

## REOLOGIA NO TRATAMENTO DE MINÉRIOS

**Mario Valente Possa**

Eng. de Minas pela UFRGS, Mestre e Doutor em Engenharia de Mineral pela USP  
Tecnologista Sênior do CETEM/MCTIC

**Christine Rabello Nascimento**

Eng. Química pela UFRJ, Mestre e Doutora em Ciência e Tecnologia de Polímeros pelo IMA-UFRJ  
Pesquisadora do PRH da Agência Nacional de Petróleo - ANP

**Silvia Cristina Alves França**

Eng. Química pela UFS, Mestre e Doutora em Engenharia Química pela COPPE-UFRJ  
Tecnologista Sênior do CETEM/MCTIC



## INTRODUÇÃO

---

O Brasil caracteriza-se por apresentar estruturas geológicas com idades das mais antigas conhecidas, estando seu território situado dentro de uma ampla faixa de clima tropical, propiciando, desta forma, que grande parte dos depósitos minerais brasileiros viesse a se formar com espessas coberturas intemperizadas, que, por vezes, vieram a se constituir em jazidas. A característica comum, na maioria destas jazidas, é de apresentar uma grande quantidade de lamas, constituídas principalmente de argilominerais ou outros minerais advindos de processos genéticos de alteração, apresentando tamanhos finos, ultrafinos e coloidais.

Minerais úteis com estes tamanhos também são encontrados em volumosos depósitos de rejeitos que estão à espera do desenvolvimento de uma tecnologia capaz de proporcionar o seu beneficiamento de forma econômica. Paralelamente, cada vez mais a sociedade vem pressionando o setor produtivo, no sentido de minimizar os danos causados por estes depósitos ao meio ambiente, fazendo com que num futuro próximo, venha a tornar-se obrigatório o aproveitamento destes rejeitos ou seu confinamento sem agressão ao meio ambiente.

O beneficiamento de partículas finas vem se constituindo num grande desafio para os tratamentistas de minérios, uma vez que, com o decréscimo do tamanho das partículas, começa a diminuir a ação das forças de caráter mecânico sobre as mesmas, passando a tornarem-se significativas as forças referentes aos fenômenos eletrostáticos e aquelas devido à descontinuidade do meio (viscosidade). Neste momento, o estudo da reologia torna-se muito importante para o entendimento do comportamento das partículas numa polpa, razão pela qual se tem verificado nos últimos anos um interesse cada vez maior em diagnosticar os efeitos da viscosidade na fluidodinâmica das polpas, passando-se da fase de observação e constatação à de estudo, buscando na engenharia química uma base teórico/prática mais desenvolvida. Os estudos têm-se aprofundado, graças ao grande avanço tecnológico experimentado pelos instrumentos de medição e de análise, até para partículas de tamanhos coloidais.

As polpas de minério podem apresentar um comportamento reológico newtoniano, quando a viscosidade independe da taxa de cisalhamento, ou não-newtoniano, quando ela for dependente. No primeiro caso, a viscosidade medida em qualquer ponto do circuito será a mesma, desde que não tenha sido adicionado algum agente modificador (dispersante ou floculante). Já no segundo caso, a viscosidade estará sendo modificada constantemente, dependendo do grau de agitação da polpa.

A reologia da polpa desempenha um papel muito importante nos diversos processos de tratamento de minérios como classificação, moagem, concentração, espessamento, filtragem e disposição de polpas de rejeitos, com atuação na velocidade de sedimentação das partículas e propriedades de escoamento da polpa.

Esta dependência é mais acentuada à medida que diminui o tamanho da partícula. A reologia tem participação também no transporte de polpas através de dutos, não só na usina de beneficiamento, como também em minerodutos.

No presente capítulo serão apresentados os efeitos da reologia de polpas no tratamento de minérios, dando-se ênfase às operações de moagem, ciclonação, flotação e desaguamento, além da disposição de rejeitos e do transporte de polpas minerais em dutos (minerodutos). São apresentadas as forças que atuam nas propriedades reológicas de uma polpa, modelos empíricos para a determinação da viscosidade em fluidos newtonianos e não-newtonianos e tipos de viscosímetros.

## CARACTERIZAÇÃO DA POLPA

---

A reologia da polpa é um assunto que vem despertando interesse cada vez maior nos pesquisadores que atuam no tratamento de minérios, diante do desafio imposto pelas empresas de mineração e pela sociedade em beneficiar minérios onde a presença de partículas finas e ultrafinas é cada vez mais significativa. Pode-se definir reologia como sendo a ciência que estuda a deformação e o escoamento de materiais sob a ação de uma força. O comportamento reológico dos materiais pode apresentar uma variação de resultados, desde um fluido viscoso newtoniano à de um sólido elástico, passando por estados intermediários denominados de viscoelásticos.

Hunter (1992) e Shaw (1992) salientam que a análise teórica da reologia requer um extensivo arranjo de expressões matemáticas onde não são feitas maiores considerações sobre as causas, ficando restritas, em muitos casos, tão somente a regiões de comportamento linear da teoria viscoelástica. Para que se possa ter um progresso na solução de problemas práticos, torna-se necessário adotar uma abordagem pragmática, buscando compreender o comportamento macroscópico e fazer inferências sobre o que pode estar ocorrendo em escala microscópica, envolvendo características individuais das partículas e da água na polpa, bem como as interações partícula-partícula.

Na caracterização microscópica da reologia de uma polpa, Pawlik e Laskowski (1999) consideram importante o balanço de três forças, originadas por: (i) interação hidrodinâmica; (ii) forças entre partículas; e (iii) difusão browniana. A contribuição específica de cada força depende do tamanho, da distribuição de tamanhos, da forma e da rugosidade das partículas, da percentagem de sólidos e das condições físico-químicas da polpa.

### Hidrodinâmica

Na interação hidrodinâmica de um sistema água-partícula, o movimento de uma partícula na água é o resultado de um conjunto de forças que agem em diferentes sentidos tais como: força externa aplicada; força peso; empuxo; e a força de resistência

oferecida pelo fluido à partícula em movimento. Esta última força depende principalmente: da velocidade da partícula; da sua forma; da quantidade de turbulência no seio do fluido; e da interação com outras partículas adjacentes ou com as paredes do equipamento que as contém.

O parâmetro empregado para caracterizar a turbulência a que uma partícula em movimento está submetida em um fluido é o número de Reynolds.

O número de Reynolds da partícula, em virtude de seu movimento em um fluido, é dado pela equação

$$Re_p = \frac{\rho_L v d_i}{\mu} \quad [1]$$

onde:

$\rho_L$  densidade ou peso específico do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );

$V$  velocidade relativa partícula-fluido ( $\text{m/s}$ );

$d_i$  diâmetro da partícula ( $\text{m}$ ); e

$\mu$  viscosidade absoluta ou dinâmica do fluido ( $\text{kg/m.s}$ ).

Os diferentes tipos de regimes de uma partícula caracterizados pelo número de Reynolds são laminar, turbulento e intermediário.

Não há limites bem definidos para números de Reynolds na caracterização dos tipos de regime. Para partículas esféricas, o regime laminar (Lei de Stokes) pode ser verificado para  $Re_p < 0,1$ , podendo chegar até 2 sob condições controladas; o regime turbulento (Lei de Newton) estaria compreendido na faixa de valores de 500 a  $1.000 < Re_p < 150.000$  e o regime intermediário, de  $0,1 < Re_p < 500$  a 1.000.

Para partículas irregulares torna-se necessário realizar uma correção no número de Reynolds, mediante o cálculo do fator de esfericidade da partícula,  $\psi$ , que pode ser calculado pela equação

$$\psi = \left( \frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad [2]$$

onde:

$d_v$  diâmetro volumétrico, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha o mesmo volume da partícula; e

$d_s$  diâmetro de área, ou seja, o diâmetro de uma esfera que tenha a mesma área da partícula.

Considerando uma partícula esférica em queda livre, grande parte dos mecanismos que a governam pode ser descrito pelas Leis de Stokes e de Newton.

Newton concluiu que a força de resistência exercida pelo fluido ao movimento de uma partícula varia com o quadrado da sua velocidade. Essa teoria não é completa, uma vez que leva em consideração apenas o aspecto dinâmico da força de resistência do fluido à partícula, não considerando os aspectos de turbulência e da viscosidade. Por isso, é muito difícil ocorrer uma concordância entre a Lei de Newton e os dados experimentais, razão pela qual foi inserido um coeficiente de correção na equação, denominado de coeficiente de resistência ou arraste,  $C_d$ , para a determinação da força de resistência,  $F_d$ .

A equação geral para a força de resistência,  $F_d$ , é dada por

$$F_d = \frac{1}{2} C_d A \rho_L v^2 \quad [3]$$

onde:

$F_d$  força de resistência ou arraste ( $\text{kg.m/s}^2$ );

$C_d$  coeficiente de resistência ou de arraste, função da forma da partícula e do tipo de regime do fluxo (adimensional); e

$A$  área projetada da partícula, normal ao seu movimento ( $\text{m}^2$ ).

A força de resistência ao movimento é constituída por duas componentes: a resistência de forma, que é uma força do tipo inercial, e a resistência de fricção, do tipo viscoso.

A resistência de forma tem origem na assimetria da distribuição de pressão do fluido sobre a partícula nas suas duas faces opostas, criando uma componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento da partícula.

A resistência de fricção é consequência da viscosidade do fluido. No deslocamento (movimento relativo) entre a partícula e o fluido é gerada uma força de cisalhamento na superfície da partícula, resultando também numa componente na direção do fluxo, com sentido contrário ao movimento desta.

No regime turbulento, a viscosidade não apresenta um papel importante na magnitude da força de resistência, predominando, portanto, a componente de resistência de forma. Por outro lado, no regime laminar a força de resistência passa a ser influenciada pela viscosidade do fluido e neste caso, predomina a componente de resistência de fricção.

No regime intermediário, à medida que aumenta o número de Reynolds da partícula, começa a diminuir gradativamente a participação da resistência de fricção e a aumentar a da resistência de forma.

Na sedimentação, o balanço das forças atuantes na partícula envolverá a força peso, no sentido da sedimentação, e no sentido contrário, o empuxo e a força de arraste.

Quando a força de resistência ao movimento de sedimentação de uma partícula adquire um valor igual e de sentido oposto à resultante de todas as forças atuantes na mesma, sua aceleração será nula ( $dv/dt = 0$ ) e conferirá à partícula uma velocidade constante, denominada velocidade terminal de queda ou sedimentação. Para uma partícula esférica com diâmetro  $d_i$  e volume  $\pi d_i^3/6$ , a sua velocidade terminal,  $v_s$ , será dada pela equação baseada na Lei de Newton:

$$v_s = \sqrt{\frac{4 d_i (\rho_s - \rho_L) g}{3 C_d \rho_L}} \quad [4]$$

onde:

$v_s$  velocidade terminal de sedimentação (m/s);

$\rho_s$  densidade da partícula; e

$\rho_L$  densidade do fluido.

Para a resolução dessa equação, torna-se necessário determinar o coeficiente de resistência,  $C_d$ , que está relacionado com o número de Reynolds da partícula,  $Re_p$ .

De acordo com Napier-Munn (1990) e Plitt (1991), para números de Reynolds da partícula maiores que 1.000, regime turbulento,  $C_d$  é praticamente independente do número de Reynolds da partícula e é somente uma função da sua forma, com valores em torno de 0,44.

A sedimentação muito lenta ou sob o regime laminar de uma partícula esférica é muito bem expressa pela Lei de Stokes.

Há uma relação linear entre  $C_d$  e  $Re_p$ , onde:

$$C_d = \frac{24}{Re_p} \quad [5]$$

e a força de resistência, dada pela equação

$$F_d = 3 \pi d_i \mu v. \quad [6]$$

Tem-se, então, para a velocidade terminal (queda ou sedimentação) calculada pela Lei de Stokes:

$$v_s = \frac{d_i^2 (\rho_s - \rho_L) g}{18 \mu}. \quad [7]$$

Para a região de regime intermediário, envolvendo número de Reynolds da partícula situados entre 0,2 e 1.000, Masliyah (1979) apud Plitt (1991) propôs a seguinte equação para a velocidade terminal:

$$v_s = \frac{d_i^2 (\rho_s - \rho_L) g}{18\mu (1 + 0,15Re_p^{0,687})} \quad [8]$$

De acordo com Bird et al. (1978), pode-se calcular o valor aproximado de  $C_d$  no regime intermediário, para  $2 < Re_p < 500$ , como sendo igual a:

$$C_d = \frac{18,5}{Re_p^{0,6}} \quad [9]$$

Os estudos envolvendo sedimentação em queda livre retratam uma situação teórica ou podem ser observados para polpas com baixas percentagens de sólidos (menores que 3% em volume). A realidade no tratamento de minérios envolve o movimento de partículas em uma polpa de minérios onde, à medida que aumenta a quantidade de sólidos, aumentam as colisões entre as partículas e as suas trajetórias ficam influenciadas pelo movimento e interações entre elas e pelo deslocamento da água através dos canais gerados entre essas partículas. Tem-se como resultado uma velocidade terminal de uma dada partícula menor do que aquela observada em queda livre.

As velocidades terminais de partículas em sedimentação retardada, para regimes turbulento e laminar, podem ser calculadas, respectivamente, pelas Leis de Newton e de Stokes (Equações 4 e 7) modificadas:

$$v_s = \sqrt{\frac{4d(\rho_s - \rho_p)g}{3C_d\rho_p}}; e \quad (\text{Lei de Newton}) \quad [10]$$

$$v_s = \frac{d^2(\rho_s - \rho_p)g}{18\mu}, \quad (\text{Lei de Stokes}) \quad [11]$$

onde  $\rho_p$  é a densidade da polpa.

De acordo com Reynolds e Jones (1989), a velocidade terminal de sedimentação de partículas com formas irregulares em um fluido não-newtoniano tem um valor aproximado daquela obtida para partículas esféricas, com volume e densidade equivalentes.

### Forças entre Partículas

O conhecimento sobre o estado de agregação ou a estabilidade de uma suspensão coloidal é importante em diversas operações no tratamento de minérios,



visto que a presença de partículas fortemente agregadas pode implicar no aumento indesejável da viscosidade das polpas minerais, na coagulação ou na sedimentação das partículas.

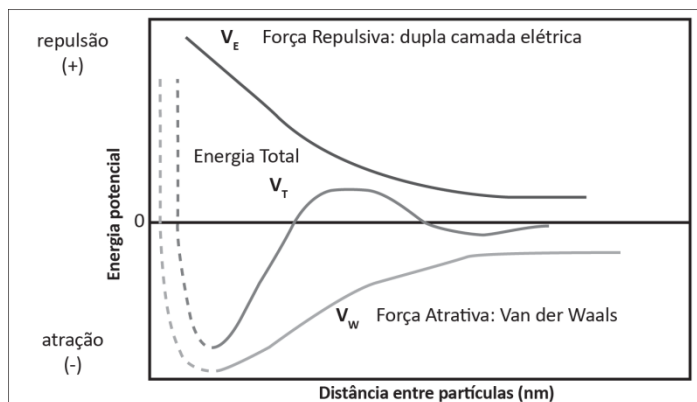
A teoria DLVO clássica - Derjaguin e Landau; e Verwey e Overbeek - descreve a interação entre as partículas como uma resultante da soma da energia de interação da dupla camada elétrica e a energia de van der Waals (MESQUITA et al., 2003), onde ambos os componentes são funções da distância entre essas partículas. Contudo, é comum o beneficiamento ou manipulação de suspensões concentradas, contendo minérios heterogêneos e compostos orgânicos, e este aumento de complexidade torna interessante o desenvolvimento de modelos que levem em conta efeitos que foram desconsiderados na teoria DLVO clássica.

