GABRIEL HENRIQUE COSTA E SILVA TRINCA

**PROJETO, MONTAGEM E POSTA-EM-MARCHA DE UM LOOP DE
BOMBEAMENTO DE POLPAS MINERAIS**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de Mestre
em Ciências

São Paulo

2017

GABRIEL HENRIQUE COSTA E SILVA TRINCA

**PROJETO, MONTAGEM E POSTA-EM-MARCHA DE UM LOOP DE
BOMBEAMENTO DE POLPAS MINERAIS**

Dissertação apresentada à Escola
Politécnica da Universidade de São
Paulo para obtenção do título de Mestre
em Ciências

Área de Concentração:
Engenharia Mineral

Orientador:
Prof. Dr. Arthur Pinto Chaves

São Paulo
2017

Este exemplar foi revisado e corrigido em relação à versão original, sob responsabilidade única do autor e com a anuência de seu orientador.

São Paulo, 20 de agosto de 2017

Assinatura do autor:

Assinatura do orientador:

Catálogo-na-publicação

Trinca, Gabriel Henrique Costa e Silva

PROJETO, MONTAGEM E POSTA-EM-MARCHA DE UM LOOP DE BOMBEAMENTO DE POLPAS MINERAIS / G. H. C. S. Trinca -- versão corr. - São Paulo, 2017.

98 p.

Dissertação (Mestrado) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo. Departamento de Engenharia de Minas e Petróleo.

1.bombeamento de polpa mineral 2.posta-em-marcha 3.reologia (parâmetros) 4.minério 5.ferro I.Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de Engenharia de Minas e Petróleo II.t.

Dedico este mestrado à minha querida Mãe, por ter permanecido ao meu lado com todo o seu apoio incondicional e constante incentivo durante todo o período de aprendizado, nos melhores e piores momentos. Com você que, muitas vezes, renunciou aos seus sonhos para que eu pudesse realizar o meu, partilho a alegria deste momento especial, minha Mãe querida.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus, por todo conhecimento e graça alcançadas.

Agradeço ao Prof. Arthur Pinto Chaves, meu orientador. Pessoa exemplar, um exemplo profissional e de sabedoria incrível, que sempre me auxiliou através da melhor orientação e diálogo, sempre incentivadores. Pela educação e boa vontade com que sempre me recebeu durante esse período de mestrado. Sem o seu ótimo auxílio e colaboração, este mestrado não teria acontecido. Devo toda a sabedoria obtida nesse mestrado a você.

Agradeço, de forma especial, à Gabriela Lieberknecht pelo apoio e ajuda de sempre, pela amizade e boa vontade em estender me mão em todos os momentos deste mestrado.

Em especial ao pessoal do LTM – Laboratório de Tratamento de Minérios e Resíduos Industriais: Eliana Mano pela ajuda e cooperação nos detalhes do meu mestrado. Aos técnicos Jefferson, Fernando e Newton, que nos momentos de auxílio estiveram sempre dispostos a me ajudar. À Helena, secretária do LTM, pela cooperação em todo esse período. Aos Rosendo e Rogério pela ajuda indireta sempre que possível. Agradeço também pela amizade de todos vocês.

Ao pessoal do LFQI – Laboratório de Fenômenos Químicos e de Interfaces: Eva, André, Ivani, Fernanda, Livia, Virgínia e Prof. Patrícia, que durante o meu tempo no laboratório, de alguma forma me auxiliaram da melhor maneira.

Agradeço à Ana e Cristina, responsáveis pela Biblioteca do Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo pela generosidade, profissionalismo e boa vontade em me auxiliar, nos momentos necessários, na busca de livros, e auxílio em minha dissertação.

À CAPES – Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior pela bolsa de Mestrado.

Ao ITV – Instituto Tecnológico Vale, na pessoa do Prof. Laurindo de Salles Leal Filho, pela disponibilização da amostra de trabalho de meu Mestrado e pelo apoio financeiro para a montagem do *loop*.

À FAPESP – Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo pelo auxílio financeiro do projeto de pesquisa regular, número 2014/22926-5.

“Conhecimento não é aquilo que você sabe, mas o que você faz com aquilo que você sabe” - Aldous Huxley

RESUMO

O transporte de minérios através do bombeamento de polpa é relevante em escala mundial. No Brasil este modo de transporte é muito importante devido à enorme produção mineral e suas distâncias continentais. E, o bombeamento de polpa em planta é ainda mais importante pois é uma operação diária que afeta a todos os envolvidos.

A motivação para este estudo foi providenciar para a Escola Politécnica uma estação de bombeamento capaz de levantar os parâmetros do escoamento necessários para o correto dimensionamento das linhas de polpa.

Esta dissertação descreve a montagem de dois loops (3" e 4"), devidamente instrumentado e com a aquisição direta dos dados via computador. Os loops foram dimensionados, os componentes, bomba e instrumentos adquiridos, o loop montado, calibrado e colocado em marcha.

Esta dissertação registra esta experiência e discute as dificuldades encontradas, na expectativa de que este sistema de bombeamento venha a ser útil para futuros pesquisadores.

A Escola Politécnica agora dispõe de um loop de bombeamento de polpa mineral adequado para a determinação de parâmetros hidráulicos, pesquisa e suporte para futuros projetos.

Palavras-chave: bombeamento de polpa mineral. posta-em-marcha. parâmetros reológicos. minério de ferro.

ABSTRACT

Ore transportation via slurry pumping is relevant in a world scale. In Brazil, due to its huge mineral production and continental distances, mineroducts are an important transportation mode. And, in plant slurry pumping is still more important as it is a day-by-day operation that affects everybody.

The motivation for this study was to provide Escola Politécnica (USP) of a convenient pumping station (loop) able to measure the necessary flow parameters for proper design of slurry lines.

This dissertation describes the design of two loops (3" and 4") full instrumented and with direct data acquisition via computer. The loops have been sized, components, pump and instruments purchased, erected and started-up.

This dissertation registers this experience and discusses the difficulties found, in the expectative can become useful for other researches.

Escola Politécnica has now a proper slurry pumping loop for hydraulic determinations, research and for support of future projects.

Keywords: pumping of mineral pulp. start-up. rheological parameters. iron ore.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 2.1:	Esquematização de fluido newtoniano unidirecional.....	17
Figura 2.2:	Relação da taxa e tensão de cisalhamento para dois fluidos newtonianos.....	18
Figura 2.3:	Componentes da tensão nas três direções de escoamento.....	19
Figura 2.4:	Relação entre tensão e taxa de cisalhamento em fluidos não-newtonianos do tipo independentes do tempo.....	22
Figura 2.5:	Relação entre tensão e taxa de cisalhamento em fluido de Bingham e newtoniano.....	23
Figura 2.6:	Fluido dilatante com e sem aplicação da tensão de cisalhamento.....	25
Figura 2.7:	Relação entre tensão e taxa de cisalhamento em fluidos dependentes do tempo.....	27
Figura 2.8:	Movimento do fluido em torno de partícula rígida.....	31
Figura 2.9:	Efeito da viscosidade em partículas de dimensões pequenas.....	32
Figura 2.10:	Perda de carga em função da velocidade do fluxo no duto.....	35
Figura 2.11:	Distribuição de partículas e gradiente de concentração de sólidos em seção transversal de um duto.....	38
Figura 2.12:	Relação da diferença de pressão e velocidade de suspensões nos regimes de escoamento.....	39
Figura 2.13:	Diagrama de Dodge e Metzner.....	41
Figura 2.14:	Velocidade de sedimentação em relação ao diâmetro de partículas...44	
Figura 2.15:	Variação de FL em materiais uniformes.....	47
Figura 2.16:	Variação de FL em materiais não-uniformes.....	47
Figura 3.1:	Tambor com minério de ferro.....	52
Figura 3.2:	Amostra de concentrado de hematita.....	53
Figura 4.1:	Isométrico do <i>loop</i> teste de projeto.....	61
Figura 4.2:	Sistema de bombeamento de polpas minerais.....	61
Figura 4.3:	Vista frontal do <i>loop</i> teste.....	62
Figura 4.4:	Tubulação, vista frontal do <i>loop</i> teste.....	62
Figura 4.5:	Vista lateral do <i>loop</i> teste.....	63

Figura 4.6:	Instrumentação, vista lateral do <i>loop</i> teste.....	63
Figura 4.7:	Layout dimensional da bomba centrífuga.....	64
Figura 4.8:	Layout da caixa de alimentação em vistas frontal e lateral.....	65
Figura 4.9:	Layout da caixa de alimentação em vistas frontal e lateral.....	65
Figura 4.10:	Sistema de bombeamento de polpas minerais.....	67
Figura 4.11:	Carretel de desgaste e cupom.....	68
Figura 4.12:	Parte interna do carretel de desgaste e cupom.....	68
Figura 5.1:	Difratograma da amostra de minério de ferro.....	72
Figura 5.2:	Análises granulométricas, tubulação de 3”.....	74
Figura 5.3:	Análises granulométricas, tubulação de 4”.....	74
Figura 5.4:	Tubo de 3”, regressão linear na calibração com água.....	76
Figura 5.5:	Tubo de 4”, regressão linear na calibração com água.....	77
Figura 5.6:	Sistema de aquisição de dados, 35% de sólidos 3”.....	80
Figura 5.7:	Sistema de aquisição de dados, 55% de sólidos 3”.....	81
Figura 5.8:	Sistema de aquisição de dados, 35% de sólidos 4”.....	82
Figura 5.9:	Sistema de aquisição de dados, 55% de sólidos 4”.....	83
Figura 5.10:	Velocidades versus perda de carga, 3”.....	84
Figura 5.11:	Velocidades versus perda de carga, 4”.....	84

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1:	Valores de ψ para quartzo a 20°C em água.....	44
Tabela 5.1:	Análise química por fluorescência de raios X.....	71
Tabela 5.2:	Assembléia mineral da amostra de minério de ferro.....	71
Tabela 5.3:	Análise granulométrica da amostra de minério de ferro.....	73
Tabela 5.4:	Investimentos no sistema de bombeamento.....	75
Tabela 5.5:	Velocidade de deposição versus perda de carga em 3" para água.....	76
Tabela 5.6:	Velocidade de deposição versus perda de carga em 4" para água.....	77
Tabela 5.7:	Velocidade de deposição versus perda de carga – 3"/ 35%.....	80
Tabela 5.8:	Velocidade de deposição versus perda de carga – 3"/ 55%.....	81
Tabela 5.9:	Velocidade de deposição versus perda de carga – 4"/ 35%.....	82
Tabela 5.10:	Velocidade de deposição versus perda de carga – 4"/ 55%.....	83
Tabela 5.11:	Comparativo dos valores da velocidade de deposição.....	85
Tabela 5.12:	Bolsas de pesquisa e instituição de fomento.....	85

LISTA DE SÍMBOLOS

A	Área [m^2]
Cd	Coeficiente de arraste [adimensional]
Cu	Coeficiente de uniformidade [adimensional]
D	Diâmetro da tubulação [L]
da	Diâmetro da área projetada [L]
d	Densidade do fluido [$\frac{g}{cm^3}$]
dy	Diâmetro interno da tubulação na direção y [L]
d ₅₀	Granulometria em que 50% é passante [L]
E	Espessura da subcamada viscosa, em mm;
V _c	Velocidade cisalhante [$\frac{m}{s}$]
f _F	Fator de atrito de Fanning [adimensional]
f _w	Fator de atrito de Darcy [adimensional]
F	Força aplicada a placa móvel [MLT^{-2}]
FL	Fator (função da granulometria e da diluição da polpa).
g	Aceleração da gravidade [$\frac{m}{s^2}$]
h	Altura média de separação entre placas [L]
K	Fator de consistência do fluido [$Pa.s^n$]
L	Comprimento da tubulação [L]
I _w	Perda de carga do líquido puro [mcl]
P	Pressão isotrópica [Pa]
Re	Número de Reynolds [adimensional]
r	Raio interno do duto [L]

R	Raio externo do duto [L]
V_c	Velocidade cisalhante [m/s]
V_d	Velocidade de deposição [m/s]
V_s	Velocidade de sedimentação da partícula [m/s]
V_x	Velocidade do fluido na direção x [m/s]
V_t	Velocidade terminal relativa entre partícula e fluido [m/s]
ΔP	Perda de carga através do meio poroso [L]
$\Delta P/L$	Perda de carga por metro de duto [L/L]
τ	Tensão de cisalhamento [Pa]
τ_0	Tensão de cisalhamento inicial [Pa]
τ_{xx}	Tensão de cisalhamento na direção x [Pa]
τ_{yx}	Tensão de cisalhamento na direção y [Pa]
τ_{zx}	Tensão de cisalhamento na direção z [Pa]
τ_w	Tensão de cisalhamento na parede do tubo [Pa]
η	Viscosidade do fluido [Pa.s]
n	Índice de escoamento [adimensional]
γ	Taxa de cisalhamento [s^{-1}]
ϕ	Concentração volumétrica [adimensional]
ϕ_v	Fator de forma volumétrico [adimensional]
ψ	Parâmetro adimensional de transporte [adimensional]

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO E OBJETIVOS.....	14
1.1 Introdução.....	14
1.2 Objetivos.....	15
1.2.1 Objetivo geral.....	15
1.2.2 Objetivo específico.....	15
CAPÍTULO 2: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	16
2.1 Classificação dos tipos de fluidos.....	16
2.1.1 Fluido newtoniano.....	16
2.1.2 Fluido não-newtoniano.....	20
2.2 Fluidos independentes do tempo.....	21
2.2.1 Fluido de Bingham.....	22
2.2.2 Fluido pseudoplástico.....	23
2.2.3 Fluido dilatante.....	24
2.2.4 Fluido pseudoplástico com tensão de escoamento.....	25
2.3 Fluidos dependentes do tempo.....	26
2.4 Polpa mineral.....	28
2.4.1 Polpa homogênea.....	28
2.4.2 Polpa heterogênea.....	29
2.5 Reologia.....	30
2.6 Tipos de fluxos em polpas minerais.....	33
2.7 Número de Reynolds.....	33
2.8 Velocidade de transporte.....	35
2.9 Escoamento homogêneo.....	40
2.10 Escoamento heterogêneo.....	41
2.11 Velocidade de deposição.....	45
2.12 Perda de carga.....	49
CAPÍTULO 3: MATERIAIS E MÉTODOS.....	52
3.1 Concentrado de hematita.....	52
3.2 Caracterização da amostra de minério de ferro.....	54
3.3 Investimentos do sistema de bombeamento.....	54
3.4 Calibração com água.....	55

3.5 Planejamento experimental.....	55
3.6 Determinação da velocidade de deposição.....	56
3.7 Determinação da perda de carga.....	57
3.8 Relação minério/água para as concentrações em sólido de projeto.....	57
CAPÍTULO 4: PROJETO DO LOOP DE BOMBEAMENTO.....	59
4.1 Projeto do sistema de bombeamento.....	59
4.2 Etapas da concessão do projeto do sistema de bombeamento.....	60
4.3 Unidade experimental do bombeamento de polpas minerais.....	60
4.4 Escolha da bomba centrífuga.....	69
CAPÍTULO 5: RESULTADOS.....	70
5.1 Caracterização tecnológica do minério de ferro.....	71
5.2 Análise granulométrica.....	72
5.3 Investimentos e custos operacionais.....	75
5.4 Calibração com água.....	75
5.5 Velocidade de deposição e perda de carga.....	78
5.6 Efeito multiplicador deste projeto.....	85
CAPÍTULO 6: CONCLUSÕES.....	86
REFERÊNCIAS.....	87
APÊNDICE.....	91

CAPÍTULO 1: INTRODUÇÃO E OBJETIVOS

1.1 Introdução

O transporte de minérios em minerodutos é um dos modos de transporte mais confiáveis e economicamente viáveis. O território brasileiro possui uma das maiores redes de minerodutos do mundo e constantemente novos minerodutos estão sendo projetados e implantados. Além disso, nas usinas de beneficiamento, via de regra, o beneficiamento é realizado a úmido, de modo que todo o transporte interno é feito por meio de bombeamento de polpas.

