the art, J. Air Poll. Contr. Technol. Assoc., 13(12), 587.
- Shepherd, C. B. and Lapple, C. E., 1940, Flow pattern and pressure drop in cyclone dust collectors, Ind. Eng. Chem., vol.32, n.9.
- Stanghelle, D., Slungaard, T. e Sønju, O.K., 2007, Granular bed filtration of high temperature biomass gasification gas, Journal of Hazardous Materials, v. 144, pg. 668-672.
- Theodore, L., 2008, Air Pollution Control Equipment Calculations, J.Wiley & Sons, N.York, 574 pgs.
- White, F.M., 1998, Fluid Mechanics, 4a. ed., McGrawHill, N.York.