Como forma de aproximar a descrição do modelo à situação real das suspensões de interesse, foi desenvolvida a teoria DLVO estendida ou X-DLVO, que incorpora outros componentes que também contribuem para a energia de interação entre as partículas, tais como as forças de hidratação (YOTSUMOTO e YOON, 1993) e o efeito estérico de repulsão, observado no caso em que polímeros estão adsorvidos nas partículas.

Pela teoria DLVO a energia de interação pode provocar dispersão ou agregação de partículas e tem por origem as forças de van der Waals e aquelas entre as duplas camadas elétricas.

As forças de van der Waals atuantes entre duas partículas imersas em água, são sempre de atração. Estas forças dependem da distância entre essas partículas e são independentes da carga das mesmas, do pH do meio e, ainda, mostram pouca dependência da concentração de eletrólito na solução. Já a interação entre as duplas camadas elétricas de partículas com a mesma carga superficial provocará repulsão, cuja intensidade é função da distância entre essas partículas, da magnitude da carga ou potencial de superfície, do pH do meio e da natureza e concentração do eletrólito. Entretanto, para uma dada carga superficial, tais forças independem da natureza da partícula (LYKLEMA, 1989 apud LINS, 1995).

Pela teoria DLVO, a energia total  $V_T$  (Figura 1) é igual à soma da energia atrativa devida às forças de van der Waals ( $V_W$ ) com a energia repulsiva, decorrente da interação entre as duplas camadas elétricas ( $V_E$ ).



**Figura 1.** Energias de interação entre partículas - teoria DLVO (adaptado de LINS, 1995).

Com o advento de novos equipamentos, que vêm proporcionando um maior alcance na observação de fenômenos microscópicos e, ainda, com a contribuição de simulações matemáticas, tornou-se possível confirmar a teoria DLVO apresentada há mais de meio século. Além disso, permite levar em consideração outro tipo importante de energia de interação, que são as chamadas forças estruturais (CHURAEV, 1991), vindo a constituir a denominada teoria X-DLVO. De acordo com Lins (1995), a origem destas forças estruturais ainda não está bem estabelecida. Pashley (1992) propõe uma explicação tendo por base a suposição de que a presença de uma superfície mineral modifica as características da água na região próxima à essa superfície.

As forças estruturais podem ser repulsivas de hidratação ou atrativas hidrofóbicas. As primeiras são resultantes de mudanças na estrutura da água, causadas pela indução de superfícies hidrofílicas hidratadas ou por íons hidratados próximos à superfície das partículas. As forças atrativas hidrofóbicas devem-se à repulsão das partículas à água, promovendo a sua agregação.

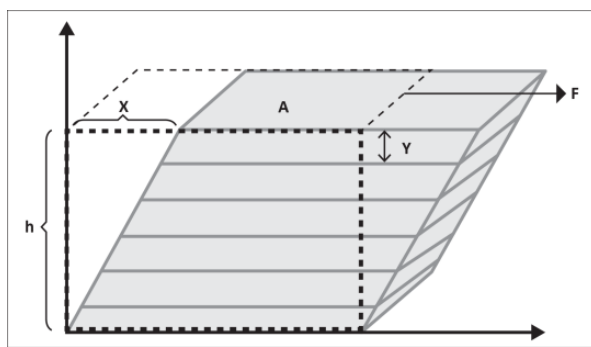
### Difusão Browniana

A difusão browniana está relacionada com a tendência apresentada pelas partículas em migrar de uma região mais concentrada para outra, de baixa concentração, sendo uma consequência direta do movimento Browniano. As partículas movem-se em trajetórias irregulares, geralmente em ziguezague, devido a colisões ao acaso com as moléculas do meio fluido, com outras partículas ou com as paredes do equipamento. Quanto menores as partículas, mais nítido será o movimento browniano.

## VISCOSIDADE

A viscosidade de um fluido pode ser definida como sendo a propriedade que o mesmo apresenta em oferecer maior ou menor resistência à deformação, quando sujeito a esforços de escorregamento. O fluido, em tratamento de minérios, é constituído pelo sistema água/minério, ou seja, a polpa.

Isaac Newton realizou um dos primeiros estudos de escoamento de um fluido. Ele considerou um modelo constituído por duas lâminas paralelas (Figura 2), de mesma área, A, separadas por uma distância y, entre as quais existe um fluido. Ao se aplicar uma força tangencial F sobre a lâmina superior, mantendo fixa a inferior, cada partícula do fluido percorre uma trajetória paralela às lâminas e com velocidade constante.



**Figura 2.** Desenho esquemático do modelo de escoamento laminar de um fluido entre duas placas paralelas

No entanto, a velocidade das diversas partículas varia de  $v$ , junto à lâmina superior, até zero, junto à lâmina inferior. Newton postulou que a força tangencial  $F$  é diretamente proporcional à área  $A$  da lâmina e ao gradiente de velocidade ou taxa de cisalhamento  $dv/dy$ . A relação  $F/A$  é denominada tensão de cisalhamento e a relação tensão de cisalhamento por taxa de cisalhamento é denominada viscosidade absoluta ou dinâmica ( $\mu$ ).

Assim,

$$\mu = \frac{F/A}{dv/dy} = \frac{\tau}{\gamma} \quad [12]$$

onde:

$\tau$  tensão de cisalhamento (Pa); e

$\gamma$  taxa de cisalhamento (1/s).

Um fluido newtoniano caracteriza-se por possuir viscosidade constante, viscosidade absoluta ( $\mu$ ), independentemente da variação da taxa de cisalhamento. É o coeficiente angular da reta, na Figura 3. Num regime laminar, um fluido newtoniano

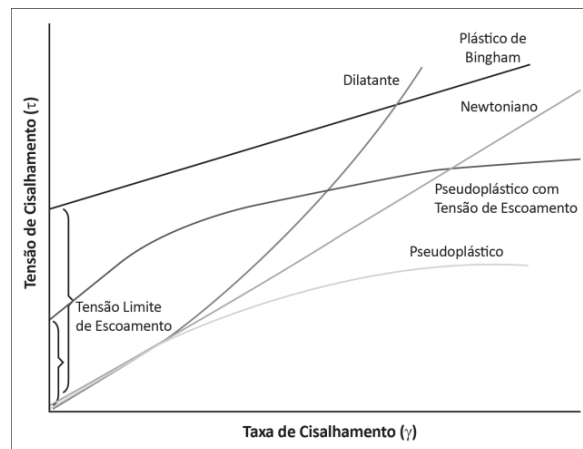
escoa em um tubo como se ele, o fluido, fosse constituído por inúmeros cilindros concêntricos com diferentes velocidades, como um telescópio.

Outros fluidos podem apresentar viscosidade dependente da taxa de cisalhamento. Estes são denominados fluidos não-newtonianos e podem ser classificados em: pseudoplástico com tensão de escoamento, plástico de Bingham, pseudoplástico e dilatante. Todos estes tipos de escoamento são independentes do tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante. Há casos de escoamentos de fluido dependentes do tempo de aplicação de uma taxa de cisalhamento; esses fluidos são, então, classificados como tixotrópicos ou reopéticos.

Os fluidos tixotrópicos apresentam uma diminuição da viscosidade aparente com o tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante, até alcançar um equilíbrio. É uma transformação isothermal reversível. Têm-se como exemplos as tintas e muitas argilas, particularmente a bentonita, que se "liquefaz" por agitação e se "solidifica" quando em repouso. Já os fluidos reopéticos são raros e apresentam um comportamento oposto ao dos tixotrópicos. Há um aumento da viscosidade aparente com o tempo de atuação de uma taxa de cisalhamento constante.

A Figura 3 ilustra os diferentes tipos de comportamento de polpas, tendo por base estudos realizados para fluidos.

Para os fluidos não-newtonianos, a resistência oferecida ao escoamento é medida pela viscosidade aparente ( $\mu_{ap}$ ), cujo valor é o coeficiente angular da reta que passa pela origem e pelo ponto de interesse na curva (tensão *versus* taxa de cisalhamento). Ela corresponde à viscosidade de um fluido newtoniano que exibe a mesma tensão de cisalhamento para uma dada taxa de cisalhamento, conforme Darley e Gray (1988).



**Figura 3.** Tipos de comportamento reológico de polpas (adaptado de BAKSHI E KAWATRA, 1996).

Os fluidos denominados plástico de Bingham e pseudoplástico com tensão de escoamento distinguem-se dos outros fluidos por requererem uma tensão inicial, denominada de tensão limite de escoamento (*yield stress*), para que o fluido comece a escoar. De acordo com Chaves (2012), a maioria das polpas em tratamento de minérios apresenta o comportamento de plástico de Bingham.

Nos fluidos pseudoplásticos, a viscosidade aparente diminui com o aumento da taxa de cisalhamento. Este comportamento pode ser encontrado em sistemas coloidais, onde as partículas assimétricas, com orientação ao acaso, ficam inicialmente emaranhadas, formando uma rede e dificultando o escoamento. Com o aumento da taxa de cisalhamento esta rede se rompe e o escoamento é facilitado, diminuindo a viscosidade.

Nos fluidos dilatantes, tem-se um aumento da viscosidade aparente com o aumento da taxa de cisalhamento. De acordo com Shaw (1992), este comportamento deve-se ao efeito da dilatação da polpa, com a água sendo suficiente apenas para preencher os vazios. Com o aumento da taxa de cisalhamento é gerada uma instabilidade na polpa, fazendo com que as partículas se movam umas em relação às outras, expandindo a polpa. A água sendo insuficiente para preencher os novos espaços vazios gerados dá lugar ao aparecimento de forças de tensão superficial. Pode ser observada, também nos fluidos dilatantes, uma tensão limite de escoamento (*yield stress*).

Um cuidado especial deve ser dedicado à temperatura da polpa, cujo controle pode ser obtido empregando termostatos. Em um estudo realizado por He et al. (2006), a viscosidade aparente de polpas de calcário decresceu quando a temperatura variou de 13°C para 55°C. Comportamento semelhante foi observado por Barbato (2011), para polpas de bauxita.

A unidade de viscosidade mais utilizada é o mPa.s, cuja correspondência com outras unidades também empregadas é

$$1 \text{ mPa.s} = 1 \text{ cP} = 0,001 \text{ kg/m.s}$$

onde:

mPa.s miliPascal segundo;

cP centiPoise;

kg/m.s quilograma por metro segundo.

O comportamento não-newtoniano é descrito por equações empíricas que, frequentemente, são modificações da Lei de Newton, pois os aspectos teóricos até hoje não foram bem estabelecidos.

Ceylan et al. (1999) apresentaram uma equação para o cálculo do coeficiente de arraste para um fluido não-newtoniano, cujo comportamento reológico possa ser descrito pela Lei de Potência (maiores detalhes adiante). A referida equação é dada por

$$C_d = \frac{24}{Re_n} X_n \quad [13]$$

onde:

$X_n$  fator de correção para o coeficiente de arraste, tal que  $X_n(n) = X_n$  e  $X_n(1) = 1$ ; e

$Re_n$  número de Reynolds modificado.

O número de Reynolds modificado para fluido não-newtoniano é calculado por

$$Re_n = \frac{\rho_L d_i^n v^{(2-n)}}{\kappa} \quad [14]$$

onde:

$\rho_L$  peso específico do fluido ( $\text{kg/m}^3$ );

$d_i$  diâmetro da partícula esférica (m);

$n$  índice do comportamento do fluido, que obedece a Lei de Potência:

$n = 1$  para fluido newtoniano;

$n < 1$  para fluido pseudoplástico; e

$n > 1$  para fluido dilatante;

$v$  velocidade relativa fluido/partícula (m/s); e

$\kappa$  índice de consistência do fluido.

### Modelos Empíricos

O principal modelo empírico empregado na caracterização do escoamento de um fluido, de acordo com Darley e Gray (1988), é o de Ostwald de Waele, baseado na Lei da Potência, cuja equação é dada por

$$\tau = \kappa \gamma^n \quad [15]$$

onde:

$\tau$  tensão de cisalhamento (Pa);

$\kappa$  índice de consistência do fluido sendo:

$\kappa = \mu$  para fluido newtoniano;

$\kappa = \mu_{ap} / (\gamma)^{n-1}$  para fluido não-newtoniano ( $\mu_{ap} = \tau / \gamma = \kappa (\gamma)^{n-1}$ );

$\mu_{ap}$  viscosidade aparente;

$\gamma$  taxa de cisalhamento (1/s) e  
 $n$  índice do comportamento do fluido.

Outros modelos que podem ser empregados são os de Bingham, Casson, Herschel-Bulkley e Sisko (TURIAN et al., 1997 e 1998) cujas equações são dadas por:

$$\tau = \tau_0 + \eta_p \cdot \gamma, \text{ modelo de Bingham} \quad [16]$$

$$\tau^{1/2} = \tau_0^{1/2} + \mu_{ap}^{1/2} \gamma^{1/2}, \text{ modelo de Casson} \quad [17]$$

$$\tau = \tau_0 + K_h \cdot \gamma^{n'}, \text{ modelo de Herschel-Bulkley} \quad [18]$$

$$\tau = \eta_\infty \cdot \gamma + m \cdot \gamma^n, \text{ modelo de Sisko} \quad [19]$$

onde:

$\tau_0$  tensão limite de escoamento;  
 $\eta_p$  viscosidade plástica ou de Bingham;  
 $K_h$  e  $n'$  parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley;  
 $m$  e  $n$  parâmetros do modelo de Sisko; e  
 $\eta_\infty$  valor limite que a viscosidade assume em altas taxas de cisalhamento.

Turian et al. (1998) estudaram o comportamento do escoamento de polpas de laterita e gesso e observaram que o melhor ajuste para os dados experimentais de tensão e taxa de cisalhamento, obtidos por reometria capilar e rotacional, foi conseguido com o modelo de Sisko. Segundo este autor, o modelo de Sisko também descreve adequadamente a dependência entre tensão e taxa de cisalhamento de diversas polpas concentradas de interesse industrial, como as de carvão, com várias distribuições de tamanho de partícula, por exemplo; o modelo mostra-se também adequado para uma ampla faixa de taxas de cisalhamento, incluindo as taxas usuais aplicadas no processo de bombeamento de polpas.

A boa aproximação entre os pontos experimentais e a curva teórica, obtida com um determinado modelo, pode se dar apenas numa faixa de taxas de cisalhamento e, portanto, a previsão do comportamento reológico usando este modelo específico estará restrita à referida faixa. Desta forma, é importante observar se há correspondência entre a faixa de taxa de cisalhamento típica do processo de interesse (bombeamento, moagem, etc.) e a faixa na qual o modelo aplicado proporciona um bom ajuste. Turian (1998) utilizou os parâmetros do modelo de Sisko para estabelecer correlações entre o fator de atrito e o número de Reynolds, que podem ser aplicadas no projeto de minerodutos de polpas de minério de granulometria fina, com velocidade de sedimentação baixa o suficiente para não estratificar sob fluxo.