A energia consumida em sistemas de bombeamento depende, entre outros fatores, das características da polpa, do volume a ser transportado, da carga a ser vencida e da perda de carga nas tubulações.

Os estudos do dimensionamento de sistemas de bombeamento de fluxos multifásicos passam por ensaios em unidades em menor escala que visam a geração de dados experimentais. Portanto, a geração destes dados em bombeamento de polpas minerais se mostra de fundamental importância para o correto dimensionamento e operação destes sistemas.

O entendimento das relações da velocidade de deposição e de transporte, isto é, a velocidade mínima em que não ocorra sedimentação de partículas no interior dos dutos, e a perda de carga também são fundamentais dentro do universo do transporte hidráulico.

O escoamento de uma polpa é diferente do escoamento de um líquido de fase única, ou homogêneo, pois com um líquido homogêneo permite-se trabalhar em diferentes velocidades, enquanto para uma polpa mineral o fluxo de escoamento é restrito a velocidades específicas (ABULNAGA, 2002), necessariamente acima da velocidade de deposição (V_d) pois abaixo desta verifica-se a formação de leito de partículas na base do duto que pode levar à obstrução do canal de transporte.

O estudo do escoamento em regime turbulento em um tubo circular é de fundamental importância pois é este tipo de escoamento que é praticado em escala industrial.

Deste modo, os parâmetros reológicos envolvendo polpas minerais como velocidade

de deposição e perda de carga distribuída, embora embasados teoricamente, precisam ser confirmados experimentalmente em uma unidade experimental de bombeamento, objeto deste projeto de mestrado.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo geral

Discutir as peculiaridades e dificuldades técnicas (teóricas e práticas) do dimensionamento de circuitos de transporte de polpa mineral.

1.2.2 Objetivo específico

Dimensionamento, projeto, construção e posta-em-marcha de um loop de bombeamento de polpa mineral. Isto inclui o registro das atividades envolvidas e das dificuldades encontradas.

CAPÍTULO 2: REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Classificação dos tipos de fluidos

Por definição, fluidos são sistemas que fluem à medida que lhes é aplicada tensão. Podem vir a possuir uma única fase, como um gás, uma solução ou uma substância pura, ou mais de uma fase, como partículas sólidas dispersas em um líquido. Estes, últimos são considerados do tipo fluidos estruturados, uma vez que, seu comportamento reológico é em geral determinado pelas interações dos constituintes, ou seja, do sólido com o líquido carreador.

2.1.1 Fluido newtoniano

Um fluido newtoniano é um fluido cuja viscosidade, é constante para diferentes taxas de cisalhamento e não varia com o tempo. Em 1867, Isaac Newton definiu a viscosidade de um determinado fluido como a resistência ao deslizamento de suas moléculas devido à fricção interna, justificando que quanto maior o grau de fricção interna de um fluido, maior é a sua viscosidade (FERREIRA et al., 2005). Segundo Barnes; Hutton e Walters (1993), esta é uma medida de resistência ao escoamento do fluido. A força por unidade de área necessária para produzir o movimento é dada pela relação $(\frac{F}{A})$ e é denominada de (τ) sendo proporcional ao gradiente de velocidade, ou taxa de cisalhamento, definida pela relação $(\frac{U}{d})$, isto é, “a *tensão de cisalhamento varia proporcionalmente ao gradiente de velocidade*”. A constante de proporcionalidade (η) é chamada de viscosidade e é obtida através da equação 2.1

$$\tau = \frac{F}{A} = \eta \frac{U}{d} \quad (2.1)$$

onde:

- τ = tensão de cisalhamento, em Pa;
- $\frac{U}{d}$ = taxa de cisalhamento em s^{-1} ;
- U = velocidade relativa da placa superior;
- d = distância entre as duas placas;
- η = viscosidade, em Pa.s.

Observa-se que as variáveis $(\frac{U}{d})$ na equação 2.1 podem ser substituídas por γ sendo (γ) a taxa de cisalhamento. Logo, temos a equação 2.2:

$$\tau = \eta \gamma \quad (2.2)$$

CHHABRA; RICHARDSON (1999), descrevem a experiência clássica de Newton, considerando o volume de fluido contido entre duas placas paralelas. A placa inferior é fixa enquanto a placa superior se move uniformemente com velocidade (V_x) mediante aplicação de uma força constante (F). Temos que, sob condição de regime estacionário, o fluido está sujeito a uma tensão de cisalhamento exercida pela aplicação de uma força (F), que será equilibrada por uma força de atrito interno igual mas em direção oposta. Temos na figura 2.1 a definição visual de um fluido do tipo newtoniano.

Figura 2.1 – Esquematização de fluido newtoniano em fluxo de cisalhamento unidirecional. CHHABRA; RICHARDSON, 1999 (adaptada pelo Autor).

Ao considerar o equilíbrio de uma lâmina do fluido, pode ser observado que em qualquer plano horizontal de corte haverá duas tensões iguais mas de sentidos opostos: uma positiva sobre a camada do fluido de movimento mais lento e uma negativa sobre a camada do fluido de movimento mais rápido. É possível verificar que para um fluido incompressível de densidade (ρ), temos a equação 2.3:

$$\tau_{yx} = - \left(\frac{\mu}{\rho} \frac{d}{dy} \right) (\rho V_x) \quad (2.3)$$

Através da equação 2.3, " ρV_x " é a quantidade de movimento na direção x por unidade de volume do fluido e portanto, YX representa o movimento do fluxo na direção Y . A constante de proporcionalidade η , ou seja, a viscosidade de Newton, é por definição independente da tensão de cisalhamento (τ_{yx}) ou da taxa de cisalhamento e depende apenas do material, temperatura e pressão (CHHABRA; RICHARDSON, 1999).

O gráfico da tensão de cisalhamento em função da taxa de cisalhamento para um fluido do tipo newtoniano é uma linha reta de inclinação constante passando pela origem (pressão e temperatura fixas). Como exemplo, temos os seguintes fluidos do tipo newtoniano:

- gases;
- líquidos orgânicos simples;
- soluções de sais inorgânicos de baixo peso molecular;
- metais fundidos;
- sais.

A figura 2.2 demonstra o comportamento de dois fluidos newtonianos, óleo de cozinha e xarope de milho, onde as relações entre tensão de cisalhamento e taxa de cisalhamento são observadas e é obtido o valor da viscosidade.

Figura 2.2 – Relação típica de taxa de cisalhamento e tensão de cisalhamento para xarope de milho e óleo de cozinha. CHHABRA; RICHARDSON, 1999 (adaptada pelo Autor).

Segundo estes mesmos autores, para um fluido newtoniano, a tensão x pode ser expressa pelas seguintes equações:

$$\tau_{xx} = -2\mu \frac{\partial V_x}{\partial x} + \frac{2}{3}\mu \left(\frac{\partial V_x}{\partial x} + \frac{\partial V_y}{\partial y} + \frac{\partial V_z}{\partial z} \right) \quad (2.4)$$

$$\tau_{xy} = -\mu \left(\frac{\partial V_x}{\partial y} + \frac{\partial V_y}{\partial x} \right) \quad (2.5)$$

$$\tau_{xz} = -\mu \left(\frac{\partial V_x}{\partial z} + \frac{\partial V_z}{\partial x} \right) \quad (2.6)$$

Para as direções y e z é possível obter novas equações da tensão atuante semelhante às desenvolvidas para a direção x . Em cada caso, temos duas componentes de tensão de cisalhamento e uma força normal atuantes em cada plano das coordenadas y e z . Esta afirmação pode ser visualizada através da figura 2.3 com todas as componentes tensionais nas três dimensões de um fluido.

Figura 2.3 – Componentes da tensão nas três dimensões de escoamento. CHABBRA; RICHARDSON, 1999 (adaptada pelo Autor).

Considerando o equilíbrio de um elemento fluido, temos que $\tau_{yx} = \tau_{xy}$, $\tau_{xz} = \tau_{zx}$ e $\tau_{yz} = \tau_{zy}$. A força normal é formada pelas duas outras componentes de cada direção sendo elas: pressão isotrópica P e a contribuição devida ao fluido. Temos as seguintes equações

$$P_{xx} = -p + \tau_{xx} \quad (2.7)$$

$$P_{yy} = -p + \tau_{yy} \quad (2.8)$$

$$P_{zz} = -p + \tau_{zz} \quad (2.9)$$

onde τ_{xx} , τ_{yy} e τ_{zz} são conhecidas como tensões normais de um fluido newtoniano, onde a componente tensional operante em um determinado ponto do fluido não será a mesma em todas as direções. De acordo com Chhabra e Richardson (1999), para o fluido newtoniano, a pressão isotrópica é obtida através da equação 2.10.

$$p = -\frac{1}{3} (P_{xx} + P_{yy} + P_{zz}) \quad (2.10)$$

Das equações (2.7), (2.8), (2.9) e (2.10), temos (2.11).

$$\tau_{xx} + \tau_{yy} + \tau_{zz} = 0 \quad (2.11)$$

Para um fluido newtoniano, os componentes da tensão normal são iguais a zero (0). Portanto, tem-se a equação 2.12:

$$\tau_{xx} = \tau_{yy} = \tau_{zz} = 0 \quad (2.12)$$

Logo, a definição completa de um fluido newtoniano não se restringe apenas à sua viscosidade constante, mas também precisa ser verificada a condição prescrita na equação 2.12 (CHHABRA; RICHARDSON, 1999).

No contexto da viscosidade dinâmica, um fluido newtoniano possui as seguintes características a temperatura e pressão constantes:

- i. a única tensão gerada num fluxo com cisalhamento simples é a tensão de cisalhamento;
- ii. a viscosidade do escoamento não varia com a taxa de cisalhamento;
- iii. a viscosidade é constante no que diz respeito ao tempo em que ocorre o cisalhamento e a tensão no líquido cai para zero quando o cisalhamento é interrompido.

Logo, um fluido que apresenta variações das acima mencionadas, irá se comportar como um fluido do tipo não-newtoniano (BARNES; HUTTON; WALTERS, 1993).

2.1.2 Fluido não-newtoniano

Um fluido do tipo não-newtoniano, é um fluido no qual a aplicação da tensão de cisalhamento e sua viscosidade tendem a variar de acordo com o grau de deformação aplicado. Ou seja, a tensão de cisalhamento não é proporcional à taxa de cisalhamento.

Segundo Chhabra e Richardson (1999), um fluido do tipo não-newtoniano é um fluido no qual a curva de escoamento, ou seja, tensão de cisalhamento em função da taxa de cisalhamento, não é linear e/ou não passa pela origem.

Segundo Wasp, Kenny e Gandhi (1977), os comportamentos de fluidos não-newtonianos quando consideram-se polpas minerais, podem ser divididos em duas categorias principais, sendo:

- fluidos independentes do tempo;
- fluidos dependentes do tempo,

e agrupados em 3 diferentes classes:

1. fluidos para os quais a taxa de cisalhamento em qualquer ponto é determinada apenas pelo valor da tensão de cisalhamento naquele ponto, e não do tempo de aplicação. Estes fluidos são conhecidos como: “independentes do tempo”, “puramente viscosos” ou “inelásticos”.
2. fluidos mais complexos nos quais a relação entre a tensão de cisalhamento e a taxa de cisalhamento dependem, além disso, da duração do cisalhamento e de sua história cinemática, são chamados de fluidos “dependentes do tempo”.
3. substâncias que exibem ambas características de fluidos ideais e sólidos do tipo elástico, mostrando uma recuperação parcialmente elástica após a deformação, são chamados de “visco-elásticos”.

Para a maioria dos materiais encontrados no dia-a-dia, a classificação acima mencionada é usada numa combinação de mais de uma classe para um fluido do tipo não-newtoniano. Geralmente, é possível identificar a característica não-newtoniana dominante e, a partir dela, tornar o processo melhor caracterizado (CHHABRA; RICHARDSON, 1999).

2.2 Fluidos independentes do tempo

Os fluidos mais familiares apresentam um comportamento do tipo newtoniano, caracterizados por um único parâmetro, a viscosidade (η). Determinadas polpas necessitam de uma tensão a ser aplicada para poderem fluir numa tubulação (ABULNAGA, 2002). São aqueles cujas propriedades reológicas independem do tempo de aplicação da tensão de cisalhamento.

A partir da figura 2.4, temos as definições e classificação dos fluidos em função de

seus comportamentos em relação à sua reologia. Nas curvas, para os principais tipos de fluidos não-newtonianos do tipo independentes do tempo, as ordenadas representam a relação entre a tensão de cisalhamento (ordenada y) e o gradiente de velocidade, ou seja, a taxa de cisalhamento $\left(\frac{dv}{dy}\right)$ (abscissa x).

Figura 2.4 – Tensão de cisalhamento versus taxa de cisalhamento em fluidos não-newtonianos do tipo independentes do tempo. ABULNAGA, 2002 (adaptada pelo Autor).

2.2.1 Fluido de Bingham

Tal fluido apenas irá fluir se atingir uma tensão de cisalhamento mínima capaz de dar início ao escoamento. Abaixo desta tensão, o fluido comporta-se como um sólido que tende a absorver a energia da tensão (τ) sem fluir. O fluido de Bingham precisa sofrer cisalhamento até um determinado valor limite para então começar a fluir e a se comportar como um fluido do tipo newtoniano (CHAVES, 2012). De acordo com Wasp, Kenny e Gandhi (1977), a tensão de escoamento (τ_0) é uma medida de tensão que deve ser excedida para dar início ao escoamento do fluido. O comportamento do fluxo é descrito de acordo com a equação 2.13:

$$\tau - \tau_0 = \eta \left(\frac{du}{dy} \right), \text{ onde } \tau > \tau_0 \quad (2.13)$$

Wasp; Kenny e Gandhi (1977) explicam que o fluido, sem influência de tensão,

possui uma estrutura tri-dimensional suficientemente rígida para resistir a qualquer tensão aplicada menor que a tensão de escoamento. Se a tensão de escoamento é excedida, essa estrutura desintegra-se e o material passa a se comportar como um fluido newtoniano sob a tensão de cisalhamento ($\tau - \tau_0$). A estrutura se reintegra quando a tensão de escoamento aplicada é inferior a τ_0 . A figura 2.5 representa o fluido do tipo Bingham em função da relação entre a tensão de cisalhamento e o gradiente de velocidade (taxa de cisalhamento).