Outro aspecto relevante para a aplicação de modelos é o número ou a natureza dos parâmetros a serem determinados. Enquanto os modelos de Ostwald de Waele, Bingham e Casson possuem apenas dois parâmetros, os modelos de Herschel-Bulkley e Sisko possuem três, aumentando a complexidade dos cálculos. Turian (1997) relata a necessidade da utilização de um procedimento laborioso, de tentativa e erro, na determinação dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley, em que valores de  $\tau_0$  são sucessivamente assumidos até a linearização das curvas de  $(\tau - \tau_0)$  versus  $\gamma$ . Após a determinação de  $\tau_0$ , os outros dois parâmetros podem ser determinados. A ambiguidade na determinação dos parâmetros do modelo de Herschel-Bulkley, que pode apresentar valores de parâmetros sem significado físico, mas que satisfazem a equação, não ocorre no caso do modelo de Sisko, já que o valor de  $\eta_\infty$  pode ser obtido de forma independente e inequívoca.

Também pode se fazer necessária, para simplificação dos cálculos, a utilização de um modelo mais simples, mesmo no caso de outro modelo descrever melhor o comportamento de fluxo do material. Este caso pode ser exemplificado com o trabalho de Sofrá e Boger (2002) que, para estabelecer uma relação entre as propriedades reológicas e o ângulo de repouso formado pelos depósitos de lama vermelha (resíduo do processo Bayer) na bacia de rejeitos, aplicaram o modelo de Bingham, a despeito do modelo de Herschel-Bulkley proporcionar um melhor ajuste. Ou seja, pode-se optar por reduzir a precisão das estimativas em prol da simplificação dos cálculos do projeto de uma instalação, por exemplo.

Não existe garantia de que os valores de tensão limite de escoamento ( $\tau_0$ ), obtidos pela extrapolação das curvas de fluxo para  $\gamma = 0$  (aplicando-se os modelos de Bingham, Herschel-Bulkley ou Casson) representem, de fato, esta propriedade como grandeza física, intrínseca do material e independente da geometria do instrumento de medição (LIDDELL e BOGER, 1996; TURIAN et al., 1997). Desta forma, diversos autores (DZUY e BOGER, 1985; HULSTON et al., 2004; UHLHERR et al., 2005) preferem fazer a medição direta de  $\tau_0$  com a utilização de sensores tipo *vane*, que se adaptam aos reômetros rotacionais. O  $\tau_0$  pode ser determinado como a razão entre o torque máximo e um fator geométrico do rotor, sendo que o teste reológico consiste em aplicar uma velocidade de rotação extremamente baixa ( $< 1$  rpm) ao elemento sensor imerso na amostra. Considera-se que o material só passa a ter o comportamento de um fluido em valores de tensões de cisalhamento superiores a  $\tau_0$ , que é denominada tensão limite de escoamento, e que o valor de  $\tau_0$  é proporcional ao número de contatos e a energia total de interação entre as partículas presentes na suspensão (GARCIA et al., 2003). Portanto, é esperado que suspensões diluídas, que não apresentem  $\tau_0$ , passem a apresentá-la a partir de uma dada concentração, na medida em que os pontos de contato entre as partículas comecem a restringir o deslocamento inicial da suspensão.



A tensão limite de escoamento é uma propriedade reológica que tem grande impacto no processo de bombeamento de polpas. A existência de  $\tau_0$  tem relação direta com a estabilidade da suspensão quanto a sedimentação das partículas, tanto que este parâmetro pode ser manipulado (aumentado) visando retardar a sedimentação das partículas no caso de uma parada do bombeamento, evitando entupimentos indesejáveis (FERREIRA et al., 2005). Nguyen e Boger (1998) comentam que uma polpa com elevada tensão limite de escoamento pode ser bombeada por longas distâncias num mineroduto, sem que ocorram problemas de deposição de sólidos na tubulação. Por outro lado, quanto maior for  $\tau_0$ , maior será a sobrecarga para o motor da bomba no início do processo de bombeamento, mesmo se ocorrer a queda da viscosidade com o aumento da taxa de cisalhamento (pseudoplasticidade). Sofrá e Boger (2002) mostraram uma tendência de aumento exponencial de  $\tau_0$  com a concentração para polpas minerais diversas, o que implica na existência de níveis críticos de concentração que, se ultrapassados mesmo por pequenos incrementos, pode inviabilizar a partida da bomba. Desta forma, o início do bombeamento de um fluido que apresenta  $\tau_0$  é uma operação que requer atenção, pois o escoamento só ocorrerá se a pressão gerada pela bomba resultar numa tensão de cisalhamento igual ou superior a  $\tau_0$  (OLIVEIRA et al., 2007).

### **Tipos de Viscosímetros e Reômetros**

Há um grande número de viscosímetros e reômetros comerciais para serem escolhidos de acordo com a sua geometria, faixas de viscosidades e taxas de cisalhamento necessárias para o trabalho ou estudo. Os critérios para a escolha devem envolver, principalmente: a natureza do material; se é de baixa ou alta viscosidade; se é elástico ou não; a dependência da temperatura na viscosidade, etc. Outra importante consideração é a precisão e exatidão requeridas e se as medidas são para controle de qualidade ou para pesquisa.

A maioria dos viscosímetros disponíveis no mercado, e que está incorporada em ensaios padrão de muitas indústrias, em vez de descrever a viscosidade ou a tensão de cisalhamento abrangendo uma ampla faixa de taxas de cisalhamento, somente produz um único ponto da curva de escoamento, sendo os restantes desconhecidos. Tal procedimento não traz consequências para fluidos newtonianos porque a viscosidade é independente da taxa de cisalhamento, mas pode deixar a desejar para fluidos não-newtonianos.

De acordo com Pierce e Schoff (1982), há três tipos básicos de viscosímetros: capilares, rotacionais e de movimento de um corpo.

Os viscosímetros de fluxo capilar são os mais antigos e usados para a medida de viscosidade. A tensão de cisalhamento é fornecida em função da pressão que o fluido é submetido ao fluir através de um tubo capilar. Eles são precisos nas medidas de viscosidades de fluidos newtonianos até valores de 20.000 mPa.s. O viscosímetro de

fluxo capilar mais conhecido é o de Ostwald. Há diversas marcas com pequenas variações como os Cannon-Fenske, Ubbelohde, FritzSimons, SIL, Atlantic, Ford, entre outros.

A equação básica para o cálculo de viscosidade em viscosímetros capilares, estabelecida por Hagen-Poiseuille, é dada por Pierce e Schoff (1982):

$$\mu = \frac{\pi r_p^4 \Delta P}{8 Q_v L_p} \quad [20]$$

onde:

- $\mu$  viscosidade;
- $r_p$  raio do capilar;
- $\Delta P$  queda de pressão através do capilar;
- $t$  tempo;
- $Q_v$  vazão volumétrica; e
- $L_p$  comprimento do capilar.

A taxa de cisalhamento ( $\gamma_w$ ) e a tensão de cisalhamento ( $\tau_w$ ) nas paredes do capilar podem ser calculadas por

$$\gamma_w = \frac{4 Q_v \pi}{r_p^3} e \quad [21]$$

$$\tau_w = \frac{r_p \Delta P}{2 L_p} \quad [22]$$

onde:

- $\gamma_w$  taxa de cisalhamento na parede do capilar; e
- $\tau_w$  tensão de cisalhamento na parede do capilar.

Os viscosímetros rotacionais são constituídos de duas partes básicas, separadas pelo fluido que está sendo analisado. As partes podem ser cilindros concêntricos (copo e rotor), placas, cone e placa, ou discos. Uma das partes gira em relação à outra e produz cisalhamento no fluido. A viscosidade é medida em função do torque fornecido para produzir uma determinada velocidade angular ou, uma velocidade angular necessária para produzir um determinado torque. Eles são mais versáteis que os de fluxo capilar e podem ser usados para fluidos não-newtonianos. Um viscosímetro constituído por copo e rotor foi desenvolvido pela Debex, da África do Sul, e permite medir viscosidades da polpa *on line* (SHI e NAPIER-MUNN, 1996a).

As marcas de viscosímetros rotacionais mais conhecidas são: o Brookfield Synchro-Lectric, constituído por um copo e disco, sendo eficientes para baixas taxas de cisalhamento, de até  $74 \text{ s}^{-1}$ , segundo Bakshi e Kawatra (1996); o Fann, com cilindros concêntricos, para baixas e médias taxas de cisalhamento; e o Haake Rotovisco, com cilindros concêntricos ou cone e placa, para altas taxas de cisalhamento, chegando até  $30.000 \text{ s}^{-1}$  e podendo medir viscosidades de até  $10^9 \text{ mPa.s}$ .

De acordo com Ferreira et al. (2005), as principais fontes de erros para este tipo de viscosímetro são o efeito da parte inferior do rotor (*end effect*), o deslizamento das partículas na parede do rotor (*wall effect*) e a migração e sedimentação das partículas durante as medidas.

Para fluidos newtonianos, Max Margules (apud PIERCE e SCHOFF, 1982) apresentou uma equação relacionando a viscosidade, medida em viscosímetros com cilindros concêntricos (copo e rotor), com a velocidade angular e o torque aplicado no rotor:

$$\mu = \left( \frac{M}{w_a 4 \pi h_r} \right) \left( \frac{1}{r_i^2} - \frac{1}{r_o^2} \right) = \frac{kM}{w_a} \quad [23]$$

onde:

- M torque aplicado no rotor;
- $h_r$  altura do rotor mergulhada no fluido;
- $w_a$  velocidade angular do rotor;
- $r_i$  raio do rotor;
- $r_o$  raio do copo; e
- k parâmetro do viscosímetro.

A taxa e a tensão de cisalhamento podem ser obtidas, respectivamente, pelas equações

$$\gamma = \frac{2 w_a r_o^2}{(r_o^2 - r_i^2)} \quad [24]$$

$$\tau = \frac{M}{2 \pi r_i^2 h_r} \quad [25]$$

Para viscosímetros de cone e placa tem-se para fluidos newtonianos,

$$\mu = \frac{3 \theta M}{2 r_n^3} \quad [26]$$

$$\gamma = \frac{M}{\theta} \quad [27]$$

$$\tau = \frac{3M}{2\pi r_n^3} \quad [28]$$

onde:

$r_n$  raio do cone; e

$\theta$  ângulo entre o cone e a placa.

Os viscosímetros de um corpo em movimento baseiam-se no movimento de uma esfera, de bolhas de ar, de disco ou de barra através do fluido a ser medida a viscosidade. Estes viscosímetros são utilizados de forma restrita, sendo mais de interesse acadêmico e destinados a fluidos newtonianos cuja viscosidade é calculada com base na Lei de Stokes. Existem viscosímetros especiais como os da Bendix Ultra-Viscoson, Automation Products Dynatrol e Nametre que utilizam a técnica de vibração ultra-sônica de um corpo. Neste último, de acordo com Bakshi e Kawatra (1996) e Kawatra e Bakshi (1996), o que transmite a vibração é uma esfera e as medidas de viscosidade da polpa podem ser obtidas *on-line*.

He et al. (2004) comentam sobre o uso de diversos tipos de reômetros usados na caracterização reológica de polpas, relatando algumas limitações dos modelos existentes. Em se tratando de polpas com partículas grossas, existe a necessidade de evitar os erros associados à sedimentação das partículas durante a análise. No caso de viscosímetros rotacionais, existem adaptações em que a polpa sofre agitação num vaso e é continuamente bombeada para o copo do viscosímetro (ou reômetro), sendo o excedente eliminado por um dreno. Este procedimento, entretanto, introduz um erro experimental devido ao cisalhamento excedente provocado pela agitação prévia da amostra.

As medidas reológicas feitas em viscosímetro ou reômetro capilar requerem cuidados para que sejam evitados ou minimizados os erros relativos aos efeitos de parede e de entrada do capilar. Nguyen (1983) (apud SOFRÁ e BOGER, 2002) recomenda a utilização de capilares com razão de comprimento/diâmetro (L/D) superior a 60 e que a razão  $D/d_{50}$  (onde  $d_{50}$  é o diâmetro médio das partículas) também seja maior que 60. Para testar se os efeitos de parede e de entrada de capilar são desprezíveis, deve-se comparar os resultados obtidos com dois capilares com mesmo L (D diferentes) e dois capilares com mesmo D (L diferentes). Os resultados devem ser iguais.

## REOLOGIA NO PROCESSAMENTO MINERAL

---

A reologia da polpa desempenha um papel muito importante nas diversas operações de tratamento de minérios como classificação, moagem, concentração, espessamento, filtragem e disposição de rejeitos, com atuação na velocidade de sedimentação das partículas. Esta dependência é mais acentuada à medida que diminui o tamanho da partícula. A reologia tem participação, também, no transporte de polpas através de dutos, não só na usina de beneficiamento, como também em minerodutos.

A influência da reologia não é bem compreendida e, em vista disso, ela é raramente incorporada como uma variável em projetos, análises e otimização. Uma das principais razões é a dificuldade de estudá-la em suspensões instáveis, que ocorrem em grande parte dos processos de beneficiamento de minérios, aliado ao fato da falta de normas para a medida da viscosidade (SHI e NAPIER-MUNN, 1996a).

Até pouco tempo, quando as frações de partículas finas e ultrafinas eram descartadas dos circuitos de beneficiamento, considerava-se a percentagem de sólidos como a única responsável pela variação da viscosidade na polpa. Com a necessidade de beneficiar partículas finas e ultrafinas intensificaram-se os estudos envolvendo essas frações. Com o auxílio de instrumentos mais modernos de medição de propriedades das partículas, outras variáveis foram creditadas como significativas para a viscosidade da polpa. São elas: a distribuição de tamanhos e forma das partículas; o ambiente químico; e a temperatura das polpas. A seguir, serão relatados alguns trabalhos alusivos à influência da viscosidade/reologia no tratamento de minérios.

Plitt (1991) investigou a influência do tamanho de partículas na viscosidade de uma polpa. Esta, contendo 100% de material abaixo de 10  $\mu\text{m}$  e com 10% de sólidos por volume, equivale a uma polpa contendo 30% de sólidos por volume, mas com 100% do material acima de 10  $\mu\text{m}$ . Assim, foi evidenciado o risco de se relacionar, exclusivamente, viscosidade com percentagem de sólidos da polpa.

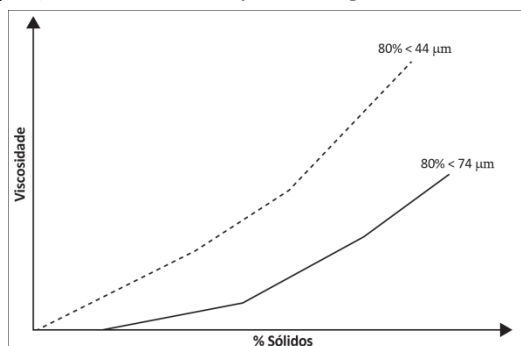
Em um estudo muito interessante, Healy et al. (1993) descreveram o comportamento de polpas de pigmento de dióxido de titânio com diferentes percentagens de sólidos em massa (45, 50 e 55%), a uma mesma taxa de cisalhamento ( $50 \text{ s}^{-1}$ ), sob a ação de dispersante (silicato de sódio), em diferentes valores de pH. A maior viscosidade, para as três diferentes percentagens de sólidos, foi alcançada em pH 8,5, sendo decrescentes para valores de pH nas faixas mais ácidas e básicas. Quanto à influência da percentagem de sólidos, como era esperado, as maiores viscosidades foram observadas nas polpas com elevadas percentagem de sólidos.