Figura 2.5 – Tensão de cisalhamento versus taxa de cisalhamento em fluido de Bingham e newtoniano. CHAVES, 2012 (adaptada pelo Autor).

Temos seguintes materiais como exemplo: ketchup, creme dental, algumas polpas minerais, margarina.

2.2.2 Fluido pseudoplástico

São considerados do tipo pseudoplástico fluidos que não possuem tensão de escoamento. Fluem instantaneamente sob aplicação de uma tensão aplicada (TA INSTRUMENTS, 2016). Não apresentam tensão de escoamento e têm uma curva de escoamento cuja inclinação diminui conforme a tensão de cisalhamento aumenta.

Por não apresentarem tensão de escoamento, observa-se na sua curva de fluxo que, à medida que a taxa de cisalhamento aumenta, a curvatura tenderá a uma menor inclinação atingindo inclinação mínima para altas taxas de cisalhamento (WASP; KENNY; GANDHI, 1977).

Segundo Abulnaga (2002), fluidos pseudoplásticos podem ser caracterizados pelas seguintes observações:

- tensão de cisalhamento infinitesimal suficiente para início do movimento do fluido;
- a razão da tensão de cisalhamento aumenta cada vez mais lentamente conforme o gradiente de velocidade $\left(\frac{dv}{dy}\right)$ aumenta.

Sendo um comportamento de difícil análise, existem diversas equações que podem ser aplicadas para um fluido do tipo pseudoplástico, que envolvem no mínimo dois parâmetros sendo um deles um expoente. De acordo com Wasp; Kenny; Gandhi (1977), dentre todos os modelos o mais comumente usado é o de Ostwald-de Waele ou Lei da Potência. A tensão de cisalhamento é definida em termos da taxa de cisalhamento e gradiente de velocidade $\left(\frac{dv}{dy}\right)$ de acordo com a equação 2.14

$$\tau = K \left(\frac{du}{dy}\right)^n \text{ para } n < 1 \quad (2.14)$$

onde:

- K = fator consistência do fluido, em Pa.s^n ;
- n = índice de escoamento, adimensional.

Quanto mais alto o valor do fator K , maior a viscosidade do fluido. A constante n é uma medida do grau de distanciamento do comportamento newtoniano. Quanto maior o afastamento do valor de $n = 1$, mais acentuadas serão as características do fluido ao do tipo não-newtoniano. Tem-se alguns exemplos como: soluções de polímeros, tintas e alguns tipos de cosméticos.

2.2.3 Fluido dilatante

Segundo Abulnaga (2002), fluidos dilatantes são definidos pelas seguintes características:

- uma tensão de cisalhamento infinitesimal é suficiente para o início do movimento do fluido;
- a taxa de cisalhamento aumenta conforme o gradiente de velocidade aumenta.

São observados sob condições específicas, tais como a concentração de sólidos no fluido, taxas de cisalhamento e forma das partículas na suspensão. Sob ação da tensão de cisalhamento ocorre maior espaçamento entre as partículas, gerando maior distribuição no líquido (ABULNAGA, 2002). Essa tensão de cisalhamento alta faz com que o material se expanda ou se dilate ligeiramente de modo que não haja quantidade suficiente de líquido para preencher os novos espaços vazios e evitar o contato direto entre as partícula sólidas, de onde resultará um aumento do atrito e da tensão de cisalhamento. Este mecanismo traz um aumento na viscosidade aparente (CHHABRA; RICHARDSON, 2008). Na figura 2.6, esquematiza-se o comportamento de um fluido do tipo dilatante:

Figura 2.6 - Representação esquemática de um fluido dilatante sem e com aplicação de tensão de cisalhamento. CHHABRA; RICHARDSON, 2008 (adaptada pelo Autor).

Temos como exemplos areia movediça, areia úmida da praia e penicilina.

2.2.4 Fluido pseudoplástico com tensão de escoamento

De acordo com Abulnaga (2002), fluidos pseudoplásticos com tensão de escoamento podem ser caracterizados pelas seguintes características:

- uma tensão de cisalhamento infinitesimal é suficiente para o início do movimento do fluido;
- a taxa do aumento da tensão de cisalhamento, em relação ao gradiente de velocidade ($\frac{dv}{dy}$) diminui conforme o gradiente de velocidade aumenta.
- deve ser superado o valor zero da taxa de cisalhamento para o movimento do fluido começar a ocorrer.

A equação 2.15, conhecida como Herschel-Buckley para fluidos pseudoplásticos com tensão de escoamento, é largamente aceita para a maioria dos tipos de polpas com baixa a média concentração de sólidos.

$$\tau_w - \tau_0 = K \left(\frac{dy}{dt} \right)^n \quad (2.15)$$

2.3 Fluidos dependentes do tempo

Em fluidos do tipo dependente do tempo, a estrutura da mistura e a orientação das partículas são sensíveis à tensão de cisalhamento. Devido a mudanças estruturais e à reorientação das partículas numa dada taxa de cisalhamento, a tensão de cisalhamento se torna dependente do tempo para as partículas se realinharem ao fluxo, ou seja, a tensão de cisalhamento leva tempo para reajustar-se de acordo com a taxa de cisalhamento prevalecente. Algumas dessas mudanças podem ser reversíveis quando a taxa de formação é a mesma que a taxa de decaimento. No entanto, no caso de fluxos nos quais a deformação é extremamente lenta, as alterações estruturais ou reorientação das partículas podem ser irreversíveis (ABULNAGA, 2002). São classificados como fluidos do tipo tixotrópico ou reopéticos dependendo se a tensão de cisalhamento diminui ou aumenta com o tempo para condições específicas de taxa de cisalhamento e temperatura (WASP; KENNY; GANDHI, 1977).

Na figura 2.7 temos os diagramas dos fluidos dependentes do tempo.

Figura 2.7 – Diagramas de tensão de cisalhamento versus gradiente de velocidade (taxa de cisalhamento) para fluidos dependentes do tempo. ABULNAGA, 2002 (adaptada pelo Autor).

Segundo Souza Pinto (2012), num fluido tixotrópico observa-se que, com a variação da força cisalhante, a viscosidade tende a diminuir e sua estrutura original é recuperada cessando a tensão. De acordo com Wasp; Kenny; Gandhi (1977), fluidos tixotrópicos exibem uma redução reversível na tensão de cisalhamento com o tempo, a uma taxa de cisalhamento constante. Causado por uma destruição gradual de partes da estrutura tri-dimensional no material, a tensão de cisalhamento irá aproximar-se de um valor de equilíbrio dependendo das propriedades estruturais do fluido e do valor da taxa de cisalhamento aplicada. A estrutura começa a se auto reconstruir uma vez que a tensão de cisalhamento é reduzida ou cessada. Souza Pinto (2012) exemplifica os seguintes materiais: vernizes, lodo de esgoto, tintas.

Um fluido do tipo reopético, como por exemplo, uma suspensão densa de partículas de látex, formará um gel quando sob agitação. Ao cessar a agitação, o fluido retorna à sua viscosidade inicial. Este fluidos exibem um aumento da tensão reversível com o tempo a uma taxa de cisalhamento constante.

Reopexia é atribuída à coagulação ou floculação de partículas quando elas são aproximadas umas as outras por um leve movimento do fluido. (WASP; KENNY;

GANDHI, 1977). Mesmo com a aplicação de uma força constante, a viscosidade aumenta com o tempo, e se cessar a força aplicada, a estrutura original é recuperada. Os seguintes materiais são exemplificados: suspensão de gesso e bentonita.

2.4 Polpa mineral

A polpa mineral é uma suspensão contendo partículas sólidas em um líquido, comumente a água, que forma um fluido com capacidades reológicas distintas. A polpa mineral (minério mais líquido carreador) apresentará propriedades físicas diferentes se se observar o tipo de minério que está sendo misturado com o líquido carreador. Propriedades físicas importantes são a viscosidade, densidade, a concentração de sólidos e tamanho de partículas.

O comportamento das polpas minerais difere do dos fluidos do tipo newtoniano pois se faz necessária a consideração da participação dos sólidos e sua interação com o líquido que a transporta, nesse caso a água. A concentração de sólidos e tamanho de partículas presentes numa polpa mineral, traz a necessidade de estudar cada polpa em separado, observando suas diferentes características ao comportamento reológico (GARCIA, 2014).

2.4.1 Polpa homogênea

Segundo Abulnaga (2002), os sólidos presentes num fluxo homogêneo são uniformemente distribuídos em todo o corpo líquido durante sua passagem no duto. Chaves (2012) explica que, normalmente partículas de baixa densidade ou de granulometria menor que 100# Tyler (0,15 mm), tendem a se comportar neste tipo de fluxo. Este tipo de escoamento seria a condição ideal de trabalho pois permite trabalhar com elevada porcentagem de sólidos, valores superiores a 50% em peso, e com baixa velocidade ($< 1,8$ m/s), economizando energia e diminuindo o desgaste por abrasão nos dutos. Entretanto, infelizmente este tipo de polpa é restrito a escassos minerais naturalmente finos, como o caulim.

Embora observe-se por meio de estudos já realizados que praticamente nenhuma polpa mineral se comporta no seu transporte por dutos como um fluxo do tipo homogêneo, existem situações em que a suspensão poderá ser descrita por

modelos monofásicos de forma satisfatória. Logo, observa-se que o princípio da mecânica contínua pode ser aplicado à análise de uma polpa do tipo pseudo-homogênea, sendo que as propriedades reológicas da suspensão são em geral do tipo não-newtonianas (GARCIA, 2014).

2.4.2 Polpa heterogênea

Uma polpa do tipo heterogênea é comumente observada em fluxos onde há presença de partículas grosseiras. Segundo Wilson (2006), quando o diâmetro de partículas aumenta, este fluido irá se comportar como heterogêneo. Polansky (2014) informa que, à medida em que há uma diminuição da velocidade de bombeamento de uma polpa mineral, portanto uma diminuição da vazão do fluido, as partículas de maior densidade tendem a se organizar dentro do líquido formando um gradiente de concentração num plano vertical internamente ao duto, isto é, há uma não uniformidade de sólidos em relação ao plano vertical. Conforme há um aumento da concentração de sólidos, espera-se que o gradiente de sólidos vá continuar, com as partículas mais pesadas concentrando-se na base do tubo. Fluidos heterogêneos tipicamente trabalham com concentrações baixas mas podem ser observados em concentrações em peso acima de 35%.

Apesar de todas as partículas estarem em suspensão ao longo da tubulação, ocorre o ato de rolar das partículas mais pesadas ou até o movimento de saltar no fundo do tubo, o que ocorre com partículas grosseiras de faixa granulométrica de até > 10# Tyler (1,7 mm) ou com sólidos finos de alta densidade, como é o caso do minério de ferro. Esta é uma observação diária em usinas de beneficiamento com bombeamento em pequenas e médias distâncias (CHAVES, 2012). De acordo com Polansky (2014), a gravidade atua conjuntamente com a variação do tamanho das partículas, agindo perpendicularmente à direção de escoamento, fazendo com que as partículas mais grosseiras, ou de maior densidade, sofram ação da gravidade e se desloquem para a base inferior do duto.

Polpas do tipo heterogêneo não se comportam como fluido do tipo fase única, ou seja, a fase fluida e o sólido mantêm suas identidades separadas. Portanto, irão fluir com uma visível assimetria na distribuição em sua concentração, onde sua fase sólida tende a ter partículas de tamanhos variados, ao contrário de uma polpa homogênea (THORVALDSEN, 1996).

2.5 Reologia

Reologia é a ciência do comportamento dos fluidos, palavra que tem origem na língua grega, “rheos” que significa fluido e “logos”, conhecimento. Ela pode ser definida como a ciência que tem seu estudo em função do fluxo e deformação da matéria (BRETAS e D’ÁVILA, 2000; MAKOSCO, 1994).

No processamento mineral, existe um conjunto de operações, cominuição, classificação, concentração, separação do sólido do líquido e por fim o transporte, em se tratando tanto do concentrado quanto do rejeito. Comumente algumas dessas etapas são realizadas em meio líquido, na forma de polpa. Essas operações serão influenciadas pela resistência gerada pelas suspensões ao se deformarem ou fluírem quando submetidas a uma força de cisalhamento ou pressão. Portanto, a viscosidade da suspensão terá influência na etapa de processamento do minério.

A ciência da reologia tem sua importância na discussão da relação existente entre a estrutura e propriedades dos materiais. Na perspectiva histórica, Robert Hooke propôs que “*o valor de qualquer elasticidade está na mesma proporção da tensão aplicada*”, isto é, se você dobrar a tensão, dobrará a deformação. Esta informação resume a premissa básica da Teoria Clássica da Elasticidade. (BARNES; HUTTON; WALTERS, 1993). Na indústria, o bom entendimento da reologia de um material é de fundamental importância para o controle dos processos e escolha dos equipamentos de projeto (NASCIMENTO, 2008). A obtenção dos parâmetros reológicos de um material pode ser feita através da medição da deformação provocada por uma dada tensão num tempo determinado. É importante estabelecer duas condições para determinar a reologia de um material:

- relação deformação e tensão ao longo do tempo para um dado material;
- relações entre parâmetros de importância tais como: reologia comportamental de um material e sua estrutura frente à composição e condições a que são expostos, tais como a pressão e temperatura.

A reologia das suspensões tem como sua característica a análise comportamental do fluxo com suspensões sólidas utilizando-se duas variáveis de importância, a viscosidade aparente (taxa de cisalhamento) e o “*yield stress*” ou tensão de cisalhamento (BISCO, 2009).

A adição de uma fase num líquido newtoniano, por exemplo a formação de uma

emulsão ou a adição de um gás (formando uma suspensão de bolhas) ou até mesmo um sólido, irá mudar o comportamento caracterizando um fluido não-newtoniano.

Segundo Thorvaldsen (1996), uma suspensão é composta de partículas distribuídas aleatoriamente num meio fluido. Geralmente essas suspensões são divididas em três categorias:

- partículas sólidas dentro de um líquido;
- gotículas de um líquido em outro meio líquido;
- gás em um líquido.

Todas as categorias citadas têm importância prática, mas para projeto deste estudo daremos o enfoque às partículas sólidas dentro de um líquido. Segundo Macosko (1996), a adição de uma esfera rígida inserida num líquido tende a alterar o campo de fluxo, como mostrado na figura 2.8.

Figura 2.8 - Movimento do fluido em torno de uma partícula rígida (TANEDA, 1979).

Esse distúrbio hidrodinâmico, calculado pela primeira vez por Isaac Newton, tem um pequeno efeito na viscosidade. No entanto, se as esferas são pequenas ($< 1\mu\text{m}$), as forças entre as partículas coloidais podem se tornar enormes. E, mesmo em baixas concentrações, a viscosidade pode aumentar significativamente.

A figura 2.9 exemplifica esse estudo observado em suspensões de TiO_2 e particulados finos de carbono.