Segundo Bakshi e Kawatra (1996) somente polpas com baixa percentagem de sólidos (3-5% por volume) podem, normalmente, apresentar um comportamento de fluido newtoniano, embora Healy et al. (1993) tenham observado este comportamento para polpas de até 30% de sólidos por volume.

Shi e Napier-Munn (1996b) descreveram o comportamento de polpas de minério sulfetado de cobre-chumbo-zinco, com diferentes percentagens de sólidos por volume (15, 30 e 45%) e diferentes concentrações de partículas de tamanho menor do que 38  $\mu\text{m}$  (20, 50 e 95%). Os pesquisadores constataram que a reologia das mesmas apresentava três tipos de comportamento: dilatante, pseudoplástico e plástico de Bingham. Para uma baixa percentagem de sólidos por volume (15%), a polpa comportou-se como um material dilatante. Aumentando a quantidade de finos contidos de 20 para 95% passantes em 38  $\mu\text{m}$ , o comportamento de material dilatante tornou-se mais pronunciado. Para uma percentagem de sólidos por volume intermediária (30%) e uma pequena quantidade de finos (20% passantes em 38  $\mu\text{m}$ ), a polpa apresentou características de um material plástico de Bingham. Para uma grande quantidade de finos, ainda permaneceu a tendência do comportamento de material dilatante.

Quando a percentagem de sólidos por volume aumentou para 45% e a quantidade de finos foi maior que 20%, as polpas apresentaram um comportamento pseudoplástico, com tensão de escoamento. O aumento da percentagem de sólidos por volume ou da quantidade de finos resultou, geralmente, num aumento da tensão de cisalhamento, sendo que esse efeito foi mais significativo para valores mais elevados da percentagem de sólidos.

Num trabalho realizado por Kawatra e Eisele (1988) foi constatado o efeito marcante da relação entre a percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade, conforme mostrado na Figura 4. Em ensaios de ciclonagem com minério de ferro foram coletadas amostras da alimentação (80% passante em 74  $\mu\text{m}$ ) e do *overflow* (80% passante em 44  $\mu\text{m}$ ) com diferentes percentagens de sólidos.



**Figura 4.** Relação entre percentagem de sólidos e quantidade de finos com a viscosidade (adaptado de KAWATRA e EISELE, 1988).

A interação da quantidade de finos e percentagem de sólidos não pode ser desconsiderada. Ficou constatado que o efeito da quantidade de finos na tensão de cisalhamento é muito pequeno para pequenas percentagens de sólidos.

Kawatra et al. (1996) realizando estudos com ciclones concluíram que nas polpas que variaram de 19 a 40% de sólidos em massa, a mudança da viscosidade não acarretou um efeito significativo na curva de partição reduzida, embora provocasse uma maior diferença entre os valores de  $d_{50}$  e  $d_{50c}$ .

Por outro lado, Hsieh e Rajamani (1991) constataram que o parâmetro  $\alpha$  (nitidez da separação na partição reduzida) decrescia com o aumento da viscosidade da polpa. O parâmetro  $\alpha$  da curva de partição reduzida, apresentado por Lynch e Rao (1975) no modelamento matemático de ciclones, caracteriza a qualidade da separação. Os valores de  $\alpha$  variam de 1,5 a 3,5. Geralmente o  $\alpha$  independe das dimensões do ciclone e das condições operacionais para uma dada alimentação, assumindo uma similaridade geométrica entre os ciclones de diferentes tamanhos (LIMA, 1997).

Clifton et al. (2007) relataram que a abrasão intensa da tubulação e o alto consumo energético do processo são problemas típicos no bombeamento da lama vermelha (resíduo do processo Bayer) para a bacia de rejeitos. O bombeamento de polpas mais concentradas acarreta na vantagem da utilização de áreas menores para a disposição; por outro lado, o gasto em energia para o bombeamento aumenta em decorrência do aumento da viscosidade aparente da lama. A redução da viscosidade ficou mais pronunciada conforme a proporção de soda aumentou. Para decidir sobre a aplicação deste aditivo no processo deve ser avaliado se a economia operacional resultante da queda da viscosidade compensa os gastos com os aditivos e o ácido adicional, necessário para a neutralização da lama.

### **Viscosidade na Moagem**

O consumo de energia no processo de moagem na indústria mineral é muito significativo uma vez que em média, atinge cerca de 25% do total requerido para o processamento global da usina e somente menos de 5% dessa energia é efetivamente destinada à geração de novas superfícies (KAWATRA e EISELE, 1988). Otimizar o processo de moagem, portanto, está diretamente relacionado com a otimização do consumo de energia. Dentro deste espírito, Klimpel (1982, 1983), no início da década de 1980 estudou com detalhes os efeitos da reologia da polpa na moagem. Ele propôs correlações empíricas para as taxas de moagem, tendo por base os resultados obtidos em ensaios realizados sob várias condições, em escalas de laboratório e industrial.

A maioria das polpas de carvão e de minério que contém uma percentagem de sólidos por volume menor que 40-45%, uma distribuição normal de tamanhos e uma viscosidade baixa, apresenta um comportamento reológico do tipo dilatante. Sob essas condições, a taxa de quebra é de primeira ordem. Em muitos casos, aumentando a viscosidade da polpa por meio do aumento da percentagem de sólidos ou da quantidade de finos, ou ainda, controlando a distribuição de tamanhos, a polpa pode revelar um comportamento pseudoplástico; caso não apresente uma tensão limite de escoamento (*yield stress*), as taxas de quebra ainda se mantêm como sendo de primeira ordem, mas

seus valores são maiores que aqueles obtidos com uma polpa com comportamento dilatante. Essa é uma das condições que proporciona uma maior eficiência de moagem. Aumentando ainda mais a viscosidade da polpa (percentagem de sólidos, quantidade de finos ou controle da distribuição de tamanhos), ela pode passar a exibir valores mais significativos de tensões limites de escoamento e as taxas de quebra. Devido a isso, deixam de ser de primeira ordem e seus valores decrescem consideravelmente.

Para contornar esse problema, Klimpel (1982, 1983) sugeriu a adição de reagentes químicos para mudar o comportamento reológico da polpa. A adição de dispersantes, por exemplo, pode diminuir a tensão limite de escoamento e aumentar a sua fluidez.

O dispersante adequado é função do tipo de minério ou material que está sendo moído. As dosagens de dispersantes normalmente são pequenas, menos que 0,1% (p/p).

No trabalho de Shi e Napier-Munn (1996a), com base em grande número de dados industriais, foram confirmados os resultados e melhor compreendidas as observações de Klimpel (1982, 1983) sobre os efeitos da reologia das polpas no processo de moagem. Foram consideradas, como parâmetros, a variação da viscosidade (independentemente de outras variáveis), da densidade, da quantidade de partículas finas e da vazão de alimentação no moinho, para polpas com comportamento reológico dilatante, pseudoplástico e newtoniano. Constataram que aumentando a vazão de alimentação sempre ocorrerá a redução da taxa de moagem (relação entre a geração de novas superfícies produzidas para as condições consideradas); aumentando a viscosidade, geralmente aumenta-se a taxa de moagem, exceto para polpas dilatantes com uma grande tensão limite de escoamento; aumentando a quantidade de finos, aumenta-se a taxa de moagem para polpas com comportamento pseudoplástico e diminui-se, para polpas dilatantes e newtonianas. Shi e Napier-Munn (1996b) concluíram que se o objetivo de um trabalho for o de otimizar o processo de moagem, primeiro torna-se necessário compreender a reologia da polpa. Também, parece que alguns fenômenos inesperados e intuitivos da prática industrial podem ser atribuídos à reologia da polpa.

Fuerstenau et al. (1990) estudaram o efeito de dispersantes (tipo polímeros) na viscosidade de polpas densas na moagem a úmido com bolas. Eles concluíram que para polpas com percentagens de sólidos relativamente baixas (segundo os autores, menos de 40% de sólidos por volume), suas viscosidades aparentes são mais ou menos independentes da distribuição de tamanhos de partículas ou adição de qualquer dispersante. Para maiores percentagens de sólidos, a reologia da polpa suporta uma mudança qualitativa, que é refletida no aumento significativo da viscosidade aparente. O aumento da viscosidade aparente faz com que as taxas de moagem decresçam. A adição de dispersantes poliméricos a esta polpa possibilitou adicionar mais 7% em massa de sólidos, antes de atingir um limite crítico.



Atesok et al. (2005) estudaram o efeito da adição de dispersante iônico (poliestireno sulfonato de sódio) na moagem de carvões e observaram aumento de cerca de 20% na geração de finos para o carvão de maior *rank* e de até 32%, para o carvão de menor *rank* (linhito).

Hartley et al. (1978) estudaram o ganho de rendimento na moagem a partir da adição de reagentes. Esse ganho foi expresso pelo fator de taxa de moagem (igual a relação entre as novas superfícies produzidas com a adição de reagente por novas superfícies produzidas sem a adição de reagente). Na Tabela 1 são apresentados os ganhos de rendimento obtidos pela adição de alguns tipos de reagentes na moagem de minérios e materiais.

**Tabela 1.** Ganhos de rendimento obtidos com alguns aditivos usados na moagem.

| <b>Aditivo</b>                       | <b>Minério/Material</b> | <b>Fator Taxa de Moagem*</b> |
|--------------------------------------|-------------------------|------------------------------|
| água                                 | mármore                 | 1,6                          |
| água                                 | clínquer                | 1,3                          |
| isopentanol                          | quartzo                 | 1,3                          |
| isopentanol                          | pó de ferro             | 20,1                         |
| acetona                              | clínquer                | 1,4                          |
| amina (Flotigan)                     | quartzito               | 2,2                          |
| amina (Flotigan)                     | calcário                | 1,7                          |
| ácido oléico                         | calcário                | 1,1                          |
| oleato de sódio                      | quartzo                 | 2,0                          |
| oleato de sódio                      | calcário                | 2,0                          |
| estearato de sódio                   | clínquer                | 1,2                          |
| ácido naftênico                      | clínquer                | 1,3                          |
| naftenato de sódio                   | quartzito               | 1,4                          |
| sulfonaftenato de sódio              | quartzito               | 1,8                          |
| acetato de anila                     | quartzo                 | 1,2                          |
| carbonato de sódio                   | calcário                | 2,0                          |
| dióxido de carbono                   | quartzito               | 1,6                          |
| polimetafosfato de sódio<br>(Calgon) | minério chumbo e zinco  | 1,7                          |

\*Relação entre novas superfícies produzidas com aditivo/novas superfícies produzidas sem aditivo (HARTLEY et al., 1978).

O ganho é avaliado pelo fator taxa de moagem ( $F_m$ ), que é calculado por:

$$F_m = \frac{S_1}{S_2} = \frac{\sum_{i=1}^n \left( \frac{M_{i_1}}{d_m} \right)}{\sum_{i=1}^n \left( \frac{M_{i_2}}{d_m} \right)} \quad [29]$$

onde:

$S_1$  e  $S_2$  superfície total de duas distribuições de tamanhos;

$M_{i_1}$  e  $M_{i_2}$  massa retida em um intervalo de tamanhos de duas distribuições; e

$d_m$  tamanho médio de um intervalo de tamanhos.

As forças hidrodinâmicas na polpa podem ocultar os efeitos causados na moagem pela adição de reagentes. Incrementos de melhorias no desempenho da moagem produzidos pelos aditivos químicos podem ser absorvidos pelos efeitos das contínuas mudanças na alimentação do moinho. Até mesmo com alimentações constantes, a moagem em circuito fechado é, com frequência, dinamicamente instável.

A percentagem de sólidos num moinho muda constantemente. Devido a tais flutuações, um aditivo de moagem que seja potencialmente eficiente pode dar a impressão de não produzir o efeito esperado.

Vieira e Peres (2013) avaliaram a adição de dispersantes na remoagem de concentrado de minério de ferro e seus efeitos nas propriedades reológicas da polpa. O objetivo do trabalho foi investigar a possibilidade de aumento da estabilidade termodinâmica da polpa mineral e a consequente redução no consumo de energia. Alguns reagentes (ácidos poliacrílicos, hexametáfosfato de sódio, ácido cítrico e copolímero sílico acrilato) reduziram o índice de consistência do fluido e a viscosidade plástica, mas não aumentaram a dispersão da polpa. Entretanto, o aumento de pH de 7,3 para 10, promovido pelo hidróxido de sódio, proporcionou menores valores de tensão limite de escoamento e de viscosidade aparente, o que levou à redução (17%) do consumo específico de energia.

Por outro lado, alguns artigos reportam que aditivos à base de cálcio, como a cal (VIEIRA e PERES, 2013) ou a cal hidratada (MELORIE e KAUSHAL, 2017), bastante utilizados como reguladores de pH, aumentam a tensão de cisalhamento de polpas concentradas de minério de ferro. Como consequência, observa-se um aumento na energia requerida para o seu processamento, seja na moagem ou no transporte da polpa entre as diferentes operações unitárias, na usina de beneficiamento.

Um aditivo de moagem pode ter, basicamente, dois tipos de atuação: reduzindo o consumo de energia, kWh/t, ou mudando a forma de quebra das partículas e, com isso, aumentando sua liberação. Como resultado, espera-se que um aditivo de moagem

aumente a produção sem aumentar a quantidade de finos ou gere um produto mais fino para uma mesma produção. A meta de maximizar a recuperação de mineral útil, a um menor custo, é função do balanço entre essas duas situações.

Deve-se ressaltar também que, se de alguma forma, a adição de reagentes químicos pode resultar em uma melhoria no processo de moagem, em muitos casos, esses mesmos reagentes podem ser prejudiciais aos processos subsequentes, constantes do circuito, como por exemplo, a flotação.

### Efeitos da Viscosidade em Ciclones

Upadrashta et al. (1987) e Dyakowski et al. (1994) concluíram que aumentando o número de Reynolds (o que diminui a viscosidade), a velocidade tangencial da polpa próxima ao eixo do ciclone também aumenta, resultando numa maior proporção de fluido no *overflow*.

Para valores elevados do número de Reynolds e posições no ciclone onde  $r/r_c > 0,6$ , os perfis das velocidades tangencial, radial e vertical são praticamente independentes do valor do número de Reynolds. Já para posições onde  $r/r_c < 0,4$ , em cotas abaixo do *vortex finder*, a pseudoplasticidade influencia os perfis das velocidades (UPADRASHTA et al., 1987).

Bakshi e Kawatra (1996) apresentaram uma equação relacionando a taxa de cisalhamento com parâmetros operacionais e geométricos do ciclone,

$$\gamma = \upsilon \cdot n \cdot v_i \cdot r_c^n \cdot (1/r^{1+n}) \quad [30]$$

onde:

$\upsilon$  parâmetro = 0,45;

$n$  parâmetro = 0,80;

$v_i$  velocidade no *inlet* (cm/s);

$r_c$  raio do ciclone (cm); e

$r$  distância radial a partir do eixo de simetria (cm).

A velocidade de alimentação da polpa,  $v_i$ , ao atingir a seção cilíndrica do ciclone, sofre uma redução num valor  $\upsilon$  e transforma-se na velocidade tangencial  $v_t$ . A relação entre estas duas velocidades é dada por

$$v_t/v_i = \upsilon. \quad [31]$$

O parâmetro  $n$  está relacionado com a velocidade tangencial da polpa no interior de um ciclone. À medida que aumenta a distância radial  $r$  ao longo do raio, a velocidade tangencial cresce até atingir um valor máximo. A partir de então, ela começa a decrescer em direção às paredes do ciclone.