Figura 2.9 – Log da viscosidade relativa $(\eta)_r$ por volume de fração de partículas ϕ de TiO_2 , $0,1 \mu\text{m}$ de diâmetro, em óleo de linhaça (curva com círculos) e particulados finos de carbono em óleo mineral (com quadrados) comparados a uma esfera diluída (linha sólida) em fluido ideal (MACOSKO, 1996).

A suspensão de partículas em líquidos se faz presente de diversas maneiras na natureza e na indústria. As indústrias de alimentos, cosméticos, plásticos, petróleo e mineral envolvem uma infinidade de suspensões do tipo multifásico, muitas das quais são suspensões de partículas processadas independente de como elas são apresentadas para o consumidor final. Os perigos da natureza como por exemplo os deslizamentos de terra, correntes de lama, avalanches e fluxo de magma são frequentemente associados ao escoamento do fluido, onde quase todos carregam uma fração considerável de partículas sólidas em suspensão. Afim de se evitarem riscos relacionados ao comportamento de determinados materiais, é de fundamental importância entender a reologia das suspensões das partículas e gerar capacitação em controlar os processos de fluxos industriais com precisão (MUELLER; LLEWELLIN; MADER, 2009).

Na opinião destes mesmos autores, são importantes fatores para obtenção de dados na reologia de suspensões: fração em volume das partículas (ϕ), forma das partículas, interações entre as partículas, arranjo espacial das partículas e por fim a natureza de escoamento da suspensão em função do gradiente de pressão.

Adicionalmente, a granulometria e as forças inter-partículas são de fundamental importância para a obtenção dos dados.

2.6 Tipos de fluxos em polpas minerais

A natureza de um fluido depende de uma série de fatores, essenciais para o entendimento de cada regime de escoamento de polpas minerais. A propriedade física do minério junto à geometria do duto no qual esta suspensão irá percorrer, são fatores de importância para a determinação do regime de escoamento. Há três regimes de escoamento:

- regime laminar;
- regime transicional – laminar para turbulento;
- regime turbulento.

Segundo Chaves (2012), polpas minerais só são transportadas em regime turbulento, exceção feita para as polpas de caulim. Suspensões coloidais podem se manter indefinidamente em suspensão estável ao contrário do verificado no Tratamento de Minérios, onde as partículas tendem a sedimentar quando a polpa encontra-se em repouso.

Verifica-se o fluxo turbulento quando o número de Reynolds ultrapassa o valor de 4.000. Como projeto de estudo, os regimes de fluxo do tipo laminar e de transição, não terão enfoque nesta dissertação.

2.7 Número de Reynolds

Numa dada extensão de duto, quando a velocidade está abaixo de um determinado valor crítico, observa-se que o escoamento no duto é chamado laminar e quando a velocidade obtida é acima do mesmo valor crítico, o escoamento é chamado turbulento. A mudança observada de um escoamento do tipo laminar para um regime do tipo turbulento resulta no aumento da resistência ao fluxo da polpa mineral e também se observa uma mudança da forma como a perda por atrito varia em função da velocidade média (WASP; KENNY; GANDHI, 1977).

De acordo com a equação 2.16, esta mudança está associada a um adimensional que é o número de Reynolds (Re)

$$Re = \frac{v\rho L}{\eta} \quad (2.16)$$

onde:

- Re = número de Reynolds, adimensional;
- v = velocidade, m/s;
- ρ = densidade do fluido, $\frac{g}{cm^3}$;
- L = diâmetro do tubo, m;
- η = viscosidade do fluido.

Segundo Wasp; Kenny, Gandhi (1977), para dutos, o valor crítico de Reynolds é geralmente de 2.300 a 2.800. Para o regime de escoamento do tipo laminar, tem-se observado valores de Re acima do valor máximo reportado. Embora uma situação excepcional, observa-se que para a vasta maioria, valores de Reynolds partindo de > 2.300 , o escoamento laminar torna-se instável, sendo o início da transição de laminar para o regime turbulento. O valor de Re na transição do regime de escoamento laminar para turbulento depende da geometria da tubulação. Davis e White apud Wasp; Kenny, Gandhi (1977), definiram o valor crítico do número de Reynolds num escoamento entre planos paralelos e chegaram à equação 2.17, onde:

$$\frac{h_{up} \rho}{\mu} = 700 \quad (2.17)$$

a variável h é a altura média de separação entre as placas paralelas.

Houve uma série de propostas para estabelecer um parâmetro que seja mais geral do que o número de Reynolds, ou seja, independente das mudanças no comportamento do fluxo. Logo, é mais importante reconhecer a transição dos regimes de fluxo do que quantificá-los. Contanto que a consistência de informações seja mantida, o número de Reynolds poderá então ser definido de diversas maneiras. Na figura 2.10, observa-se a variação da perda por atrito em duto em função da velocidade média do fluxo. A perda de carga é expressa pela tensão de cisalhamento (τ_w), definida pela equação 2.18. O conceito de perda de carga será discutido adiante.

$$\tau_w = \frac{D(P_1 - P_2)}{4L} \quad (2.18)$$

Figura 2.10 – Perda de carga versus velocidade do fluxo no duto. WASP; KENNY; GANDHI, 1977 (adaptada pelo Autor).

Observa-se no gráfico da figura 2.10 que, em baixas velocidades o regime de escoamento é do tipo laminar, onde tem-se uma linha com leve inclinação. Conforme aumenta a velocidade, há mudança no regime de escoamento para o regime de transição observado no gráfico e, posteriormente, conforme aumenta a velocidade, há uma mudança com maior inclinação e mudança de regime de fluxo para o tipo turbulento (WASP; KENNY; GANDHI, 1977).

2.8 Velocidade de transporte

A velocidade de transporte da polpa depende de uma série de propriedades físicas que precisam ser observadas para o bom carregamento do fluido no duto, dentre as quais são destacadas as seguintes:

- granulometria das partículas sólidas;
- peso específico do sólido;
- diâmetro do duto;
- concentração de sólidos presente na polpa;
- inclinação da tubulação;
- pH da polpa mineral de transporte.

Segundo Chaves (2012), a velocidade de bombeamento de uma polpa heterogênea deve atender duas exigências, independentes uma da outra, sendo:

- a velocidade de transporte precisa ser suficiente para que os sólidos no fluido permaneçam em suspensão e se evite sua deposição na base do duto (escoamento turbulento);
- a velocidade de transporte deve ser a menor possível, a fim de reduzir a perda de carga gerada durante o percurso da polpa dentro do duto.

Como regra geral, temos que:

- para polpas heterogêneas, velocidades de 4,5 m/s (15 ft/s) são usuais com areias silicosas e minério de ferro;
- polpas homogêneas entram em suspensão em velocidades baixas, com valores menores que 1,8 m/s (6 ft/s), mas vale observar que para cálculos grosseiros, usa-se 1,5 m/s (5 ft/s).

Abulnaga (2002) assinala que vários parâmetros de velocidade conseguem avaliar se irá ocorrer separação da polpa em suspensão (sólidos + água) ou se irão se separar durante o fluxo. Neste caso, o responsável pela construção de um sistema de bombeamento terá que ter a atenção necessária com essa polpa e seu comportamento envolvendo parâmetros, tais como a velocidade de deposição e se o fluxo é transportado por dutos na horizontal ou vertical.

Segundo Crowe (2006), embora a maioria das suspensões industriais consistam de partículas de pequeno tamanho ($<10\ \mu\text{m}$), muitas suspensões contêm partículas grosseiras e de alta densidade. Estes tipos de polpas não podem ser tratados como pseudo-fluidos e com as mesmas propriedades reológicas, uma vez que, conforme já mencionado, as partículas sólidas não são uniformemente distribuídas no plano vertical e tendem a se sedimentar na base do tubo devido à ação da gravidade. Em consequência, elas são consideradas suspensões com tendência à sedimentação. Devido a essa tendência, verificam-se os seguintes tipos de fluxos de escoamento em suspensões sólidas, conforme a figura 2.11, onde, de acordo com Polansky (2014):

- fluxo homogêneo: os sólidos são distribuídos uniformemente no líquido carreador. São considerados fluxos do tipo homogêneo aqueles que possuem partículas sólidas de tamanhos menores que $70\ \mu\text{m}$. No entanto isto pode variar em função das densidades do sólido e do líquido. A velocidade média de um fluxo homogêneo necessita ser alta o suficiente para manter as

partículas finas e as de baixa densidade em suspensão uniforme em concentrações verificadas de até 60% de sólidos. Quando é verificada uma concentração acima de 40%, a polpa se torna mais viscosa e começa a desenvolver propriedades não-newtonianas. Apesar desta mudança, ela ainda pode ser considerada e descrita como um modelo de fase única. Como exemplo: argilas e lama de perfuração.

- fluxo heterogêneo: se ocorre um decréscimo na velocidade da suspensão, as partículas grosseiras e densas se separam do líquido formando um gradiente de concentração no plano vertical. O fluxo é considerado heterogêneo quando há essa distribuição da concentração de sólidos verificada na seção transversal não havendo sólidos depositados na base do tubo e todas as partículas ainda em suspensão. Conforme a concentração de sólidos aumenta, há a ocorrência cada vez maior das partículas mais densas na base do tubo. Tipicamente o fluxo heterogêneo trabalha com concentrações baixas, mas pode ser observado em concentrações em peso acima de 35%.
- fluxo com leito móvel: formar-se-á um leito móvel quando a velocidade de um fluxo heterogêneo atingir o valor da velocidade de deposição e ocorrerá a deposição das partículas densas e grosseiras na base do tubo. O gradiente de concentração ainda é visível, partículas finas e menos densas continuam em suspensão e são carregadas pelo líquido. No entanto, as forças de cisalhamento exercidas pelo fluido ainda são capazes de transportar esse leito e verifica-se, devido ao contato das partículas mais densas e grosseiras com a base do tubo, um aumento do desgaste do duto em sua base.
- fluxo com leito fixo: quando há decréscimo ainda maior da velocidade de fluxo, as partículas grosseiras e mais densas estacionam na base do tubo. O movimento das partículas acima do leito fixo é através de “saltos”, uma vez que o fluxo tenta mover os sólidos em suspensão mas em movimentos assimétricos. Observam-se bloqueios em tubulações com esse tipo de fluxo pois as forças resistivas do meio são maiores que aquelas que movem as partículas.

Figura 2.11 – Distribuição de partículas em seção transversal ao longo do duto e gradiente de concentração de sólidos nos principais tipos de fluxo de escoamento de polpa mineral. CROWE, 2006 (Adaptada pelo autor).

Segundo Crowe (2006), os regimes de escoamento retratam a dependência do gradiente de pressão sobre a velocidade do fluxo, bem como o grau de queda do gradiente de pressão. A figura 2.12 apresenta um diagrama da perda de carga versus a velocidade da suspensão. A linha reta representa o comportamento do fluido carreador, água. O gradiente de pressão para a polpa mineral é sempre maior que a do fluido carreador numa mesma velocidade, e sua diferença aumenta conforme aumenta o grau de heterogeneidade.

Conforme a velocidade diminui, a perda de carga da polpa diminui até atingir um valor limite, e então aumenta com a diminuição da velocidade. Existem quatro velocidades de transição entre os regimes de escoamento, determinadas visualmente. São definidas como:

- U_{m1} : velocidade igual ou acima da qual todos os sólidos se movem como uma suspensão homogênea;
- U_{m2} : velocidade igual ou acima da qual todas as partículas se movem como uma suspensão heterogênea e abaixo da qual os sólidos começam a se sedimentar formando um leito móvel.
- U_{m3} : velocidade igual ou acima da qual o fluxo forma, na base do duto, um leito móvel.
- U_{m4} : velocidade onde forma-se um leito estacionário na base do duto e acima

desse leito fixo, alguns sólidos se movimentam saltando ou em suspensão de finos.

Figura 2.12 – Diagrama esquematizado da dependência do gradiente de pressão sobre a velocidade média da suspensão em variados regimes de escoamento. Fonte: CROWE, 2006 (adaptada pelo Autor).

De acordo com Chaves (2012), a formação de leito se deve às características próprias dos sólidos. Observando que a velocidade de deposição num fluxo heterogêneo é a velocidade crítica para o escoamento de polpas, se faz necessário adotar em um projeto de uma linha de escoamento de polpa uma velocidade como dada pela equação 2.19

$$V_d + (0,3 \text{ a } 0,5) \text{ m/s} \quad (2.19)$$

Onde, em termos operacionais, esse valor é suficientemente baixo para manter as partículas em suspensão como também para manter a perda de carga nos menores valores possíveis.

2.9 Escoamento homogêneo

Segundo Chaves (2012), quando as polpas de minério se comportam num escoamento como fluido do tipo homogêneo, se faz necessário considerar os seguintes casos:

- Para polpas diluídas, com menos de 40% sólidos e pequenas distâncias de percurso no seu bombeamento, as perdas de carga podem ser avaliadas como se apenas água limpa estivesse escoando nas tubulações, desconsiderando os sólidos suspensos. Deve-se apenas expressá-las em altura de polpa, podendo-se utilizar o diagrama de Moody.
- Para o caso de polpas contendo valores acima de 40% de sólidos, Wasp, Kenny e Gandhi (1977) afirmaram que a grandeza $\frac{8V}{D}$ é função exclusiva de (τ_w) para um determinado fluido do tipo não-newtoniano, independente do tempo. Por isso, instaurou-se uma correlação generalizada similar à lei das potências, conforme a equação 2.20

$$\tau_w = K' \left(\frac{8V}{D} \right)^{n'} \quad (2.20)$$

onde, K' e n' não são necessariamente constantes. E a equação 2.20, representa a tangente com relação à curva $\tau_w = f\left(\frac{8V}{D}\right)$ no papel log-log para um determinado valor de $8V/D$. Wasp, Kenny e Gandhi (1977) utilizaram o número de Reynolds definido por Metzner e Reed (1955) para a obtenção da equação 2.21

$$Re' = \frac{D^{n'} V^{2-n'} \rho}{\gamma} \quad (2.21)$$

sendo o valor de $\gamma = k' 8^{n'-1}$.

Utilizando o fator de atrito de Fanning, $f_F = \frac{\tau_w}{\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)}$ temos a Equação resultante 2.22.

$$f_F = \frac{16\gamma}{D^{n'} V^{2-n'} \rho} \quad (2.22)$$

A partir das correlações desenvolvidas, Newitt et al. (1955) propuseram para o regime de escoamento do tipo homogêneo, a seguinte equação 2.23.

$$U_m > (1800g.D.V_s)^{\frac{1}{3}} \quad (2.23)$$

Onde assumiu-se que o fator de atrito para a polpa é o mesmo que para o fluido transportador, de tal modo que a diferença na densidade é o único fator causador da

diferença na perda de pressão, levando à equação 2.24.

$$\phi = 0,6(S - 1) \quad (2.24)$$

onde o valor 0,6 é uma constante empírica (CROWE, 2006).

Chaves (2012) informa que o ajuste no regime laminar é excepcional, mas o caso do regime de escoamento do tipo turbulento exige uma solução por tentativa e erro, onde, felizmente, a convergência é rápida. Abaixo, temos o gráfico da figura 2.13 proposto por Dodge e Metzner (1959).

Figura 2.13 – Gráfico de Dodge e Metzner.
DODGE; METZNER, 1959 (Adaptada pelo Autor).

2.10 Escoamento heterogêneo

Chaves (2012) relata que pesquisadores como Durand e Condolios, em 1952 e posteriormente Durand, em 1953, realizaram estudos com embasamento científico onde chegaram à correlação referente a um sistema de tubulações na horizontal e operando com velocidade acima da velocidade de deposição. Segundo Crowe (2006), em termos de perda de pressão e do coeficiente de arraste, temos as seguintes equações:

$$\phi = k\psi^m \quad (2.25)$$

onde:

- ϕ = parâmetro adimensional;
- k = constante;

- m = constante;
- ψ = parâmetro adimensional de transporte.

Segundo Chaves (2012), tem-se a equação 2.26

$$\phi = \frac{J_m - J_{ag}}{C_v J_{ag}} \quad (2.26)$$

sendo que:

- J_m = perda de carga unitária do escoamento da polpa;
- J_{ag} = perda de carga com água limpa;
- C_v = concentração em volume.

Por fim, temos a equação 2.27

$$\psi = \frac{V^2 C_d}{gD(\rho_{rs} - 1)} \quad (2.27)$$

sendo que:

- V = velocidade do escoamento;
- C_d = coeficiente de arraste (drag coefficient);
- D = diâmetro da tubulação;
- ρ_{rs} = densidade relativa do sólido ($\rho_s/\rho_{\text{água}}$).

Newitt et al. (1955), para o regime de escoamento do tipo heterogêneo, com partículas totalmente suspensas, obtiveram a correlação $17 V_s < U_m < (1800 g D V_s)$ onde assumiu-se que não há velocidade relativa entre as partículas e o fluido, e a energia requerida para transporte das partículas é proporcional à energia gasta quando as partículas tendem à velocidade de deposição V_s . Como resultado, temos a equação 2.28.

$$\phi = 1100 \left[\frac{g D V_s}{(U_m)^3} \right] (S - 1) \quad (2.28)$$

Onde U_m é a velocidade no qual a polpa comporta-se como um fluido do tipo homogêneo (CROWE, 2006).

Segundo Garcia (2014), é fator fundamental para o transporte dos sólidos presentes no líquido, a resistência chamada de força de arraste e também, a força de empuxo que o líquido impõe às partículas sólidas e ajuda a mantê-las em suspensão. Nestas condições, o sólido será então acelerado pela força da gravidade ao qual irá se opor o empuxo exercido pela fase contínua, durante o deslocamento da partícula até o

seu destino final. Verifica-se que além das forças anteriormente mencionadas, ocorre de uma nova força chamada de força de arraste viscoso, devido à viscosidade do fluido de trabalho, que durante o deslocamento da partícula se opõe ao deslocamento do sólido.

Dependendo da velocidade relativa entre a partícula e o fluido que escoar no duto, a partícula sofrerá aceleração até que a força de arraste viscoso faça um contrabalanço com a força peso da partícula, onde, após a aceleração resultante tenderá a ser zero e a partícula irá passar a ter seu deslocamento com velocidade terminal constante. Tal velocidade pode ser expressa conforme a equação 2.29

$$V_t = \left(\frac{4gd_p}{3C_d} \right)^{0,5} \left(\frac{\rho_p - \rho_f}{\rho_f} \right)^{0,5} \quad (2.29)$$

onde:

- V_t = velocidade terminal relativa entre partícula e fluido, em $\frac{m}{s}$;
- g = aceleração da gravidade, em $\frac{m}{s^2}$;
- ρ_f = massa específica do fluido, em $\frac{kg}{m^3}$;
- ρ_p = massa específica da partícula, em $\frac{kg}{m^3}$;
- d_p = diâmetro da partícula, em m;
- C_d = coeficiente de arraste, adimensional.

O coeficiente de arraste é uma função do regime de escoamento, este caracterizado pelo número de Reynolds, onde diversas relações implícitas e explícitas foram propostas para a obtenção do coeficiente de arraste. Segundo Chaves (2012), considerando as partículas esféricas, o coeficiente de arraste (C_d) na equação 2.29 pode ser calculado pela equação 2.30

$$C_d = \frac{4g \cdot d_s \cdot (\rho_p - \rho_f)}{3V_s^2} \quad (2.30)$$

onde:

- d_s = diâmetro representativo da amostra (exemplo, d_{50} , d_{75} ou d_{90});
- V_s = velocidade de sedimentação de grãos em meio tranquilo.

A figura 2.14 mostra a velocidade de sedimentação de grãos em função do diâmetro da amostra. Para um dado valor de velocidade de sedimentação e um diâmetro específico da amostra, o parâmetro adimensional de transporte (ψ) é obtido através da tabela 2.1 para o cálculo do coeficiente de arraste.

Figura 2.14 – Velocidade de sedimentação em função do diâmetro da partícula (CHAVES, 2012).

Para quartzo ($\rho = 2,65$) a 20°C, em água:

Tabela 2.1 – Valores de ψ para quartzo a 20°C em água

1 - $\psi = 1,000$	4 - $\psi = 0,806$	7 - Equação de Newton
2 - $\psi = 0,906$	5 - $\psi = 0,670$	8 - Equação de Rubey
3 - $\psi = 0,846$	6 - Equação de Stokes	9 - Dados de Mamak

Fonte: Chaves (2012)

Para a determinação do coeficiente de forma para amostras com partículas que não são esféricas ou não possuem uniformidade, se faz necessário utilizar o parâmetro ϕv que é o fator de forma (volumétrico) definido pela equação 2.31

$$\phi v = \frac{V_p}{d_a^3} \quad (2.31)$$

onde:

- V_p = volume da partícula;
- d_a = diâmetro da área projetada.

Heywood (1938) apud Chaves (2012) assinala que, também no escoamento heterogêneo, fez a seguinte correlação entre o comportamento na sedimentação das partículas com o coeficiente de arraste. Esta correlação considerou o fator de forma volumétrico e o número de Reynolds da partícula obtendo a equação 2.32

$$C_{da} = \frac{8\varphi v_{dag}(\rho_p - \rho_f)}{\pi V_s^2 \rho_f} \quad (2.32)$$

onde:

- C_{da} = coeficiente de arraste baseado no conceito de diâmetro da área projetada;
- V_s = velocidade de sedimentação da partícula em meio tranquilo.

E o número de Reynolds é definido através da equação 2.33.

$$Re = d_a V_s \left(\frac{\rho_f}{\mu_f} \right) \quad (2.33)$$

No caso de amostras que não são uniformes, subdivide-se a amostra total em tantas frações quanto convém, até se obter frações uniformes. Posteriormente, calcula-se o coeficiente de arraste de cada uma dessas novas frações e, por fim, realiza-se uma ponderação dos valores de C_d em função da distribuição granulométrica das frações de acordo com as expressões (2.34) e (2.35) (CHAVES,2012).

$$C_d = \sum p_i \cdot C_{di} \quad (2.34)$$

ou

$$\sqrt{C_d} = \sum p_i \sqrt{C_{di}} \quad (2.35)$$

2.11 Velocidade de deposição

A velocidade de deposição é a velocidade de transporte na qual as partículas presentes no fluido formam um leito móvel na base da tubulação.

Para um transporte adequado, trabalha-se com velocidades acima da velocidade de deposição.

Chaves (2012) explica que, entre os diversos modelos empíricos para caracterizar a velocidade de deposição aproximada, temos a estabelecida por Durand (1953), na equação 2.36

$$V_d = FL \sqrt{\left[\frac{2gD(\rho_s - \rho_1)}{\rho_1} \right]} \quad (2.36)$$

onde:

- V_d = velocidade de deposição, em $\frac{m}{s}$;

- D = diâmetro da tubulação, em m;
- ρ_s = massa específica dos sólidos, em $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$;
- ρ_l = massa específica do líquido de transporte.
- FL = fator limite de velocidade, função da granulometria e da diluição da polpa.
- g = aceleração da gravidade, $\frac{\text{m}}{\text{s}^2}$.

A equação 3.6 tem seu reconhecimento de ser conservadora e tendo sua utilidade para definir a velocidade de transporte em sistemas de curta distância ou até para servir de extrapolação para diferentes valores de diâmetro de dutos (CHAVES, 2012). O fator FL , é o fator limite de velocidade de sedimentação da partícula sólida presente no fluido no duto onde tem sua utilidade para partículas de granulometria < 1 mm, figura 2.15. Sua influência na velocidade diminui para polpas que não possuem uma distribuição uniforme de partículas, figura 2.16.

Pesquisas mais recentes nos apresentam outros modelos empíricos, como o estabelecido por Wasp (1977), equação 2.37

$$V_d = \sqrt{2gD\left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p}\right)} \cdot \left(\frac{d_{95}}{D}\right)^{1/6} \quad (2.37)$$

e as estabelecidas por Wilson (2004) e Jacobs (2005) apud Souza (2017) através das equações 2.38 e 2.39, respectivamente.

$$V_d = \sqrt{2gD\left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p}\right)} \cdot \left(\frac{0,018}{f_F}\right)^{0,18} \quad (2.38)$$

onde f_F é o fator de fricção de Fanning,

$$V_d = 3,4 \sqrt{gD\left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p}\right)} \cdot C_d^{-0,25} \cdot C_v^{0,33} \quad (2.39)$$

sendo que:

- C_d = coeficiente de arraste, adimensional;
- C_v = porcentagem de sólidos em volume, v/v .

Figura 2.15 – Variação do parâmetro FL para materiais uniformes em função da granulometria de sólidos e concentração. DURAND; CONDOLIOS (1956) apud (CHAVES, 2012).

Já a figura 2.16, construída por Durand e Condolios (1956), fornece o parâmetro FL a partir de materiais com distribuição não uniforme de partículas.

Figura 2.16 – Variação do parâmetro FL para materiais não uniformes em função da granulometria de sólidos e concentração. DURAND; CONDOLIOS (1956) apud (CHAVES, 2012).

A diferença entre os valores dos dois gráficos traduz a ação das partículas finas no sentido de criar uma suspensão homogênea com densidade de polpa e viscosidade própria que tende a levigar as partículas mais grosseiras, facilitando o transporte hidráulico.

Segundo Chaves (2012), o coeficiente de uniformidade proposto por Caputo em 1973, é o critério para identificação da uniformidade ou não uniformidade do minério, conforme a equação 2.40

$$Cu = \frac{d_{60}}{d_{10}} \quad (2.40)$$

onde, identifica-se se o material é dado como uniforme ou não uniforme conforme:

- se $Cu < 5$ = amostra é muito uniforme;
- se $5 \leq Cu \leq 15$ = amostra é uniforme;
- se $Cu \geq 15$ = amostra não é uniforme;
- d_{60} = 60% das partículas passante na malha em questão;
- d_{10} = 10% das partículas passante na malha em questão.

A partir dos anos 70, houve uma significativa integração dos modelos já obtidos nos anos anteriores e com suas correlações e dados, foram-se originando novos modelos empíricos para a melhor precisão na obtenção da velocidade de deposição das partículas suspensas da polpa (CHAVES, 2012).

Estes, como o trabalho de Wilson e Judge (1979), conforme apresentado na equação 2.41, e posteriormente por Thomas (1979), na equação 2.42, no qual foram propostos modelos que permitiam trabalhar com uma ampla diversidade de diâmetros de duto e as propriedades singulares do fluido (SOUZA PINTO, 2012):

$$V_d = 2 + 0,3 \log. \left(\frac{d}{D.C_d} \right) [2gD(S - 1)]^{0,5} \quad (2.41)$$

$$\frac{V_d}{V_c} = 0,068 \left(\frac{d.V_c.\rho}{\mu} \right)^2 \quad (2.42)$$

Considerando que a presença das partículas finas apresenta efeito considerável na amplitude da velocidade de deposição (V_d) de acordo com as equações 2.43 e 2.44:

$$E = \frac{5\mu}{V_c.\rho} \quad (2.43)$$

$$V_c = V_{bulk} \cdot \sqrt{\frac{\tau_0}{\rho}} \quad (2.44)$$

onde:

- E = espessura da subcamada viscosa, em mm;
- V_c = velocidade cisalhante, em $\frac{m}{s}$;
- τ_0 = tensão de cisalhamento na camada do fluido, em Pa.

2.12 Perda de carga

Quando um fluido escoar através de um tubo, uma parte de sua energia é perdida por atrito com a parede ou pelo consumo de energia nas mudanças de direção. Esta perda de energia, expressa em termos de altura da coluna do fluido é denominada perda de carga, e geralmente, é classificada em duas categorias. A primeira, essencialmente devida ao atrito, é chamada de perda de carga distribuída ou linear, e está presente em todo o comprimento do tubo. Já a segunda categoria, chamada de perda de carga localizada ou singular, é devida aos componentes acessórios presentes em uma rede de tubulação, como válvulas, estrangulamentos ou expansões e curvas. O somatório das perdas de carga localizadas pode ser maior que a perda de carga distribuída durante o percurso. Um grande número de estudos foi realizado a fim de obter uma formulação geral e precisa dos diferentes tipos de perdas de carga encontradas em sistemas de bombeamento (WILSON et al., 2006).

Como critério de projeto, para suspensões em fluxo turbulento, a condição de transporte ótima ocorre quando todas as partículas estão suspensas mas se movendo na mais baixa velocidade possível. Ao operar o sistema de bombeamento na velocidade de deposição da polpa mineral, as perdas de energia por atrito e desgaste são minimizadas e toda a seção transversal do duto estará disponível para escoamento (LEVI; KALMAN, 2001). Crowe (2006) explica que Durand (1952), apresentou a primeira contribuição com uma correlação adequada na área de escoamento de polpa mineral. Usando polpas contendo areia e cascalho com partículas de tamanhos na faixa de 0,2 a 25 mm em dutos com diâmetro de 3,8 a 58 cm e concentração de sólidos de até 60% em volume. O resultado da correlação do trabalho de Durand (1952) foi apresentado através da equação 2.45

$$\frac{i-iw}{iwC} = K \left[\frac{v^2}{gD(S-1)} \sqrt{Cd} \right]^m \quad (2.45)$$

que identificou as principais variáveis que regem o fluxo de escoamento mas foi considerada inadequada, no seu essencial, em predizer a perda de carga em geral mesmo quando as constantes K e m da equação acima são especificamente selecionadas.