A velocidade tangencial está relacionada com uma dada distância radial a partir do eixo do ciclone, pela Equação [32]:

$$v_t r^n = \text{constante.} \quad [32]$$

Os valores dos parâmetros  $v$  e  $n$  são determinados experimentalmente. Para condições normais de operação, são atribuídos os valores de 0,45 e 0,80, respectivamente (HEISKANEN, 1993).

No trabalho de Dyakowski et al. (1994), utilizando um ciclone de 44 mm de diâmetro para polpas com diferentes viscosidades, modificadas pela adição de CMC (carboximetilcelulose) nas concentrações de 0,3; 1,0 e 3,0%, os autores observaram que em altas viscosidades ocorria uma redução na rotação do fluido, à medida que se aproximava do ápex. Isso foi também observado por outros pesquisadores, segundo Dyakowski et al. (1994), inclusive com a ausência do núcleo de ar, indicando que a velocidade tangencial diminuiu mais significativamente em fluidos com altas viscosidades do que naqueles com viscosidades mais baixas.

Em geral, a magnitude das velocidades aumenta com o decréscimo da viscosidade, o que era esperado. Uma segunda observação é que as diferenças são maiores, mais próximas ao ápex do que ao teto (parede superior interna) do ciclone. Isso mostra que o alcance da rotação do fluido no fundo do ciclone (longe do *inlet*) é influenciada pela viscosidade do fluido, ao contrário do que acontece no teto, onde a velocidade tangencial é função da velocidade no *inlet*.

A dependência da queda de pressão de alimentação da polpa é muito mais significativa para um fluido pseudoplástico do que para um fluido newtoniano.

Outras observações importantes sobre o efeito da viscosidade foram destacadas por Dyakowski et al. (1994) e Asomah e Napier-Munn (1997). Eles constataram que há um decréscimo de pressão com o aumento da viscosidade aparente e nas regiões com altas taxas de cisalhamento encontra-se uma maior concentração de partículas. Um aumento da viscosidade acarreta um aumento da partição de água no *underflow* e um aumento do  $d_{50}$  (tamanho ou diâmetro médio da partícula na partição real); além disso, nos fluidos não-newtonianos estudados foram encontrados envelopes de velocidade vertical zero (EVVZ), similares aos de fluidos newtonianos.

Com os resultados obtidos nas medidas das velocidades num *Laser Doppler Velocímetro* (LDV), em ensaios com ciclone de vidro com 75 mm de diâmetro, utilizando três tipos de fluido: somente água (viscosidade 1 cP); água e glicerina, na proporção 1:1 (viscosidade 10 cP) e água com calcário, com 10,47% sólidos em massa (viscosidade 1,13 cP), Hsieh e Rajamani (1991) observaram que o curto circuito é mais pronunciado numa posição do ciclone a 270° do *inlet* e constataram, ainda, que esse efeito aumenta com o aumento da viscosidade do fluido.

Outra consideração que merece destaque diz respeito à viscosidade da polpa nos modelos matemáticos. Alguns avaliam seus efeitos de forma indireta, por meio da percentagem de sólidos. Tal procedimento poderá levar a erros significativos, uma vez que a viscosidade da polpa não depende somente da percentagem de sólidos. Este efeito da viscosidade, em muitos casos, poderá perder seu significado físico por estar oculto nos parâmetros  $k$  dos modelos, após terem sido estimadas por procedimentos matemáticos.

No modelo matemático de Afuma, citado em Asomah e Napier-Munn (1997), a viscosidade é incorporada por meio do número de Reynolds que, por sua vez, é função da viscosidade. Este procedimento só é válido para polpas com comportamento newtoniano, pois a viscosidade da polpa, em qualquer ponto de seu percurso, será constante. Por outro lado, se ela apresentar um comportamento não-newtoniano, no interior do ciclone, por exemplo, onde são verificadas altas taxas de cisalhamento, a classificação ocorrerá numa condição em que a viscosidade será diferente daquela medida em um outro ponto do circuito.

Para levar em conta esta característica, Possa (2000) empregou uma metodologia em que a viscosidade de uma polpa de rocha fosfática com comportamento não-newtoniano é estudada numa ampla faixa de taxas de cisalhamento. Para que seja incorporada à variável viscosidade aparente, no estudo de beneficiamento de polpas não-newtonianas, tornou-se necessário determiná-la no lugar geométrico do equipamento onde ocorre o processo, uma vez que a intensidade dos esforços de cisalhamento aos quais a polpa está sendo submetida é que irá determinar o valor da viscosidade aparente em questão. O autor considerou que o lugar geométrico onde ocorre o processo de separação no interior de um ciclone é o do envelope de velocidades verticais zero (EVVZ), onde se situa o  $d_{50}$ . Esta viscosidade particular foi denominada de viscosidade de separação  $\mu_{50c}$ .

De acordo com Pereira (1997), a viscosidade de separação  $\mu_{50c}$ , denominada de viscosidade efetiva, é o elo entre os fluidos com comportamentos newtonianos e não-newtonianos. Ainda de acordo com Possa (2000), foi demonstrado que é possível obter-se com uma polpa de 35% sólidos, previamente dispersa com reagente químico até alcançar uma viscosidade mais baixa, valores de  $d_{50c}$  tão baixos (finos) quanto aqueles obtidos com uma mesma polpa, mas com 15% sólidos.

### **Aplicação de Modelo Ostwald de Waele na Ciclonagem**

Foi estudada uma amostra de rocha fosfática representativa da alimentação do circuito de deslamagem dos finos naturais da Fertilizantes Serrana S.A. (1996), com distribuição de tamanhos apresentada na Tabela 2.

**Tabela 2.** Distribuição de tamanhos da amostra de finos de rocha fosfática estudada.

| Tamanho ( $\mu\text{m}$ ) | Massa Passante (%) | Massa Retida (%) |
|---------------------------|--------------------|------------------|
| 35,56                     | 93,5               | 6,5              |
| 26,20                     | 88,9               | 4,6              |
| 19,31                     | 83,9               | 5,0              |
| 14,22                     | 78,9               | 5,0              |
| 10,48                     | 74,1               | 4,8              |
| 7,72                      | 69,4               | 4,7              |
| 5,69                      | 64,8               | 4,6              |
| 4,19                      | 60,5               | 4,3              |
| 3,09                      | 56,5               | 4,0              |
| 2,28                      | 52,9               | 3,6              |
| 1,68                      | 49,4               | 3,5              |
| 1,24                      | 45,9               | 3,5              |
| 0,91                      | 43,1               | 2,8              |
| 0,67                      | 39,6               | 3,5              |
| 0,49                      | 32,5               | 7,1              |
| - 0,49                    | -                  | 32,5             |

Com a amostra foram preparados cinco tipos de polpa, sendo duas delas modificadas com a adição de dispersante para diminuir a viscosidade natural da polpa com 35% sólidos, conforme mostrado na Tabela 3. A viscosidade inicial de cada tipo de polpa foi medida com o viscosímetro Brookfield, modelo RV, com a velocidade do disco em 100 rpm.

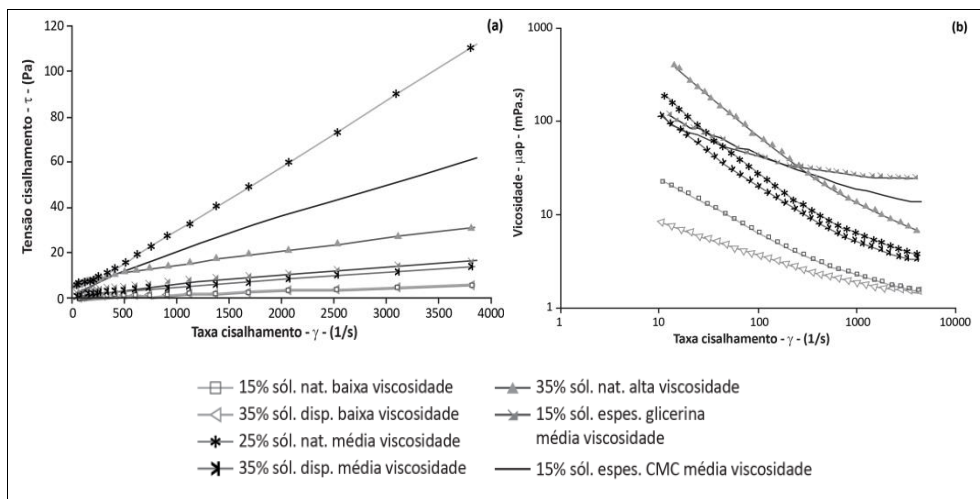
**Tabela 3.** Características das polpas utilizadas nos ensaios.

| % Sólidos Média |      | Estado   | Visc. Brookfield<br>mPa.s | Variação Temp.<br>°C | Modificador de Viscosidade<br>(massa/t fosf.seco) |
|-----------------|------|----------|---------------------------|----------------------|---|
| Massa           | Vol. |          |                           |                      |   |
| 14,9            | 4,9  | natural  | 23-34                     | 30-24                | -   |
| 24,8            | 8,8  | natural  | 108-140                   | 36-26                | -   |
| 36,8            | 14,5 | natural  | 232-240                   | 32-26                | -   |
| 35,1            | 13,6 | dispersa | 112-130                   | 34-27                | Polysal A (946 g/t)                               |
| 33,2            | 12,7 | dispersa | 20-24                     | 33-28                | Polysal A (2,6 kg/t)                              |

Para cada tipo de polpa utilizado nos ensaios foi realizado um estudo para caracterizar o seu comportamento reológico, utilizando-se um reômetro HAAKE Rotovisco (modelo RS 100, sensor DG 41, DIN 53018), tipo rotacional - cilindros concêntricos), com variação de taxa de cisalhamento de até  $4.000 \text{ s}^{-1}$ . Com os valores de viscosidade e taxa de cisalhamento obtidos, mais aqueles de tensão de cisalhamento, foi

caracterizado o tipo de comportamento reológico e estabelecida a equação do modelo de Ostwald de Waele (Lei de potência), com auxílio de um programa de ajuste de curvas, para cada tipo de polpa.

Os resultados obtidos por Possa (2000) no estudo de reologia realizado com o reômetro HAAKE RS 100, para os diferentes tipos de polpas utilizados nos ensaios de ciclonagem, estão apresentados nas Figuras 5 (a) e (b) e nas Tabelas A1 e A2 do Anexo.



**Figura 5.** Estudo reológico das polpas de finos de rocha fosfática: (a) relação entre taxa e tensão de cisalhamento; (b) relação entre taxa de cisalhamento e viscosidade de polpa (POSSA, 2000).

Na Tabela 4 são apresentados os resultados encontrados para o modelo de Ostwald de Waele [Equação 15], com os respectivos valores de R<sup>2</sup>, coeficiente de correlação [Equação 33], obtidos nos ajustes, para as diferentes polpas estudadas (Tabela 3).

O coeficiente de determinação ou R<sup>2</sup> é a razão entre a variância dos resíduos (diferença entre os valores das variáveis dependente e independente) e a variância total da variável dependente. Assim, por exemplo, se o valor observado é a variável dependente e o valor previsto, a variável independente, R<sup>2</sup> pode ser calculado pela equação:

$$R^2 = 1 - \frac{\sum(\text{obs} - \text{prev.})^2}{\sum(\text{obs})^2 - \frac{(\sum \text{obs})^2}{n}} \quad [33]$$

onde n é o número de valores da variável dependente.

**Tabela 4.** Equação do modelo Ostwald de Waele para as polpas estudadas.

| % Sólidos | Estado   | Visc. | Modelo<br>$\tau = \kappa \dot{\gamma}^n$ | R <sup>2</sup> |
|-----------|----------|-------|--|----------------|
| 15        | natural  | baixa | $\tau = 0,0267 (\dot{\gamma})^{0,6733}$  | 0,9929         |
| 25        | natural  | média | $\tau = 0,1718 (\dot{\gamma})^{0,5306}$  | 0,9782         |
| 35        | natural  | alta  | $\tau = 1,4949 (\dot{\gamma})^{0,3568}$  | 0,9534         |
| 35        | dispersa | média | $\tau = 0,3288 (\dot{\gamma})^{0,4658}$  | 0,9547         |
| 35        | dispersa | baixa | $\tau = 0,0087 (\dot{\gamma})^{0,8085}$  | 0,9989         |

Pelos resultados mostrados na Figura 5 e Tabela 4 observa-se que todas as polpas apresentaram um comportamento reológico pseudoplástico, destacando-se a polpa com 35% sólidos em estado natural, que apresentou a maior plasticidade, devido ao menor valor do índice n. Desta forma, para cada tipo de polpa submetida aos ensaios de ciclonagem, a viscosidade aparente foi função da taxa de cisalhamento,  $\dot{\gamma}$ .

Os resultados foram muito bem ajustados pelo modelo de Ostwald de Waele, apresentando uma pequena dispersão entre os valores observados e aqueles previstos pelo modelo, conforme demonstrado pelos coeficientes de determinação R<sup>2</sup>, com valores maiores que 0,95.

### Reologia Aplicada à Flotação

A pureza e recuperação dos concentrados na flotação podem ser prejudicadas em decorrência da presença de argilominerais no minério a ser beneficiado. Nas argilas, o efeito de carga superficial é relevante o que, dependendo de condições propícias de pH e força iônica do meio aquoso, pode acarretar na formação de agregados que promovem a elevação da viscosidade, mesmo quando a proporção em massa de argila no minério é baixa. Os argilominerais são facilmente carregados para o concentrado na flotação, causando uma contaminação indesejada. O aumento de viscosidade da polpa numa célula de flotação é prejudicial sob vários aspectos, pois favorece a ocorrência de zonas de estagnação e interfere na dispersão do ar e na colisão bolha-partícula.

Sabe-se que o estudo reológico pode servir como ferramenta para investigar a influência dos parâmetros operacionais na formação de agregados. Com este propósito, Cruz e Peng (2016) sugerem a reometria oscilatória como método mais adequado na investigação das características dos agregados. Segundo os autores, a técnica de reometria em cisalhamento simples é limitada, pois fornece apenas os resultados de viscosidade aparente e tensão limite de escoamento ( $\tau_0$ ), que seriam propriedades reológicas insuficientes para uma investigação mais detalhada sobre as interações entre as partículas. Com a reometria oscilatória pode-se determinar a relação entre os



módulos de perda e de armazenamento da suspensão, que são propriedades muito sensíveis à pequenas variações das forças de interação entre as partículas dos aglomerados.

Para os casos em que a polpa de interesse não esteja numa concentração tal que permita a obtenção da medida dinâmica por reometria oscilatória, a determinação da viscosidade aparente e da tensão limite de escoamento é uma opção razoável para estudar a influência das propriedades reológicas no processo de flotação. Neste contexto, Shabalala et al. (2011) investigaram o efeito da reologia de polpas com teores de sólidos diversos na dispersão do ar numa célula mecânica de flotação em escala piloto. Os autores verificaram que a elevação da viscosidade da polpa acarretou na atenuação da turbulência e inibição da quebra das bolhas, resultando em elevados valores de *hold-up* do ar. Polpas com altos valores de  $\tau_0$  apresentaram zonas de estagnação próximas ao rotor, com a formação de bolhas menores e localizadas, com baixa dispersão ao longo da célula. Estas zonas de estagnação tendem a desaparecer com o aumento da velocidade do rotor.