Na equação 2.45, a variável (Cd) , é o coeficiente de arraste de partículas na velocidade crítica no fluido de escoamento, e para uma partícula esférica de diâmetro equivalente à variável d , temos a equação 2.46.

$$Cd = \frac{4}{3} \frac{gd(s-1)}{v^2}, \text{ obs: com } v \rightarrow \infty \quad (2.46)$$

Após a contribuição de Durand (1952), Zandi e Govatos (1967) propuseram modificações para um regime de fluxo de escoamento totalmente suspenso. De acordo com as equações 2.47 e 2.48, para descrever a perda de pressão (ϕ) no escoamento de uma polpa mineral temos o seguinte sistema apresentado:

$$\frac{i-iw}{iwC} = 280\psi^{-1,93} \text{ para } \psi < 10 \quad (2.47)$$

$$\frac{i-iw}{iwC} = 6,30\psi^{-0,354} \text{ para } \psi > 10 \quad (2.48)$$

O valor da variável ψ é dada pela equação 2.49.

$$\psi = \frac{v^2}{gD(S-1)} \sqrt{Cd} \quad (2.49)$$

Observa-se que a correlação apresentada pelas equações (2.47) e (2.48) é válida quando o critério de transição, dado pela equação 2.50, é obedecido.

$$N = \frac{v^2 \sqrt{Cd}}{CDg(s-1)} > 40 \quad (2.50)$$

A partir da caracterização e obtenção dos dados da equação (2.54) demonstrou-se que, para um valor de $N < 40$, o regime de escoamento não se encontra totalmente suspenso. Newitt et al. (1955) desenvolveram uma extensa variedade de correlações numa larga faixa de velocidades, carga de sólidos e tamanho de partícula num duto de diâmetro experimental de 2,54 cm, onde trabalharam com os principais regimes de fluxo de escoamento: homogêneo, fluxo heterogêneo totalmente suspenso e fluxo com formação de leito na base do duto (CROWE, 2006).

Turian e Yuan (1977) desenvolveram um regime de correlação para a queda de pressão correspondente a cada um dos quatro principais regimes de fluxo de escoamento de polpa mineral, classificados de acordo com o aumento da velocidade de escoamento da polpa nos seguintes fluxos:

- formação de leito fixo na base do duto [1];
- formação de leito móvel na base do duto [2];
- fluxo homogêneo [3];
- fluxo heterogêneo [4].

com as seguintes correlações para cada um dos regimes de escoamento:

[1] formação de leito fixo na base do duto

$$f - f_w = 0,4036 \cdot C^{0,7389} \cdot f_w^{0,7717} \cdot Cd^{-0,4054} \left[\frac{v^2}{Dg(s-1)} \right]^{-1,096} \quad (2.51)$$

[2] formação de leito móvel na base do duto

$$f - f_w = 0,9857 \cdot C^{1,018} \cdot f_w^{1,046} \cdot Cd^{-0,4213} \left[\frac{v^2}{Dg(s-1)} \right]^{-1,354} \quad (2.52)$$

[3] fluxo homogêneo

$$f - f_w = 0,5513 \cdot C^{0,8687} \cdot f_w^{1,200} \cdot Cd^{-0,1677} \left[\frac{v^2}{Dg(s-1)} \right]^{-0,3531} \quad (2.53)$$

[4] fluxo heterogêneo

$$f - f_w = 0,8444 \cdot C^{0,5024} \cdot f_w^{1,428} \cdot Cd^{-0,1516} \left[\frac{v^2}{Dg(s-1)} \right]^{-0,3531} \quad (2.54)$$

Essas correlações foram utilizadas com o propósito de obter o regime de escoamento através de dados quantitativos de operação (TURIAN; YUAN, 1977). Como observado anteriormente, o escoamento das polpas minerais pode ter diferentes tipos de regimes de fluxo. Estes sendo do tipo homogêneo, heterogêneo, com formação de leito fixo ou móvel. De acordo com Chaves (2012), por via de regra, o escoamento heterogêneo exibe comportamento de Bingham e o escoamento homogêneo traz um comportamento diferente.

CAPÍTULO 3: MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo serão apresentados as propriedades dos materiais utilizados e suas respectivas características.

3.1 Concentrado de hematita

A amostra de projeto utilizada foi um concentrado de hematita (minério de ferro) fornecida pela mineradora brasileira VALE, proveniente da Mina do Pico, Itabirito, MG, figuras 3.1 e 3.2.

Figura 3.1 – amostra de concentrado de hematita, minério de ferro.

Fonte: Autor

Figura 3.2 – amostra de concentrado de hematita, minério de ferro.

Fonte: Autor

3.2 Caracterização da amostra de minério de ferro

Inicialmente foi realizada a caracterização tecnológica da amostra de minério de ferro, incluindo medidas de densidade real.

A caracterização tecnológica da amostra do minério de ferro da Mina do Pico partiu da homogeneização pelo método da pilha alongada e posterior quarteamento de todo o material contido nos tambores. Foi retirada uma alíquota de aproximadamente 10 kg para ser a amostra cabeça. Esta amostra, foi quarteada novamente e retiradas alíquotas menores para a análise química por fluorescência de raios X e determinação da mineralogia por difratometria de raio X.

Na análise química por fluorescência de raios X, os teores de cada elemento obtidos foram determinados em amostra fundida com tetraborato de lítio anidro, na calibração FER-2 (minérios de ferro) para uma análise quantitativa por comparação com materiais de referência certificados, em espectrômetro de fluorescência de raios X. A perda ao fogo (PF) foi efetuada a 1.020°C por 2 h.

Já na difratometria de raios X, o estudo foi efetuado a partir do método do pó, mediante o emprego de difratômetro de raios X da marca Buker, modelo D8 Endeavor com detector sensível a posição. A composição mineralógica foi obtida por comparação com o banco de dados PDF2 do ICDD – International Centre for Diffraction Data. Os resultados são apresentados no capítulo 5-Resultados.

A medida de massa específica dos sólidos foi feita por picnometria. Para melhor precisão na obtenção do valor da densidade, foi realizada em triplicata e utilizou-se álcool etílico de densidade $0,79 \text{ g/cm}^3$. O álcool etílico teve a função de dispersar as partículas do ferro. A densidade obtida do minério de ferro foi $4,88 \text{ g/cm}^3$.

A análise granulométrica do minério de ferro a úmido foi realizada da amostra de cabeça para permitir a comparação com as amostras de minério de ferro após os ensaios nos dutos de 3" e 4" para as duas concentrações de sólidos de interesse, 35% e 55%. Esta comparação visou observar se o minério de ferro sofre degradação durante a operação do *loop test* nos dois diâmetros. Esta análise granulométrica foi feita por peneiramento a úmido de uma amostra de 17,5 kg no LTM-Laboratório de Tratamento de Minérios e Resíduos Industriais. As peneiras utilizadas foram as seguintes malhas Tyler: 1" (25,4 mm), ½" (12,7 mm), 4# (4,76 mm), 8# (2,38 mm), 14# (1,41 mm), 28# (0,59 mm), 48# (0,297 mm), 100# (0,149 mm) e 200# (0,074).

A necessidade de realizar uma análise adicional com o equipamento cyclosizer se deu devido à grande concentração de sólidos na fração -200# e visando obter a distribuição mais completa.

3.3 Investimentos do sistema de bombeamento

Com todos os fornecedores orçados e definidos, o montante financeiro de projeto foi utilizado nas seguintes frentes de montagem do sistema de bombeamento, listadas em ordem de planejamentos a seguir:

- Compra dos equipamentos financiada pela FAPESP.
- Montagem do *loop test*, incluindo mão de obra e material de campo financiado pelo ITV – Instituto Tecnológico Vale.
- Parte elétrica do *loop test*, envolvendo mão de obra, material de campo e o *start-up* do sistema de bombeamento, financiada pela FAPESP.

3.4 Calibração com água

A calibração com água foi realizada para verificação dos equipamentos do loop de bombeamento e seu devido funcionamento. Utilizando água, foram realizados dois ensaios, um em cada duto. Os valores de velocidade em função da diferença de perda de carga em ambos os dutos se encontram no capítulo 5-Resultados.

3.5 Planejamento experimental

O planejamento experimental considerou a operação do sistema de bombeamento com duas concentrações de sólidos em peso para cada diâmetro de tubulação, a menos concentrada em 35% e a mais concentrada, 55% em sólidos.

Para determinar a quantidade de massa de sólido e líquido de interesse para inserir no tanque de alimentação foi necessário medir o volume mínimo de polpa de minério de ferro para que não houvesse aspiração de ar pela bomba de polpa, afetando os resultados.

Este volume mínimo também contribuiu para que não se utilizasse a capacidade total do volume útil do tanque, 800 L, economizando-se assim minério.

Para se chegar ao volume mínimo de polpa do tanque de alimentação do sistema de bombeamento, foi utilizada uma mangueira convencional e um galão de 20 L de água, registrando a vazão da mangueira alimentada pela rede local. A caixa foi sendo cheia de água gradativamente e a presença de bolhas de ar acompanhada no trecho de acrílico. Quando cessou a sua presença, estava determinado o volume mínimo. Obtido o volume mínimo de polpa, os valores de sólido e líquido necessários para cada ensaio foram obtidos do balanço de massa conforme apresentado no item 3.8. Na prática operacional, o sólido foi colocado dentro do tanque de alimentação em sacos de 10 kg cada.

O ensaio realizado em dois dias, teve início com a polpa de concentração de 55% em sólidos para os dois diâmetros de tubulação e posteriormente, com a diluição da polpa mineral adicionando mais água até chegar a 35% em sólidos.

O *data logger*, do sistema de aquisição de dados PRESYS do *loop test*, foi programado para gerar automaticamente os resultados da vazão e da perda de carga para as duas linhas de escoamento, 3" e 4". Conforme aumentava ou diminuía a velocidade de escoamento da polpa, os sinais dos medidores de vazão magnético e do medidor de pressão diferencial eram enviados para o sistema de

aquisição de dados e posteriormente registrados pelo software específico da PRESYS.

3.6 Determinação da velocidade de deposição

Inicialmente o sistema é cheio com água e sólidos e a bomba centrífuga é ligada. O inversor de frequência é acionado e regulado a uma rotação fixa da bomba para que se tenha um valor de velocidade de transporte elevado e os sólidos não sofram gradação durante a sua passagem nos dutos (transporte pseudo homogêneo).

Partindo de uma rotação de 1.000 rpm e com o sistema em equilíbrio, foi feita a diminuição através do inversor de frequência de maneira programada da velocidade até o ponto de formação de um leito móvel de sólidos no duto. Deixou-se o *loop test* operar com esta velocidade durante um período de tempo em que ele esteja em equilíbrio (valores de pressão constantes e estáveis). Foi gerada uma curva de vazão (Q) por perda de carga (ΔP) através do *data logger* do sistema de aquisição de dados do projeto. Estes ensaios e aquisição de dados foram realizados para quatro condições:

1. Ensaio com 55% de sólidos em peso para tubulação de 4" polegadas;
2. Ensaio com 55% de sólidos em peso para tubulação de 3" polegadas;
3. Ensaio com 35% de sólidos em peso para tubulação de 3" polegadas;
4. Ensaio com 35% de sólidos em peso para tubulação de 4" polegadas.

Realizados os ensaios e obtidos os pontos específicos para cada rotação da bomba centrífuga, foram geradas curvas de vazão versus perda de carga para as duas concentrações de sólidos nas duas tubulações. Com isto, o ensaio foi encerrado. Para esvaziamento do *loop test* a velocidade tornará a ser aumentada e através de um ladrão acoplado na base do tanque de alimentação e uma mangueira apropriada, será esvaziado e o material do sistema depositado em tambores de 200 L para futuros ensaios, assim, evitando o desperdício de minério. Em sequência, a unidade experimental será lavada internamente com água.

A verificação do comportamento da polpa mineral quanto ao seu leito móvel e leito fixo que deveria ser feita visualmente através dos tubos transparentes de acrílicos não foi possível devido à opacidade da polpa.

Os resultados da curva de vazão por perda de carga e a comparação da análise granulométrica do minério tal qual com os ensaios de rodagem de polpa mineral estão inseridos no capítulo 5-Resultados.

3.7 Determinação da perda de carga

Para a determinação da perda de carga distribuída, aguardou-se o *loop test* entrar em regime e adotou-se a sequência descrita para a obtenção da velocidade de deposição. Com início do ensaio na velocidade máxima, variou-se a velocidade numa sequência de valores específicos, contabilizando no mínimo 5 pontos de valores aproximados, para geração da curva experimental vazão (Q) por perda de carga (ΔP) do ensaio. O software do sistema de aquisição de dados do *loop test* foi programado para gerar os resultados da vazão e da perda de carga conforme aumentava ou diminuía a velocidade de escoamento da polpa pelo sistema de bombeamento.

3.8 Relação minério / água para as concentrações em sólido de projeto

A relação da quantidade de massa de minério de ferro e água necessárias para os ensaios com concentrações de 35% e 55% de sólidos em volume foi calculada segundo o algoritmo ensinado por Chaves (2012).

- Início do ensaio com concentração de 55% de sólidos em volume;

quilogramas de sólidos	390	709,1	quilogramas de polpa
% sólidos em massa	55	320	litros de água
ρ sólidos	4,88	400	litros de polpa
litro de sólidos	80	20	% sólidos em volume
		1,78	ρ polpa

Para o cálculo deste algoritmo partiu-se do volume de 400 L de polpa (volume da tubulação de 4" totalmente cheia mais o volume mínimo para não haver a entrada de ar na caixa de bomba) e das porcentagens de sólidos em volume (20%)

correspondente aos 55% de sólido em peso, para uma polpa de minério com densidade real (peso específico) $4,88 \text{ g/cm}^3$.

- Diluição da polpa para 35% de sólidos em volume. Permanece a mesma massa de sólido;

quilogramas de sólidos	390	1.118	quilogramas de polpa
% sólidos em massa	35	728	litros de água
ρ sólidos	4,88	808	litros de polpa
litro de sólidos	80	9,9	% sólidos em volume
		1,33	ρ polpa

Partiu-se da mesma massa de sólidos (390 kg) e da nova porcentagem em sólidos em peso, 35%. A quantidade de água a ser adicionada é de $728 \text{ L} - 320 \text{ L} = 408 \text{ L}$. Os “litros de água” incluem a umidade do minério (14%) e a água trazida por ele foi descartada para calcular a água a ser adicionada.

CAPÍTULO 4: PROJETO DO LOOP DE BOMBEAMENTO

4.1 Projeto do sistema de bombeamento

O primeiro passo foi dimensionar o loop de bombeamento através de cálculos das tubulações e da bomba centrífuga, a partir dum desenho de *lay-out* da instalação.

No planejamento e montagem de um sistema de bombeamento, é necessário identificar possíveis fornecedores dos equipamentos que irão constituir esse sistema. Os custos e os investimentos obtidos para a montagem do sistema são de extrema importância para o melhor uso da verba institucional recebida e evitar o gasto aquém do que é permitido e até então desnecessário para o objetivo de planejamento.

A montagem do sistema de bombeamento foi financiada pelo ITV – Instituto Tecnológico VALE e a compra dos equipamentos e sua posta-em-marcha foram financiados pela FAPESP (Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo). O custeio de todos os equipamentos partiu da análise das propostas dos fornecedores potenciais, o mais adequado e apropriado para o sistema de bombeamento foi comprado. Sub-divididos em equipamentos do tipo permanente e temporário, foi necessário obter três orçamentos para cada equipamento e a escolha foi feita pela regra da instituição financiadora, escolhendo o de menor custo. As raras exceções a esta regra, se deram devido à necessidade de ter um equipamento que atendia o projeto como um todo, trazendo selo de exclusividade.

Devido à complexidade de alguns dos equipamentos, houve a necessidade da realização de visitas técnicas e reuniões afim de se conhecer com mais clareza o equipamento que estava sendo oferecido e se ele estava de acordo com os planos iniciais.

Com diferentes tempos de entrega para a devida finalização e montagem do sistema de bombeamento, o planejamento orçamentário e decisão dos equipamentos mais adequados de projeto são concluídos. Os custos de investimento do sistema de bombeamento são apresentados no capítulo Resultados desta dissertação.

4.2 Etapas da concessão do projeto do sistema de bombeamento

O projeto iniciou-se no final do ano de 2014. A Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de São Paulo – FAPESP, adota medidas regulamentárias onde, a concessão só é aprovada se o projeto de pesquisa está de acordo com seu edital. Com o projeto concluído, foi feita sua submissão online para o início da análise e habilitação da abertura do processo de concessão.

Com a habilitação recebida e concluída, o projeto foi encaminhado pela FAPESP para um especialista da área (consultor “ad hoc”) para parecer. Após o parecer, ocorreu o despacho do projeto com o resultado da FAPESP para o pesquisador responsável pelo pedido de concessão do projeto. Com o aceite da Instituição foi feito o pedido final para formalização da concessão e a regularização de assinaturas e dados pessoais do pesquisador responsável para abertura de uma conta bancária destinada ao projeto com vínculo mútuo do pesquisador responsável e FAPESP.

Esta conta bancária é destinada exclusivamente à compra dos equipamentos e pagamentos dos serviços técnicos e complementares que constam no edital da Instituição. O projeto tem sua finalização a partir de dois relatórios anuais para acompanhamento dos gastos efetuados mediante a sua prestação de contas e de um relatório experimental mostrando os resultados do projeto.

4.3 Unidade experimental do bombeamento de polpas minerais

A unidade experimental de bombeamento de polpas minerais (“*test loop*”), foi montada para ensaios com polpa num sistema de bombeamento fechado em dois diferentes diâmetros. O primeiro em 3” (76,2 mm) e o segundo, 4” (101,6 mm).

O layout do sistema de bombeamento de polpas minerais é apresentado em três desenhos seguidos de fotos do loop montado, figuras 4.1 a 4.6.

I. isométrico de todo o sistema de bombeamento, figura 4.1 e figura 4.2;

Figura 4.1 – Isométrico do loop teste de projeto. (GMG Service, AutoCAD layout, 2016).

Figura 4.2 – Sistema de bombeamento de polpas minerais.
Fonte: Autor

II. vista frontal, figura 4.3 e figura 4.4;

Figura 4.3 – Vista frontal do loop teste (GMG Service, AutoCAD layout, 2016).

Figura 4.4 – Tubulação do sistema de bombeamento de polpas minerais, com os trechos em acrílico, vista frontal. Fonte: Autor

III. vista lateral, figura 4.5 e 4.6,

Figura 4.5 – Vista lateral do loop teste (GMG Service, AutoCAD layout, 2016).

Figura 4.6 – Instrumentação do sistema de bombeamento de polpas minerais e carretéis de desgaste, vista lateral. Fonte: Autor

A unidade de bombeamento é composta por uma bomba centrífuga de polpa de eixo horizontal da marca WEIR Minerals, modelo WARMAN 4/3C-AH A05/A05 WRT MS com motor WEG de 30 cv. A carcaça da bomba, em ferro fundido, é bipartida permitindo sua manutenção e o rotor utilizado é em ferro fundido de alto cromo e tem selo mecânico. Na figura 3.9 tem-se o desenho esquematizado da bomba centrífuga e suas dimensões.

Os dutos, um com costura e outro sem costura, são de aço carbono e tem-se um trecho de acrílico de 2 m em cada um dos diâmetros, para visualizar o escoamento e o comportamento dos sólidos nos tubos durante a operação. É possível filmá-lo e assim documentar a velocidade de deposição do minério em estudo. Os tubos, cotovelos e acessórios são flangeados.

Um caixa de bomba, figura 4.8, construída em aço carbono SAE 1020 sem revestimento é acoplada à bomba centrífuga, afogando a bomba e servindo de alimentação e reservatório para a polpa. De volume total de 1,2 m³ e útil de 0,8 m³, possui válvula do tipo guilhotina de acionamento manual de 4" (101,6 mm) para descarga do tanque e carretel para interligação com a bomba centrífuga.

Figura 4.7 – Layout dimensional bomba centrífuga WARMAN 4/3C-AH
(Weir do Brasil, 2016)

O tanque e suas dimensões são representados respectivamente no desenho gerado em AutoCAD a partir das figuras 4.8 e figura 4.9.

Figura 4.8 – Desenho esquematizado em AutoCAD da caixa de alimentação do sistema de bombeamento. (Weir do Brasil, 2016)

Figura 4.9 – Desenho da caixa de alimentação do sistema de bombeamento em AutoCAD. (Weir do Brasil, 2016)

Um manômetro diferencial é instalado em cada tubulação (figura 4.6). Específico

para polpas abrasivas, o manômetro diferencial modelo SITRANS P DS III de aço inoxidável, possui conexão à tubulação com selo diafragma em aço inoxidável. Operando em uma faixa de medição de 0 até 50 mbar, o transdutor de pressão converterá a diferença de pressão em um sinal elétrico. A conversão só é alcançada pela deformação dos sensores de tensão localizados no equipamento que produzirá uma alteração de resistência elétrica proporcional à pressão gerada nesses 2 trechos de cada tubo. A perda de carga é medida nestes trechos.

Medidores de vazão magnético da CONAUT, modelo Optiflux 2300 .C, foram colocados em ambos os diâmetros da tubulação, sendo um medidor no duto 3" e outro, no de 4" (figura 4.6). Com revestimento de poliuretano e conexão de flanges em aço carbono, foram posicionados na horizontal para medição da vazão.

Válvulas de mangote são instaladas no início do *loop test*, sendo uma de 3" no duto de 3" (76,2 mm) e outra de 4" no duto de 4" (101,6 mm), figuras 4.4 e 4.10. Do tipo corpo aberto, em chapa de aço carbono, os mangotes são de borracha natural adequados para materiais abrasivos como polpas minerais. Com o início da operação de bombeamento, uma se encontra fechada (através do seu acionamento manual por volante) regulando a passagem do fluxo de escoamento para o outro diâmetro estanqueando assim a passagem da polpa.

Um sistema de aquisição de dados PRESYS computadorizado com software de instalação modelo VR-2000-3.3 foi instalado para o registro das variáveis de interesse de projeto (figura 4.2). Durante o ensaio em *loop test*, é possível sua programação monitorada através de acionamento digital permitindo a coleta e visualização de aquisições gerando gráficos das variáveis de interesse e futura exportação dos dados para uma planilha.

Um inversor de frequência WEG para o motor de 30 cv e modelo CFW700 permite o acionamento com velocidade variável para motores de indução trifásicos, e útil para o motor de 30 cv WEG da bomba de polpa.

O loop de bombeamento finalizado, assim como os instrumentos posicionados para operação e obtenção dos cálculos de ensaio é mostrado na figura 4.10.

Figura 4.10 – Sistema de bombeamento de polpas minerais, vista frontal.
Fonte: Autor

Além do trecho em acrílico, cada tubulação tem um carretel de desgaste. Na extremidade de cada um deles foi usinado um ressalto onde foi inserido um anel para medidas de desgaste. Este anel, mostrado na figura 4.11 e figura 4.12, possui uma parte distinta denominada “cupom” que serve para efetuar essas medidas com maior precisão (0,0001 g). Este é objeto do trabalho do Dr. José Wilmar Calderón-Hernandez, pesquisador visitante do ITV, com financiamento da CAPES.

Figura 4.11 – Carretel de desgaste e cupom.
Foto: Autor

Figura 4.12 – Parte interna do carretel de desgaste e cupom.
Foto: Autor

4.4 Escolha da bomba centrífuga

Com a finalidade de ter maior versatilidade nos ensaios laboratoriais, dentro do LFQI-Laboratório de Fenômenos de Transporte e Química de Interfaces, foi decidido adquirir uma bomba centrífuga de maior tamanho afim de obter-se maiores vazões e consequentemente maiores velocidades de escoamento. Esta finalidade permite trabalhar com uma gama maior de diferentes polpas minerais que demandam maiores energias do processo. Como resultado, foi escolhido a bomba centrífuga modelo WARMAN 4/3C-AH A05/A05 WRT MS com motor de 30 cv conforme descrito anteriormente.

Para ensaios com vazões, velocidades menores será simplesmente fechada parcialmente a válvula mangote. Consumindo mais energia, do ponto de vista industrial não é uma operação correta. O loop de bombeamento sendo a nível laboratorial, e portanto, de pesquisa, o procedimento de fechamento da válvula mangote torna-se perfeitamente cabível de ser realizado. A definição e escolha da bomba centrífuga necessária para o projeto se encontra no capítulo 5-Resultados.

CAPÍTULO 5: RESULTADOS

Os resultados obtidos nesta pesquisa, por ordem de importância, são os seguintes:

1. Montagem de uma unidade experimental de transporte de polpa com diâmetros de dutos de 3" (76,2 mm) e 4" (101,6 mm), devidamente instrumentada. Permite a obtenção dos parâmetros de processo e de projeto para futuras instalações industriais. Este loop está sendo utilizado para a pesquisa de mestrado sobre *scale-up* de sistemas de bombeamento e para a pesquisa de pós-doutorado sobre desgaste de tubulações, para uma pesquisa de mestrado sobre desgaste corrosivo e um trabalho de conclusão de curso. Adicionalmente o LFQI, está em entendimento com um grupo da Universidade de Uberlândia para ensaios de um modelo alternativo de rotor de fluxo induzido para bombas de polpa.
2. Entendimento do comportamento reológico das polpas minerais e parâmetros relevantes ao bombeamento de polpas minerais, no caso, o minério de ferro, importante commodity brasileira.
3. A possibilidade de estudos com diferentes polpas minerais para levantamento de parâmetros reológicos e criação de um banco de dados, sobre transporte hidráulico de diferentes polpas minerais. O trabalho da eng. Fernanda Neri ensaiará polpas de carbonatito de Jacupiranga e de areias grossa e fina da Região Metropolitana de São Paulo.

Com o sistema de bombeamento de polpa mineral devidamente montado e operando para geração de resultados mediante os parâmetros de reologia de interesse, temos os resultados da amostra de minério de ferro de projeto descritos a seguir.

5.1 Caracterização tecnológica do minério de ferro

A análise química por fluorescência de raios X da amostra de minério de ferro teve os resultados listados na tabela 5.1

Tabela 5.1 – Análise química por fluorescência de raios X

elementos	
Fe	64,7
SiO ₂	2,69
Al ₂ O ₃	0,99
P	0,065
Mn	0,08
TiO ₂	< 0,010
CaO	< 0,010
MgO	< 0,010
Na ₂ O	< 0,010
K ₂ O	< 0,010
Cr ₂ O ₃	< 0,010
PF	3,5

Fonte: LCT-Laboratório de Caracterização Tecnológica USP

A difratometria de raios X com o resultado qualitativo da amostra de minério de ferro nos fornece a assembléia mineral ilustrada na tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Assembléia mineral da amostra de minério de ferro

mineral	fórmula química	observação
Hematita	Fe ₂ O ₃	possível presença
Goethita	FeO(OH)	
Quartzo	SiO ₂	
Magnetita	Fe ₃ O ₄	

Fonte: LCT - Laboratório de Caracterização Tecnológica USP

Concluiu-se que a amostra de minério é composta essencialmente por óxidos e hidróxidos de ferro (97-98%), principalmente hematita, seguida por goethita e traços de magnetita. A presença de quartzo também é observada com uma porcentagem aproximada de 2-3% do seu total.

Seu difratograma é apresentado na figura 5.1.

Figura 5.1 – Difratoograma da amostra de minério de ferro.
 Fonte: LCT - Laboratório de Caracterização Tecnológica USP

O custo dos testes realizados para a caracterização tecnológica do minério de ferro, incluindo a difratometria de raios X e fluorescência de raios X, foi pago pelo Instituto Tecnológico Vale – ITV.

5.2 Análise granulométrica

As distribuições granulométricas da amostra cabeça por peneiramento a úmido e cyclosizer e após os bombeamentos durante 2 horas e 30 min das polpas a 35% e 55% de sólido, em cada uma das tubulações são mostradas na tabela 5.3 e nas figuras 5.2 e 5.3.

Tabela 5.3 – análise granulométrica da amostra de minério de ferro (%acumulada)

malha	mm	cabeça	3' '- 35%	3" - 55%	4" - 35%	4" - 55%
4#	4,76	0,01	0	0	0	0
8#	2,38	0,04	0	0	0,01	0,04
14#	1,41	0,07	0	0	0,03	0,05
28#	0,59	0,13	0,01	0,05	0,16	0,1
48#	0,297	0,94	0,36	0,76	0,76	0,53
100#	0,149	7,56	7,02	8,95	8,76	6,73
200#	0,074	43,96	36,66	42,24	38,37	32,93
ciclo I	0,025	68,34	67,47	70,39	67,84	63,35
ciclo II	0,019	89,63	93,31	94,46	94,04	91,47
ciclo III	0,0133	92,61	95,33	96,58	96,2	94,71
ciclo IV	0,00867	94,26	96,26	97,61	97,18	96,31
ciclo V	0,00636	94,82	96,38	97,84	97,38	96,62
overflow	< 0,00636	100	100	100	100	100

Fonte: Autor

É importante registrar que os tamanhos medidos por peneiramento e pelo cyclosizer são diferentes. O primeiro separa as partículas pela sua segunda maior dimensão, enquanto que o cyclosizer as separa pelo seu diâmetro equivalente, isto é, o diâmetro da esfera de mesmo volume que a partícula. Portanto, colocá-los numa mesma tabela como a 5.3 envolve um erro conceitual, aceito com ressalvas mas necessário, devido à enorme quantidade de material -200#.

Figura 5.2 – Análises granulométricas, tubulação de 3". Fonte: Autor

Figura 5.3 – Análises granulométricas, tubulação de 4". Fonte: Autor

Verificou-se através dos gráficos e dados do ensaio de granulometria que não houve degradação significativa do minério, certamente devido ao tempo curto de realização dos ensaios.

5.3 Investimentos e custos operacionais

Os investimentos mostrados na tabela 5.4 são em reais de 2016 e 2017, quando a paridade com o dólar americano oscilava em torno de 3,20 R\$/US\$. O trabalho de pesquisa do Dr. José Wilmar Calderón-Hernandez, em desenvolvimento, operando o loop durante longos períodos mostrou sensível degradação como arredondamento das partículas.

Tabela 5.4 – Investimentos no sistema de bombeamento

Investimentos no sistema de bombeamento	
Item	Valor (R\$)
Bomba centrífuga + Tanque	78.990,00
Inversor de frequência	7.230,00
Medidor de vazão magnético	22.759,00
Medidor de pressão diferencial	8.000,00
Sistema de aquisição de dados	7.262,50
Tubulação - aço carbono	4.148,60
Tubulação - acrílico	2.179,80
Válvula Mangote	12.600,00
Subtotal	139.021,30
Montagem (mão de obra e materiais)	27.002,18
Parte elétrica e <i>Start-up</i>	17.890,00
Investimento total	183.913,48

Fonte: Autor

5.4 Calibração com água

As medidas da velocidade de escoamento com água e as perdas de carga nos dutos de 3" e 4" são apresentadas nas tabelas 5.5 e 5.6 e nas figuras 5.4 e 5.5.