Tadros (2010) reportou que suspensões com percentagem de sólidos acima de 20% (em volume) geralmente apresentam comportamento não-Newtoniano, podendo, inclusive, apresentar viscoelasticidade. Quando a consideração de que as partículas são esferas rígidas é assumida, equações simples podem ser usadas para determinar a fração volumétrica crítica ( $\phi_{max}$ ), a partir da qual a suspensão sofre um aumento abrupto de viscosidade e, portanto, em princípio não seria pertinente proceder a flotação de uma polpa com fração volumétrica igual ou superior a  $\phi_{max}$ . Conforme a esfericidade da partícula diminui,  $\phi_{max}$  tende a aumentar; por outro lado, o alargamento da distribuição de tamanho das partículas faz com que  $\phi_{max}$  diminua.

A presença de partículas coloidais, geralmente originadas de argilominerais, na polpa insere outra variável no sistema: o raio efetivo da partícula ( $R_{eff}$ ), o qual inclui a contribuição da espessura da dupla camada elétrica que, por sua vez, sofre a influência da concentração dos eletrólitos presentes no meio aquoso. Como  $R_{eff}$  pode ser muito maior do que o raio da partícula, tem-se que  $\phi_{max}$  tende a diminuir conforme  $R_{eff}$  aumenta. Especificamente no caso da flotação, outro efeito negativo da presença de argilominerais é o recobrimento da superfície do minério de interesse, o que impede a adsorção do coletor (BASNAYAKA et al., 2017), porém não faz parte da abordagem desse capítulo.

Considerações sobre a hidrodinâmica são particularmente importantes no caso dos fluidos não-Newtonianos, já que a viscosidade tende a cair com o aumento da taxa de cisalhamento, para os fluidos pseudoplásticos; este é o caso da maioria das suspensões minerais de interesse no tratamento de minérios. No caso em que a suspensão apresente um valor de tensão limite de escoamento ( $\tau_0$ ), este pode ser

considerado um caso crítico operacional, pois, necessariamente, deve-se aplicar taxas de cisalhamento altas o suficiente para proporcionar uma tensão cisalhante superior a  $\tau_0$  ou, como opção mais adequada, provocar a condição de regime turbulento.

Tabosa et al. (2016) desenvolveram um estudo buscando otimizar o consumo energético do processo de flotação usando número de potência ( $N_p$ ) como um indicador da relação entre energia fornecida ao sistema e energia dissipada na forma de cisalhamento numa célula de flotação mecânica. Variáveis como a velocidade superficial do ar, altura da espuma, razão de aspecto da célula e o desenho e a velocidade do rotor podem ser manipuladas de forma a aumentar a eficiência energética do processo de flotação. Contudo, a alteração na hidrodinâmica da célula resultante da manipulação destas variáveis também pode implicar em alteração na eficiência do processo em si. A distribuição da turbulência ao longo da célula influencia o processo de flotação como um todo, pois enquanto nas regiões de alto cisalhamento favorecem a captura de partículas ultrafinas, as regiões de baixo cisalhamento propiciam as condições ideais para a liberação das partículas grossas. Assim, deve-se observar que o aumento da eficiência energética de uma célula de flotação sempre esteja em conformidade com os requisitos de alta recuperação e pureza dos concentrados.

### **Reologia Aplicada ao Transporte de Polpas em Dutos**

O transporte de polpas minerais em dutos vem se mostrando, ao longo das últimas cinco décadas, como um processo de manuseio seguro, de elevada confiabilidade operacional e eficiente na redução de custos para transporte de longa distância. Com marco em 1957, pelo início da operação de um mineroduto para transporte de polpa de carvão, em Ohio, Estados Unidos, o aprimoramento de materiais e das tecnologias de bombeamento tornou possível o transporte de polpas em longas distâncias de forma segura e eficaz (GUPTA, 2013).

Muitos materiais como carvão, concentrados de minério de ferro, de rocha fosfática, concentrado de cobre, concentrado de zinco, concentrado de chumbo, concentrado de níquel, concentrado de bauxita, calcário e caulim são transportados com sucesso em longas distâncias, em operações espalhadas pelo mundo.

O transporte de polpa em dutos no Brasil teve início em 1977, com a inauguração do mineroduto da Samarco, para transporte de polpa de minério de ferro a uma distância de 400 km, da usina de beneficiamento mineral de Germano, em Mariana-MG, até o Porto de Ubu, Anchieta-ES (AGUIAR FILHO, 2015). Atualmente tem-se em operação no país onze minerodutos, para transporte de concentrados de minério de ferro, rocha fosfática, caulim e bauxita. Destacam-se, dentre estes, o primeiro mineroduto do mundo para transporte de polpa de bauxita, inaugurado em 2005, com 244 km, ligando a usina de beneficiamento de bauxita em Paragominas-PA à refinaria de

alumina em Barcarena-PA; e o mais extenso mineroduto do mundo, até então, com 529 km, para transporte de polpa de minério de ferro de Conceição do Mato Dentro-MG até São João da Barra-RJ.

Uma das propriedades reológicas mais importantes no processo de bombeamento é a viscosidade do fluido (nesse caso, polpa), sendo este, inclusive, um parâmetro utilizado na escolha das bombas que serão utilizadas. Quanto maior for a viscosidade de um fluido, maior será a energia necessária para o seu deslocamento através de dutos (TURIAN et al., 1998). Portanto, quanto menor a viscosidade do material, maior será a facilidade do seu transporte por minerodutos e, conseqüentemente, menor será a energia demandada.

A viscosidade de uma suspensão é função de fatores tais como a sua composição (distribuição do tamanho, carga superficial e formato das partículas) e concentração, da temperatura, do pH e da presença de sais e outros aditivos; portanto, a manipulação destes fatores pode servir para a modificação da viscosidade (BARBATO et al., 2013).

Diversos trabalhos na literatura consideram a concentração de sólidos como variável de destaque no comportamento reológico de polpas minerais, a ponto de investigarem tanto a influência de partículas finas na viscosidade da polpa (BARBATO, 2011; WU et al., 2015), quanto a influência de partículas grossas na velocidade crítica de bombeamento (PINTO, 2012).

Como a grande maioria das suspensões não possui comportamento Newtoniano, a viscosidade também sofre variação com a taxa de cisalhamento ( $\dot{\gamma}$ ), o que significa que a viscosidade varia com a vazão aplicada no bombeamento. Conseqüentemente, a determinação do perfil da curva de viscosidade deve ser feita dentro de uma faixa de taxas de cisalhamento que inclua as taxas usualmente aplicadas no processo de bombeamento industrial (TURIAN et al., 1998; NASCIMENTO, 2008; BARBATO, 2011).

O estudo reológico pode, ainda, fornecer medidas comparativas sobre a estabilidade da suspensão. Quanto maior a estabilidade da suspensão, menor será sua tendência à formação de sedimentos que podem causar o entupimento da tubulação. Um parâmetro que pode ser facilmente determinado com base na curva de tensão de cisalhamento *versus* taxa de cisalhamento ( $\tau \times \dot{\gamma}$ ) é a tensão limite de escoamento ( $\tau_0$ ). Sabe-se que quanto maior for o valor de  $\tau_0$ , menor será a tendência de sedimentação da suspensão. Contudo, deve-se observar que valores elevados de  $\tau_0$  podem afetar a operação de bombeamento, por sobrecarga e possíveis danos às bombas.

A estabilidade da suspensão pode ser igualmente avaliada por meio de ensaios oscilatórios dinâmicos, sendo que este método permite a obtenção de resultados mais confiáveis em relação aos obtidos com os testes rotacionais em cisalhamento simples. O ensaio de varredura de amplitude da oscilação permite determinar a faixa de viscoelasticidade linear. Quanto maior for esta faixa, maior será a estabilidade da

suspensão, uma vez que isto significa, fisicamente, uma maior dificuldade de rompimento da estrutura da amostra. Os módulos de armazenamento e de perda ( $G'$  e  $G''$ ) e a tangente de perda ( $\tan \delta$ ) também são parâmetros utilizados na avaliação da estabilidade das suspensões. Geralmente, suspensões estáveis possuem  $\tan \delta < 1$ , o que significa que a componente elástica ( $G'$ ) é maior que a componente viscosa ( $G''$ ) do módulo complexo ( $G^*$ ). Em termos práticos, isto corresponde a dizer que a natureza elástica do material se sobrepõe à viscosa.

Das melhorias recentes na confecção e operação de minerodutos, Gupta (2013) reporta o uso de dutos de polipropileno, que apresentam elevada resistência à abrasão, ductibilidade e maior vida útil; os mesmos têm sido utilizados no transporte de concentrados de minério de ferro, fosfato, cobre e ouro. Quanto ao bombeamento, é possível utilizar pressões superiores a 250 bar e concentrações de sólidos entre 60 e 65% (p/p), ou até superiores, em alguns casos.

### **Reologia Aplicada à Disposição de Rejeitos**

Rejeitos minerais, convencionalmente, contêm uma grande quantidade de água e são transportados para as barragens por meio de bombeamento centrífugo. A necessidade de recuperação de água de processo e de utilização de tecnologias de disposição ambientalmente mais seguras levam à produção de rejeitos de maior densidade, com características de bombeamento bem específicas, as quais são fortemente influenciadas pelo comportamento reológico dessas polpas minerais (WU et al., 2015).

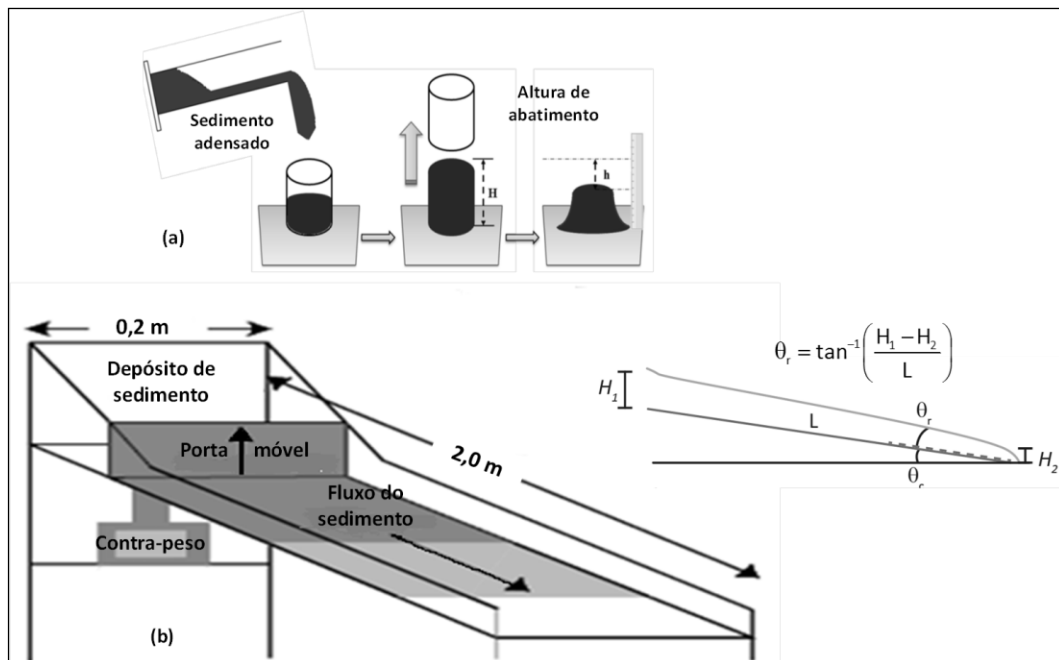
A implementação da estratégia de disposição de rejeitos pastosos requer a consideração de dois fatores, conforme mencionado por Nguyen e Boger (1998): primeiramente, é essencial que o rejeito possa ser transportado através de dutos, que requer menor energia e manuseio de grandes volumes; além disso, o material precisa apresentar facilidade de espalhamento na área de disposição, para compactação e secagem mais efetivas. Considerando o comportamento não-newtoniano das polpas com elevada concentração de sólidos, faz-se necessário e importante o conhecimento das suas propriedades reológicas para determinação das condições operacionais de manuseio e transporte. O segundo fator importante é a capacidade dos equipamentos concentradores de produzir, física e economicamente, rejeitos com elevada concentração de sólidos, de modo a tornar a disposição eficiente.

A utilização de polímeros floculantes para agregar partículas e aumentar a velocidade de sedimentação e a densidade dos rejeitos promove, muitas vezes, o aprisionamento de grande quantidade de água na estrutura floculada (NDLOVU et al., 2014; GADELHA e FRANÇA, 2015; LIN et al., 2017), o que gera baixas taxas de consolidação do rejeito na área de disposição. Por outro lado, considerando a reversibilidade do processo de agregação de partículas frente ao cisalhamento, o bombeamento dessa polpas adensadas pode causar a liberação de água da estrutura

dos flocos, provocando variações na viscosidade da polpa. Assim, a maioria das polpas constituídas por partículas muito finas tornam-se pseudoplásticas e exibem propriedades tixotrópicas após o cisalhamento (WANG et al., 2014; FRANÇA e TRAMPUS, 2018).

Entretanto, a caracterização reológica de polpas minerais concentradas não é tarefa simples, requerendo a utilização de equipamentos e técnicas experimentais específicas. Em trabalho clássico de utilização de informações reológicas de polpas de rejeitos minerais, para fins de disposição adequada dos mesmos, Sofrá e Boger (2002) reportam que essas polpas são, em sua maioria, fluidos não newtonianos com cargas de sólidos elevadas e que apresentam uma tensão limite de escoamento.

Algumas propriedades reológicas de rejeitos espessados e de pastas minerais podem ser medidas de forma indireta, por meio da realização de testes de abatimento - *slump test*, que mede a consistência do material espessado, e teste de calha - *flume test*, que avalia o escoamento desse material em uma superfície inclinada, inferindo o valor do ângulo de repouso (SOFRA e BOGER, 2002; GAO e FOURIE, 2015). Esses experimentos (Figura 6) são de fácil montagem e execução, com geração imediata de resultados.



**Figura 6.** Esquema experimental dos testes de estabilidade de polpa: (a) teste de abatimento (*slump test*) e (b) teste de escoamento em calha (*flume test*), adaptados de Sofrá e Boger (2002).

Osorio (2007) avaliou o desempenho de diferentes reagentes agregantes (sulfato de alumínio e um polímero floculante não iônico) e agentes ligantes (cimento Portland, cinza volante, meta-caulim, fumo de sílica e cal) na produção de pasta mineral a partir de um rejeito de minério de ferro. A influência de fatores como pH, concentração de sólidos e conteúdo de finos ( $-37 \mu\text{m}$ ) na consistência e nos parâmetros reológicos como viscosidade aparente e comportamento reológico das misturas sólido-líquido produzidas também foi investigada. Os ensaios para determinação da percentagem de abatimento (*slump test*) e do ângulo de repouso (*flume test*) foram considerados como ferramenta simples, porém, de grande importância para caracterizar a consistência e a fluidez de pastas minerais produzidas. Além disso, o autor ressalta como importante o conhecimento da viscosidade aparente da pasta mineral que, somada às informações de comportamento reológico, fornecem importantes parâmetros para dimensionamento de equipamentos de separação sólido-líquido e de transporte desses materiais adensados.

Barreda (2008) construiu e implementou um espessador em escala de laboratório para a produção de pastas minerais, sob a influência de variáveis operacionais como percentagem de sólidos, tipos e dosagens de floculantes, ponto de alimentação da polpa, dentre outras. A avaliação dos produtos foi baseada no comportamento reológico dos rejeitos adensados produzidos. Os resultados mostraram a forte influência da tensão de cisalhamento (bombeamento) na desagregação das partículas floculadas e, conseqüentemente, na variação da viscosidade das polpas, levando a um comportamento reológico misto, sendo tixotrópico e reotrópico.

### **Outras Aplicações Industriais**

Polpas concentradas de caulim são amplamente utilizadas na indústria química, especialmente na indústria de papel, quando têm a função de recobrimento e acabamento do produto. Algumas aplicações da polpa exigem altas taxas de cisalhamento, que, associadas às altas viscosidades de polpas concentradas, provocam dificuldades na sua utilização como cobertura (CUNHA et al., 2007).

## SÍMBOLOS E UNIDADES

As unidades podem ser apresentadas como múltiplo ou submúltiplo.

|            |   |            |  |
|------------|---|------------|--|
| A          | área projetada da partícula ( $m^2$ ).  | P          | pressão (psi ou kPa).                                |
| $C_d$      | coeficiente de resistência ou arraste.  | $\Delta P$ | diferença de pressão.                                |
| $d_i$      | tamanho ou diâmetro da partícula ( $\mu m$ ).                                       | $Q_v$      | vazão volumétrica de polpa (L/min).                  |
| $d_{50}$   | tamanho ou diâmetro mediano da partição real ( $\mu m$ ).                           | r          | distância radial a partir do eixo do ciclone (cm).   |
| $d_{50c}$  | tamanho ou diâmetro mediano da partição corrigida ( $\mu m$ ).                      | $r_c$      | raio do ciclone (cm).                                |
| $d_m$      | tamanho médio de um intervalo de tamanhos.  | $r_i$      | raio do rotor do viscosímetro (cm).                  |
| $d_s$      | diâmetro de uma esfera com área equivalente ( $\mu m$ ).                            | $r_o$      | raio do copo do viscosímetro (cm).                   |
| $d_v$      | diâmetro de uma esfera com volume equivalente ( $\mu m$ ).                          | $r_p$      | raio do capilar (cm)                                 |
| F          | força tangencial ( $kgm/s^2$ ).   | $Re_p$     | número de Reynolds da partícula (adimensional).      |
| $F_d$      | força de resistência ou arraste ( $kgm/s^2$ ).                                      | $Re_n$     | número de Reynolds modificado (adimensional).        |
| $F_m$      | fator taxa de moagem.   | $R^2$      | coeficiente de correlação.                           |
| g          | aceleração da gravidade ( $m/s^2$ )   | $S_i$      | superfície total de uma distribuição de tamanhos.    |
| $G'$       | módulo de armazenamento; componente elástica.                                       | $v_s^*$    | termo de correção da sedimentação em queda impedida. |
| $G''$      | módulo de perda; componente viscosa.  | $v_t$      | velocidade tangencial (m/s).                         |
| $G^*$      | módulo complexo   | $v_v$      | velocidade vertical ou axial (m/s).                  |
| $h_r$      | altura do rotor mergulhada no fluido.   | v          | velocidade relativa partícula/fluido (m/s).          |
| $k_0, k_n$ | parâmetros de equações de modelos.  | $v_i$      | velocidade no <i>inlet</i> (m/s).                    |
| $L_p$      | comprimento do capilar.   | $v_r$      | velocidade radial (m/s).                             |
| M          | Torque aplicado ao rotor.   | $v_s$      | Velocidade terminal da partícula (m/s).              |
| $M_i$      | massa retida em um intervalo de tamanhos.   | $w_a$      | velocidade angular (rad/s).                          |
| n          | expoente de equações. Para a lei de potência é o índice de comportamento do fluido. | $X_n$      | fator de correção do coeficiente de arraste.         |

## Letras Gregas

|             |  |            |  |
|-------------|--|------------|--|
| $\alpha$    | parâmetro de nitidez da separação.             | $\rho_a$   | densidade ou peso específico da água ( $t/m^3$ ).    |
| $\gamma$    | taxa de cisalhamento (1/s).                    | $\rho_l$   | densidade ou peso específico do líquido ( $t/m^3$ ). |
| $\gamma_w$  | taxa de cisalhamento nas paredes do capilar.   | $\rho_s$   | densidade ou peso específico do sólido ( $t/m^3$ ).  |
| $k$         | índice de consistência do fluido.              | $\rho_p$   | densidade ou peso específico da polpa ( $t/m^3$ ).   |
| $\mu$       | viscosidade absoluta (kg/m.s ou mPa.s).        | $\tau$     | tensão de cisalhamento (Pa).                         |
| $\mu_a$     | viscosidade da água (kg/m.s ou mPa.s).         | $\tau_0$   | tensão limite de escoamento (Pa).                    |
| $\mu_{ap}$  | viscosidade aparente (kg/m.s ou mPa.s).        | $\tau_w$   | tensão de cisalhamento nas paredes do capilar.       |
| $\mu_{50c}$ | viscosidade de separação (kg/m.s ou mPa.s).    | $\upsilon$ | parâmetro de redução de velocidade de polpa.         |
| $\theta$    | ângulo entre o cone e a placa do viscosímetro. | $\psi$     | fator de esfericidade.                               |
| $\delta$    | ângulo de fase                                 |            |  |



## BIBLIOGRAFIA REFERENCIADA

---

AGUIAR FILHO, W. O mineroduto da Samarco. Em: Portos do ES, 2015. Disponível em <http://www.morrodomoreno.com.br/materias/o-mineroduto-da-samarco.html>. Acesso em 20 mai. 2017.

ASOMAH, A.K.; NAPIER-MUNN, T.J. An empirical model of hydrocyclones, incorporating angle of cyclone inclination. *Minerals Engineering*, v. 10, n. 3, p. 339-343, 1997.

ATESOK, G.; OZER, M.; BOYLU, F.; DINCER, H. The effect of anionic dispersants on grindability of different rank coals. *International Journal of Mineral Processing*, v. 77, n. 4, p. 199-207, 2005.

BAKSHI, A.K.; KAWATRA, S.K. Rapid determination of non-Newtonian flow behaviour in mineral suspensions. *Minerals and Metallurgical Processing*, v. 13, n. 4, p. 165-169, 1996.

BARBATO, C.N. Estudo reológico de suspensão de bauxita. Tese (Doutorado). Programa de Pós-graduação de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química/UFRJ, Rio de Janeiro-RJ, 126p., 2011.

BARBATO, C.N., SILVA, F.A.N.G., SAMPAIO, J.A., MEDEIROS, M.E., FRANÇA, S.C.A., NELE, M., GARRIDO, F.M.S. Avaliação estatística das variáveis que influenciam a viscosidade da polpa de bauxita do Pará com alto teor de SiO<sub>2</sub> reativa. *Revista Matéria*, v. 18, n. 4, p. 1410-1424, 2013.

BARREDA, R.H.O. Desenvolvimento de equipamento produtor de pasta mineral. Dissertação (Mestrado), Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Minas, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte-MG, 169p., 2008.

BASNAYAKA, L.; SUBASINGHE, N.; ALBIJANIC, B. Influence of clays on the slurry rheology and flotation of a pyritic gold ore. *Applied Clay Science*, v. 136, p. 230-238, 2017.

BIRD, R.B.; STEWART, W.E.; LIGHTFOOT, E.N. Transporte de interfase en sistemas isotérmicos. Fenómenos de transporte. Editorial Reverté S.A., Cap. 6., 1978.

CEYLAN, K.; HERDEM, T.; ABBASOV, T. A theoretical model of drag force in the flow of non-newtonian fluids around spherical solid particles. *Powder Technology*, v. 103, p. 286-291, 1999.

CHAVES, A.P. Bombeamento de polpa e classificação. Coleção Teoria e Prática do Tratamento de Minérios, v. 1, Ed. Oficina de Textos, São Paulo-SP, 303p., 2012.

CHURAEV, N.V. Surface forces and their role in mineral processing. In: XVII International Mineral Processing Congress, Dresden, v. 2, p. 1-15, 1991.

CLIFTON, M.; NGUYEN, T.; FROST, R. Effect of ionic surfactants on bauxite residues suspensions viscosity. *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 307, p. 572-577, 2007.

CRUZ, N.; PENG, Y. Rheology measurements for flotation slurries with high clay contents – A critical review. *Minerals Engineering*, v. 98, p. 137-150, 2016.

CUNHA, F., TOREM, M.L., D'ABREU, J.C. A influência do pH na reologia de polpas de caulim. *Revista da Escola de Minas*, 60 (3), p. 505-511, 2007.

DARLEY, H.C.H.; GRAY, G.R. Rheology of drilling fluids. Composition and Properties of Drilling and Completion Fluids, 5<sup>th</sup> edition, Gulf Publishing Company, chapter 5, p. 184-281, 1988.

DYAKOWSKI, T.; HORNING, G.; WILLIAMS, R.A. Simulation of non-newtonian flow in a hydrocyclone. *Transaction of the Institution of Chemical Engineers*, v. 72, part A, p. 513-520, 1994.

Fertilizantes SERRANA S.A. - Complexo Industrial ARAFÉRTIL. Dados obtidos em visita técnica à usina de beneficiamento, Araxá, Minas Gerais, 1996.

FERREIRA, E.E.; BRANDÃO, P.R.G.; KLEIN, B.; PERES, A.E.C. Reologia de suspensões minerais: uma revisão. *Revista Escola de Minas*, v. 58 (1), p. 83-87, 2005.

FRANÇA, S.C.A.; TRAMPUS, B.C. Desaguamento de rejeitos minerais para aplicação de métodos de disposição alternativos às barragens de rejeito convencionais. *Série Tecnologia Ambiental, CETEM/MCTIC*, Rio de Janeiro, 63p., 2018 (no prelo).

FUERSTENAU, D.W.; KAPUR, P.C.; VELAMAKANNI, B. A multi-torque model for the effects of dispersants and slurry viscosity on ball milling. *International Journal of Mineral Processing*, v. 28, p. 81-98, 1990.

GADELHA, T.S.; FRANÇA, S.C.A. Estudo do desaguamento de polpas minerais para a produção de concentrados de alta percentagem de sólidos e pastas. Relatório Técnico RRB0011-00-15, CETEM/MCTI, Rio de Janeiro-RJ, 27p., 2015.

GAO, J.; FOURIE, A. Using the flume test for yield stress measurement of thickened tailings. *Minerals Engineering*, 81, p. 116-127, 2015.

GUPTA, A. Slurry pipelines: an economic solution to transportation of minerals and materials. ASME 2013 India Oil and Gas Pipeline Conference, Jaipur-India, IOGPC2013-9850, p. V001T05A003 (1-5), 2013.

HARTLEY, J.N.; PRISBREY, K.A.; WICK, O.J. Chemical additives for ore grinding: How effective are they? *Engineering and Mining Journal*, v. 179, n. 10, p. 105-111, 1978.

HE, M.; WANG, Y.; FORSSBERG, E. Parameter studies on the rheology of limestone slurries. *International Journal of Mineral Processing*, v. 78, n. 2, p. 63-77, 2006.

HE, M.; WANG, Y.; FORSSBERG, E. Slurry rheology in wet ultrafine grinding of industrial minerals: a review. *Powder Technology*, v. 147, p. 94-112, 2004.

HEALY, T. W.; BOGER, D. V.; WHITE, L. R.; SCALES, P. J. Particulate fluids - a key concept in advanced mineral processing. In: XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, p. 47-55, 1993.

HEISKANEN, K.G.H. Particle classification. Powder Technology Series, Brian Scarlet ed., 321p., 1993.

HSIEH, K.T.; RAJAMANI, K. Mathematical model of hydrocyclone based on physics of fluid flow. *American Institute of Chemical Engineers Journal*, v. 37, n. 5, p. 735-746, 1991.

HUNTER, R.J. Rheology of colloidal dispersions. Foundations of colloid science, Clarendon Press-Oxford, v. II, chapter 18, p. 993-1057, 1992.

KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K.; RUSESKY, M.T. The effect of viscosity on the cut ( $d_{50}$ ) size of hydrocyclone classifiers. *Minerals Engineering*, v. 9, n. 8, p. 881-891, 1996.

KAWATRA, S.K.; BAKSHI, A.K. On-line measurement of viscosity and determination of flow types for mineral suspensions. *International Journal of Mineral Processing*, v. 47, n. 3-4, p. 275-283, 1996.

KAWATRA, S.K.; EISELE, T.C. Rheological effects in grinding circuits. *International Journal of Mineral Processing*, v. 22, p. 251-259, 1988.

PIERCE, P.E.; SCHOFF, C.K. Rheological measurements. In: Encyclopedia of chemical technology, Eds. Kirk, R. E.; Othmer, D.F., 3<sup>rd</sup> edition, John Wiley & Sons, v. 20, p. 259-319, 1982.

KLIMPEL, R.R. Slurry rheology influence on the performance of mineral/coal grinding circuits. *Mining Engineering*, December, p. 1665-1668, 1982.

KLIMPEL, R.R. Slurry rheology influence on the performance of mineral/coal grinding circuits - part 2. *Mining Engineering*, January, p. 21-26, 1983.

LIMA, J.R.B. Estudo da modelagem matemática da microciclonação. Tese (Livre Docência), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, EPUSP, 162p., 1997.

LIN, Z.; LI, P.; HOU, D.; KUANG, Y.; WANG, G. Aggregation mechanism of particle: effect of  $Ca^{2+}$  and polyacrylamide on coagulation and flocculation of coal slime water containing illite. *Minerals*, 7, v. 30, p. 1-10, 2017.

LINS, F.A.F. Uma metodologia para o cálculo da constante de Hamaker de minerais e aplicação da teoria X-DLVO à agregação e flotação de talco. Tese (Doutorado), Programa de Engenharia Metalúrgica e Materiais, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro, 123p., 1995.

LYKLEMA, J. The colloidal background of flocculation and dewatering. Flocculation and Dewatering. MOUDGIL, B.; SCHEINER, J. (Eds.), Eng. Foundation, New York, p. 1-20, 1989.

LYNCH, A.J.; RAO, T.C. Modelling and scale-up of hydrocyclone classifiers. In: XI International Mineral Processing Congress, paper 9, Calgari, Italy, 1975.

MASLIYAH, J.H. Hindered settling in multi-species particle system. *Chemical Engineering Science*, v. 34, p. 1166-1168, 1979.

MELORIE, A.K.; KAUSHAL, D.R. Experimental investigation of the effect of chemical additives on the rheological properties of highly concentrated iron ore slurries. *KONA Powder and Particle Journal*, p. 1-14, 2017.

MESQUITA, L.M.S.; LINS, F.F.; TOREM, M.L. Interaction of a hydrophobic bacterium strain in a hematite–quartz flotation system. *International Journal of Mineral Processing*, v. 71, p. 31-44, 2003.

NAPIER-MUNN, T.J. The effect of dense medium viscosity on separation efficiency. *Coal Preparation*, v. 8, p. 145-165, 1990.

NASCIMENTO, C.R. Reologia e reometria aplicadas ao estudo de polpas minerais. Série Rochas e Minerais Industriais, n. 11, CETEM/MCT, Rio de Janeiro-RJ, 53p., 2008.

NDLOVU, B.; FORBES, E., FARROKHPAY, S.; BECKER, M.; BRADSHAW, D.; DEGLON, D. A preliminary rheological classification of phyllosilicate group minerals. *Minerals Engineering*, v. 55, p. 190-200, 2014.

NGUYEN, Q.D. Rheology of concentrated bauxite residue, Ph.D. Thesis, University of Melbourne, Melbourne, Australia, 1983.

OLIVEIRA, G.M.; ROCHA, L.L.V.; FRANCO, A.T.; NEGRÃO, C.O.R.; MARTINS, A.L. Reinício da circulação de fluidos de perfuração gelificados. 4º PDPETRO; Campinas-SP, p. 2.2.0113-1 (1-10), 2007.

OSORIO, C.A.H. Efeito da adição de reagentes agregantes e de ligantes sobre a consistência de pastas minerais. Tese (Doutorado), Departamento de Engenharia Metalúrgica e de Minas, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte-MG, 153p., 2007.

PASHLEY, R.M. Interparticulate forces. Colloid Chemistry in Mineral Processing. LASKOWSKI, J.S.; RALSTON, J. (Eds.), chapter 3, p. 97-114, 1992.

PAWLIK, M.; LASKOWSKI, J.S. Evaluation of flocculants and dispersants through rheological tests. In: *Polymers in Mineral Processing*. 38<sup>th</sup> Annual Conference of Metallurgists of CIM, Quebec, Canada, p. 541-555, 1999.

PEREIRA, C.M.S. Separação sólido-fluido não-newtoniano em hidrociclone. Tese (Doutorado), Programa de Engenharia Química, COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro-RJ, 126p., 1997.

PINTO, T.C.S. Modelagem de velocidade crítica de transporte de polpas minerais contendo partículas grossas. Tese (Doutorado), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo-SP, 190p., 2012.

PLITT, L.R. A mathematical model of the gravity classifier. In: XVII International Mineral Processing Congress, Dresden, v. 1, p. 123-135, 1991.

POSSA, M.V. Efeitos da viscosidade no processo de deslamagem com microciclones em polpa não-Newtoniana de rocha fosfática. Tese (Doutorado), Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 154p., 2000.

REYNOLDS, P.A.; JONES, T.E.R. An experimental study of the settling velocities of single particles in non-newtonian fluids. *International Journal of Mineral Processing*, v. 25, n. 1-2, p. 47-77, 1989.

SHABALALA, N. Z. P.; HARRIS, M.; LEAL FILHO, L. S.; DEGLON, D. A. Effect of slurry rheology on gas dispersion in a pilot-scale mechanical flotation cell. *Minerals Engineering*, v. 24, p. 1448-1453, 2011.

SHAW, D.J. Rheology. Introduction to Colloid and Surface Chemistry, Butterworths-Heinemann Ltd, fourth edition, chapter 9, p. 244-261, 1992.

SHI, F.N.; NAPIER-MUNN, T.J. Measuring the rheology of slurries using an on-line viscometer. *International Journal of Mineral Processing*, v. 47, n. 3-4, p. 153-176, 1996a.

SHI, F. N.; NAPIER-MUNN, T.J. A model for slurry rheology. *International Journal of Mineral Processing*, v. 47, n. 1-2, p. 103-123, 1996b.

SOFRÁ, F; BOGER, F.D. Environmental rheology for waste minimisation in the minerals industry. *Chemical Engineering Journal*, v. 86, p. 319-330, 2002.

TABOSA, E.; RUNGE, K.; HOLTHAM, P.; DUFFY, K. Improving flotation energy efficiency by optimizing cell hydrodynamics. *Minerals Engineering*, v. 96-97, p. 194-200, 2016.

TADROS, T. F. Rheology of Dispersions: Principles and Applications, 1<sup>st</sup> Ed., Ed. Wiley-VCH, 216p., 2010.

TURIAN, R.M.; MA, T.W.; HSU, F.L.G.; SUNG, D.J. Characterization, settling, and rheology of concentrated fine particulate mineral slurries. *Powder Technology*, v. 93, p. 219-233, 1997.

TURIAN, R.M.; MA, T.W.; HSU, F.L.G.; SUNG, D.J. Flow of concentrated non-Newtonian slurries: 1. Friction losses in laminar, turbulent and transition flow through straight pipe. *Int. J. Multiphase Flow*, v. 24, n. 2, p. 225-242, 1998.

UPADRASHTA, K.R.; KETCHAM, V.J.; MILLER, D.J. Tangential velocity profile for pseudoplastic power-law fluids in the hydrocyclone - a theoretical derivation. *International Journal of Mineral Processing*, v. 20, p. 309-318, 1987.

VIEIRA, M. G.; PERES, A. E. C. Effect of rheology and dispersion degree on the regrinding of an iron ore concentrate. *Journal of Materials Research and Technology*, v. 2, p. 332-339, 2013.

YOTSUMOTO, H.; YOON, R-H. Application of Extended DLVO Theory: II. Stability of Silica Suspensions. *Journal of Colloid and Interface Science*, v. 157(2), p. 434-441, 1993.

WANG, C.; HARBOTTLE, D.; LIU, Q.; XU, Z. Current state of fine mineral tailings treatment: A critical review on theory and practice. *Minerals Engineering*, v. 58, p. 113-131, 2014.

WU, A.; WANG, Y.; WANG, H. Estimation model for yield stress of fresh uncemented thickened tailings: Coupled effects of true solid density, bulk density, and solid concentration. *International Journal of Mineral Processing*, v. 143, p. 117-124, 2015.

## BIBLIOGRAFIA CONSULTADA

---

DZUY, N.Q.; BOGER, D. V. Direct Yield Stress Measurement with the Vane Method. *Journal of Rheology*, v. 29, p. 335-347, 1985.

GARCIA, F.; LE BOLAY, N.; FRANCÊS, C. Rheological behaviour and related granulometric properties of dense aggregated suspensions during an ultrafine comminution process. *Powder Technology*, v. 130, p. 407-414, 2003.

HULSTON, J.; DE KRETZER, R.G.; SCALES, P.J. Effect of temperature on the dewaterability of hematite suspensions. *International Journal of Mineral Processing*, v. 73, p. 269-279, 2004.

LIDDELL, P.V.; BOGER, D.V. Yield stress measurements with the vane. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, v. 63, p. 235-261, 1996.

MPOFU, P., ADDAI-MENSAH, J., RALSTON, J. Investigation of the effect of polymer structure type on flocculation, rheology and dewatering behaviour of kaolinite dispersions. *International Journal of Mineral Processing*, v. 71, p. 247-268, 2003.

NGUYEN, Q.D.; BOGER, D.V. Application of rheology to solving tailings disposal problems. *International Journal of Mineral Processing*, v. 54, p. 217-233, 1998.

UHLHERR, P.H.T.; GUO, J.; TIUA, C.; ZHANG, X.M.; ZHOU, J.Z.Q.; FANG, T.N. The shear-induced solid-liquid transition in yield stress materials with chemically different structures. *Journal of Non-Newtonian Fluid Mechanics*, v. 125, p. 101-119, 2005.

### Anexo – Dados de reologia das polpas estudadas (POSSA, 2000)

Tabela A1 – Dados de reologia para polpas naturais (sem adição de reagentes) de finos de rocha fosfática – reômetro Haake RS100.

| 15% sol., baixa viscosidade |             |               | 25% sol., média viscosidade |             |               |
|-----------------------------|-------------|---------------|-----------------------------|-------------|---------------|
| Taxa (s <sup>-1</sup> )     | Tensão (Pa) | Visc. (mPa.s) | Taxa (s <sup>-1</sup> )     | Tensão (Pa) | Visc. (mPa.s) |
| 3805                        | 7,22        | 1,9           | 3805                        | 14,83       | 3,9           |
| 3101                        | 6,1         | 1,97          | 3101                        | 12,71       | 4,1           |
| 2526                        | 5,15        | 2,04          | 2526                        | 10,86       | 4,3           |
| 2057                        | 4,38        | 2,13          | 2058                        | 9,46        | 4,6           |
| 1677                        | 3,79        | 2,26          | 1677                        | 8,38        | 5             |
| 1366                        | 3,26        | 2,39          | 1366                        | 7,37        | 5,4           |
| 1114                        | 2,84        | 2,56          | 1113                        | 6,56        | 5,9           |
| 907                         | 2,46        | 2,72          | 907                         | 5,8         | 6,4           |
| 739                         | 2,18        | 2,95          | 739                         | 5,17        | 7             |
| 602                         | 1,91        | 3,18          | 602                         | 4,69        | 7,8           |
| 490                         | 1,67        | 3,41          | 490                         | 4,21        | 8,6           |
| 400                         | 1,49        | 3,73          | 400                         | 3,84        | 9,6           |
| 326                         | 1,32        | 4,07          | 326                         | 3,52        | 10,8          |
| 266                         | 1,19        | 4,49          | 266                         | 3,21        | 12,1          |
| 216                         | 1,06        | 4,94          | 216                         | 2,95        | 13,7          |
| 176                         | 0,96        | 5,5           | 176                         | 2,74        | 15,6          |
| 144                         | 0,87        | 6,1           | 144                         | 2,54        | 17,7          |
| 117                         | 0,79        | 6,82          | 117                         | 2,37        | 20,3          |
| 95                          | 0,72        | 7,64          | 95                          | 2,23        | 23,5          |
| 78                          | 0,67        | 8,61          | 78                          | 2,1         | 27            |
| 63                          | 0,6         | 9,67          | 63                          | 1,98        | 31,5          |
| 52                          | 0,56        | 10,84         | 52                          | 1,9         | 36,7          |
| 42                          | 0,52        | 12,44         | 42                          | 1,8         | 43            |
| 34                          | 0,48        | 14,13         | 34                          | 1,71        | 50,4          |
| 28                          | 0,44        | 15,78         | 28                          | 1,63        | 58,3          |
| 23                          | 0,4         | 17,79         | 23                          | 1,58        | 69,1          |
| 18                          | 0,36        | 20,03         | 18                          | 1,49        | 83            |
| 15                          | 0,35        | 21,91         | 16                          | 1,54        | 96,7          |
| 12                          | 0,29        | 24,59         | 12                          | 1,37        | 114,7         |
| 10                          | 0,27        | 27,18         | 10                          | 1,37        | 137,5         |

Tensão = a (Taxa)<sup>n</sup>

a = 0,02674

n = 0,67326

Tensão = a (Taxa)<sup>n</sup>

a = 0,17177

n = 0,53062

Tabela A2 – Dados de reologia para polpas de finos de rocha fosfática, 35% sólidos - natural e com adição de reagente - reômetro Haake RS100.

| 35% sol. (natural), alta viscosidade |             |               | 35% sol. (dispersa), média viscosidade |             |               | 35% sol. (dispersa), baixa viscosidade |             |               |
|--------------------------------------|-------------|---------------|--|-------------|---------------|--|-------------|---------------|
| Taxa (s <sup>-1</sup> )              | Tensão (Pa) | Visc. (mPa.s) | Taxa (s <sup>-1</sup> )                | Tensão (Pa) | Visc. (mPa.s) | Taxa (s <sup>-1</sup> )                | Tensão (Pa) | Visc. (mPa.s) |
| 3805                                 | 31,69       | 8,33          | 3805                                   | 16,93       | 4,45          | 3805                                   | 6,89        | 1,81          |
| 3101                                 | 28,09       | 9,06          | 3101                                   | 14,67       | 4,73          | 3101                                   | 5,8         | 1,87          |
| 2526                                 | 25,05       | 9,92          | 2526                                   | 12,78       | 5,06          | 2526                                   | 4,88        | 1,93          |
| 2058                                 | 22,49       | 10,93         | 2058                                   | 11,24       | 5,46          | 2058                                   | 4,05        | 1,97          |
| 1677                                 | 20,32       | 12,12         | 1677                                   | 9,94        | 5,93          | 1677                                   | 3,42        | 2,04          |
| 1366                                 | 18,4        | 13,47         | 1366                                   | 8,88        | 6,5           | 1366                                   | 2,87        | 2,1           |
| 1113                                 | 16,75       | 15,05         | 1113                                   | 7,98        | 7,17          | 1113                                   | 2,45        | 2,2           |
| 907                                  | 15,34       | 16,92         | 907                                    | 6,97        | 7,68          | 907                                    | 2,06        | 2,27          |
| 739                                  | 14,1        | 19,08         | 739                                    | 6,24        | 8,44          | 739                                    | 1,77        | 2,39          |
| 602                                  | 13,02       | 21,63         | 602                                    | 5,47        | 9,08          | 602                                    | 1,52        | 2,53          |
| 490                                  | 12,07       | 24,64         | 490                                    | 4,95        | 10,11         | 490                                    | 1,31        | 2,67          |
| 400                                  | 11,26       | 28,17         | 400                                    | 4,67        | 11,67         | 400                                    | 1,12        | 2,8           |
| 326                                  | 10,55       | 32,37         | 326                                    | 4,2         | 12,87         | 326                                    | 0,96        | 2,96          |
| 266                                  | 9,94        | 37,4          | 266                                    | 4,07        | 15,31         | 266                                    | 0,83        | 3,12          |
| 216                                  | 9,37        | 43,42         | 216                                    | 3,7         | 17,11         | 216                                    | 0,73        | 3,4           |
| 176                                  | 8,93        | 50,77         | 176                                    | 3,52        | 20,02         | 176                                    | 0,64        | 3,62          |
| 144                                  | 8,6         | 59,75         | 144                                    | 3,44        | 23,87         | 144                                    | 0,56        | 3,88          |
| 117                                  | 8,14        | 69,63         | 117                                    | 3,25        | 27,79         | 117                                    | 0,48        | 4,08          |
| 95                                   | 7,83        | 82,5          | 95                                     | 3,09        | 32,48         | 95                                     | 0,41        | 4,3           |
| 78                                   | 7,63        | 97,87         | 78                                     | 3,05        | 39,08         | 78                                     | 0,36        | 4,6           |
| 63                                   | 7,4         | 117,6         | 63                                     | 2,88        | 45,74         | 63                                     | 0,31        | 4,97          |
| 52                                   | 7,21        | 138,7         | 52                                     | 2,8         | 53,91         | 52                                     | 0,27        | 5,25          |
| 42                                   | 6,97        | 164,9         | 42                                     | 2,65        | 63,07         | 42                                     | 0,24        | 5,77          |
| 34                                   | 6,76        | 198,7         | 34                                     | 2,51        | 73,94         | 34                                     | 0,21        | 6,2           |
| 28                                   | 6,62        | 236,3         | 28                                     | 2,5         | 89,19         | 28                                     | 0,18        | 6,53          |
| 26                                   | 6,7         | 257,7         | 23                                     | 2,47        | 107,47        | 23                                     | 0,17        | 7,18          |
| 18                                   | 6,24        | 346,5         | 19                                     | 2,44        | 128,45        | 18                                     | 0,14        | 7,95          |
| 14                                   | 6,39        | 456,7         | 15                                     | 2,4         | 159,67        | 15                                     | 0,12        | 8,3           |
| 13                                   | 6,28        | 183           | 13                                     | 2,49        | 191,89        | 12                                     | 0,11        | 9,12          |
| -                                    | -           | -             | 11                                     | 2,44        | 221,53        | 10                                     | 0,1         | 10            |

Tensão = a (Taxa)<sup>n</sup>  
a = 1,49486  
n = 0,35682

Tensão = a (Taxa)<sup>n</sup>  
a = 0,32885  
n = 0,46579

Tensão = a (Taxa)<sup>n</sup>  
a = 0,00866  
n = 0,80851