- Duto de 3"

Tabela 5.5 – Velocidade de deposição em função da perda de carga – 3'

Pontos	Vazão (m ³ /h)	ΔP (mbar)	Velocidade (m/h)	Velocidade (m/s)	ΔP (bar)	mca
1	30,19	12,43	6.620,06	1,84	0,01	0,13
2	37,36	17,88	8.192,30	2,28	0,018	0,18
3	43,19	23,08	9.470,70	2,63	0,023	0,24
4	47,04	26,77	10.314,93	2,87	0,026	0,27
5	52,07	31,31	11.417,91	3,17	0,031	0,32
6	57,13	35,21	12.527,47	3,48	0,035	0,36
7	60,65	38,77	13.299,33	3,69	0,038	0,4

Fonte: Autor

Figura 5.4 – Tubo de 3", regressão linear na calibração com água.

Fonte: Autor

- Duto de 4" polegadas

Tabela 5.6 – Velocidade de deposição em função da perda de carga – 4"

Pontos	Vazão (m ³ /h)	ΔP (mbar)	Velocidade (m/h)	Velocidade (m/s)	ΔP (bar)	mca
1	28,83	1,92	3.556,04	0,99	0,002	0,02
2	43,42	2,93	5.355,64	1,49	0,003	0,03
3	61,01	5,43	7.525,28	2,09	0,005	0,05
4	68,72	6,68	8.476,27	2,35	0,006	0,07
5	75,28	7,96	9.285,41	2,58	0,007	0,08
6	82,84	9,42	10.217,90	2,84	0,009	0,01
7	90,07	11,06	11.109,69	3,09	0,011	0,11

Fonte: Autor

Figura 5.5 – Tubo de 4", calibração com água.

Fonte: Autor

5.5 Velocidade de deposição e perda de carga

Os dados obtidos de acordo com a fórmula velocidade de deposição de Durand, resultaram em valores bastante semelhantes aos verificados na prática.

As velocidades de deposição, conforme Durand, a partir dos cálculos em teoria para os quatro ensaios na rodagem dos testes no loop de bombeamento são as seguintes:

- $\varnothing 3''$
 - 35% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,0762 \left(\frac{4,88-1,38}{1,38}\right)\right]} = 1,60 \text{ m/s};$
 - 55% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,0762 \left(\frac{4,88-1,78}{1,78}\right)\right]} = 1,32 \text{ m/s};$
- $\varnothing 4''$
 - 35% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,1016 \left(\frac{4,88-1,38}{1,38}\right)\right]} = 1,84 \text{ m/s};$
 - 55% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,1016 \left(\frac{4,88-1,78}{1,78}\right)\right]} = 1,53 \text{ m/s};$

Um modelo alternativo e menos conservador que Durand (1953), é o de Wasp (1977),

$$V_d = \sqrt{2gD\left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p}\right)} \cdot \left(\frac{d_{95}}{D}\right)^{1/6}$$

onde:

- d_{95} = d_{95} da partícula, em m;
- D = diâmetro interno da tubulação, em m;
- g = aceleração da gravidade = $9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$;
- ρ = peso específico da partícula.

Com o valor do $d_{95} = 0,175 \text{ mm}$, para os dois diâmetros de 3" e 4", os resultados são:

- $\varnothing 3''$
 - 35% de sólidos:
 - $V_d = \sqrt{2gD\left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p}\right)} \cdot \left(\frac{d_{95}}{D}\right)^{1/6} = \sqrt{2 \cdot 9,8 \cdot 0,0762 \left(\frac{4,88-1,33}{1,33}\right)} \cdot \left(\frac{0,000175}{0,0762}\right)^{1/6} = 1,20 \text{ m/s}$

- 55% de sólidos:

$$V_d = \sqrt{2gD \left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p} \right)} \cdot \left(\frac{d_{95}}{D} \right)^{1/6} = \sqrt{2.9,8.0,0762 \left(\frac{4,88-1,78}{1,78} \right)} \cdot \left(\frac{0,000175}{0,0762} \right)^{1/6} = 0,97 \text{ m/s}$$

- Ø4"

- 35% de sólidos:

$$V_d = \sqrt{2gD \left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p} \right)} \cdot \left(\frac{d_{95}}{D} \right)^{1/6} = \sqrt{2.9,8.0,1016 \left(\frac{4,88-1,33}{1,33} \right)} \cdot \left(\frac{0,000175}{0,1016} \right)^{1/6} = 1,36 \text{ m/s}$$

- 55% de sólidos:

$$V_d = \sqrt{2gD \left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_p} \right)} \cdot \left(\frac{d_{95}}{D} \right)^{1/6} = \sqrt{2.9,8.0,1016 \left(\frac{4,88-1,78}{1,78} \right)} \cdot \left(\frac{0,000175}{0,1016} \right)^{1/6} = 1,1 \text{ m/s}$$

O medidor diferencial de pressão nos dá o valor da diferença de pressão entre os pontos da tubulação de interesse verificado através do *data logger* do equipamento PRESYS. O software empregado para essa função, gerou um banco de dados contendo as variáveis vazão (Q) e a perda de carga (ΔP) para cada tempo de ensaio. Variando a rotação da bomba a cada determinado tempo, construiu-se um gráfico para verificar a relação da velocidade de deposição versus perda de carga do trecho de tubulação nos dois diâmetros e nas concentrações de 35% e 55% de sólidos:

1. Para cada período, em cada rotação, calculou-se a média dos valores obtidos da vazão e da perda de carga;
2. A velocidade em m/h foi obtida através da equação

$$v = Q/S$$

onde:

- Q = vazão em m/h;
 - S = área da secção transversal do tubo de interesse em m²;
3. Acha-se a velocidade em m/s;
 4. A diferença de perda de carga obtida em mbar pelo *data logger* PRESYS e pelo equipamento é transformada na unidade de mca (metros de coluna d'água).

As tabelas 5.7 à 5.10 apresentam os resultados dos tubos de 3" e 4" nas concentrações de 35% e 55% de sólidos em peso com seus respectivos gráficos do

sistema de aquisição de dados, figuras 5.6 à 5.9. O sistema de aquisição de dados traz na cor em laranja e azul os valores de vazão e em vermelho, perda de carga.

- Duto de 3"
- concentração de 35% de sólidos, tabela 5.7 e figura 5.6;

Tabela 5.7 – Velocidade de deposição em função da perda de carga – 3"/ 35%

Pontos	Vazão (m ³ /h)	Velocidade (m/s)	Perda de carga (Kpa/100)
1	54,22	3,41	132,51
2	45,75	2,88	98,87
3	42,15	2,65	84,12
4	39,92	2,51	76,84
5	37,32	2,35	67,6
6	31,64	1,99	50,22
7	28,08	1,76	43,85
8	27,13	1,51	42,73

Fonte: Adaptada pelo Autor

Figura 5.6 – 35% de sólidos 3", sistema de aquisição de dados.

Fonte: Adaptada pelo Autor

- concentração de 55% de sólidos, tabela 5.8 e figura 5.7;

Tabela 5.8 – Velocidade de deposição em função da perda de carga – 3”/ 55%

Pontos	Vazão (m ³ /h)	Velocidade (m/s)	Perda de carga (Kpa/100)
1	52,84	3,32	129,38
2	42,9	2,69	91,28
3	36,32	2,28	67,66
4	25,08	1,58	40,54
5	20,74	1,30	40,76

Fonte: Adaptada pelo Autor

Figura 5.7 – 55% de sólidos 3”, sistema de aquisição de dados.

Fonte: Adaptada pelo Autor

- Duto de 4”
 - concentração de 35% de sólidos, tabela 5.9 e figura 5.8;

Tabela 5.9 – Velocidade de deposição em função da perda de carga – 4”/ 35%

Pontos	Vazão (m ³ /h)	Velocidade (m/s)	Perda de carga (Kpa/100)
1	79,11	2,79	31,79
2	71,22	2,52	25,96
3	61,92	2,19	19,15
4	54,75	1,94	14,66
5	48,06	1,70	11,03
6	41,71	1,48	9,87
7	31,81	1,12	15,59

Fonte: Adaptada pelo Autor

Figura 5.8 – 35% de sólidos 4”, sistema de aquisição de dados.

Fonte: Adaptada pelo Autor

- concentração de 55% de sólidos, tabela 5.10 e figura 5.9;

Tabela 5.10 – Velocidade de deposição em função da perda de carga – 4”/ 55%

Pontos	Vazão (m ³ /h)	Velocidade (m/s)	Perda de carga (Kpa/100)
1	82,85	2,93	41,24
2	64,13	2,27	24,53
3	55,35	1,96	17,71
4	45,08	1,59	17,39
5	32,32	1,14	18,67

Fonte: Adaptada pelo Autor

Figura 5.9 – 55% de sólidos 4”, sistema de aquisição de dados.

Fonte: Adaptada pelo Autor

Figura 5.10 – velocidade de deposição em função da perda de carga para duto de 3". Fonte: Autor

Figura 5.11 – velocidade de deposição em função do gradiente de pressão para duto de 4". Fonte: Autor

Desta forma pode-se construir a tabela 5.11 comparando os valores da velocidade de deposição obtidos em teoria e na prática.

Tabela 5.11 – Velocidades de deposição (m/s)

Φ tubo	% sólidos	Durand	Wasp	experimental
3"	35	1,6	1,2	1,51
	55	1,32	0,97	1,42
4"	35	1,84	1,36	1,50
	55	1,53	1,1	1,74

Fonte: Autor

A velocidade de deposição obtida experimentalmente no tubo de 3", nas duas concentrações de sólidos em peso, e no tubo de 4" em 55% são próximas do modelo conservador de Durand (1953) ao passo que no tubo de 4", em 35% de sólidos em peso, mostrou maior uma semelhança ao modelo de Wasp (1977).

5.6 Efeito multiplicador deste projeto

O loop de bombeamento está sendo intensamente utilizado em projetos de pesquisa aplicada. Além desta dissertação, contam-se os trabalhos listados na tabela 5.12. Adicionalmente, o LFQI está em tratativas com o Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Uberlândia para a realização de ensaios com uma bomba de polpa de fluxo induzido.

Tabela 5.12 – Bolsas de pesquisa e instituição de fomento

pesquisador	nível	instituição de fomento
Gabriel Henrique Costa e Silva Trinca	mestrado	CAPES
José Wilmar Calderón Hernandez	pós doutorado	ITV
Elaine Andrade	doutorado	sem bolsa
Fernanda de Souza Neri	mestrado	CAPES
Henry Shinji Joruti	TCC	sem bolsa
Eliana Mano	pós doutorado	CAPES

Fonte: Autor

onde:

- CAPES: Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior
- ITV: Instituto Tecnológico Vale

CAPÍTULO 6: CONCLUSÕES

O planejamento, a formalização dos orçamentos, a compra de equipamentos, tubo e instrumentos, o recebimento e a montagem do *loop* de bombeamento, seguido da sua posta-em-marcha e calibração permitiram concluir que o projeto desde sua concepção até a sua operação saiu conforme planejado e dentro das expectativas iniciais. Hoje o *loop test* está operando em perfeitas condições de confiabilidade e outros trabalhos de pesquisa estão em andamento.

Como parâmetros analisados, a velocidade de deposição e a perda de carga através da tubulação foram medidos para o minério de ferro estudado. Confirmou-se que a perda de carga é inversamente proporcional ao diâmetro da tubulação, ou seja, verifica-se que para o diâmetro de 3" temos uma perda de carga maior do que a observada para a tubulação de 4".

REFERÊNCIAS

- ABULNAGA, B. **Slurry systems handbook**. United States: McGraw Hill Companies, Inc., 2002, 800 p.
- BARNES, H. A.; HUTTON, J.F.; WALTERS, K. R. F. S. **An Introduction To Rheology**. 2.ed. Amsterdam: Elsevier Science Publishers, 1993, 199 p.
- BISCO, A. P. R. **A influência de algumas variáveis sobre a reologia de polpas minerais**. 2009.87p. Dissertação (Mestrado), Escola de Engenharia, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2009.
- BRETAS, R. E. S; D'ÁVILA, M. A. **Reologia de polímeros fundidos**. 2.ed. São Paulo: EdUFscar, 2005, 257p.
- CHAVES, A. P. **Teoria e prática do tratamento de minérios: bombeamento de polpa e classificação**. 4.ed. São Paulo: Oficina de Textos, 2012. 303p.
- CHHABRA, R. P.; RICHARDSON, J.F. **Non-Newtonian Flow in the Process Industries: Fundamentals and Engineering Applications**. 1. ed. Oxford: Elsevier Science Technology, 1999. 436p.
- CHHABRA, R. P.; RICHARDSON, J.F. **Non-Newtonian Flow and Applied Rheology: Engineering Applications**. 2. ed. Oxford: Elsevier Science Technology, 2008. 518 p.
- CROWE, C. T. **Multiphase Flow Handbook**. Boca Raton: Editora Taylor & Francis, 2006. 1156p.
- DODGE, D. W.; METZNER, A.B. Turbulent flow of non-newtonian systems. **Journal AIChE**, v. 5, n.2, p. 189-204, 1959.

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

GARCIA, L. P. **Obtenção de parâmetros reológicos para polpas minerais contendo partículas grossas a partir de ensaios de bombeamento**. 2014. 105p. Dissertação (Mestrado)-Universidade Santa Cecília, Santos, 2014.

LAHIOUEL, Y.; LAHIOUEL, R. Evaluation of energy losses in pipes. **American Journal of Mechanical Engineering**; v. 3, n. 3A, p.32-37, 2015.

LEVI, A.; KALMAN, H. **Handbook of Conveying and Handling of Particulate Solids**. Amsterdam: Elsevier Science B. V., 2001. 870 p.

MACOSKO, C. **Rheology: Principles, Measurements and Applications**. [S.l]: Wiley-VCH, 1994, 568p.

MOODY, L. F. Friction factors for pipe flow. **Transactions of ASME**, v. 66, p.671-684, Nov. 1944.

MUELLER, S.; LLEWELLIN, E. W.; MADER, H. M. The rheology of suspensions of solid particles. **Journal of The Royal Society**, v. 466, n.2115, p.1201-1228, 2009.

NASCIMENTO, C. R. **Reologia e reometria aplicadas ao estudo de polpas minerais**: Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2008, 53p.

NIELD, D.A.; BEJAN, A. **Convection in Porous Media**. 3 ed. New York: Springer Science, 1999, 546 p.

POLANSKY, J. **Experimental investigation of slurry flow**. Leeds: University of Leeds, Sept. 2014. 17 p (CZ.1.07/2.3.00/20.0139).

SOUZA PINTO, T. C. **Modelagem da velocidade crítica de transporte de polpas minerais contendo partículas grossas**. 2012. 191p. Tese (Doutorado)-Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

SOUZA, F. N. **Estudo do diâmetro do duto em parâmetros de escoamento de polpas**. 2017. Dissertação (texto para qualificação de Mestrado)-Escola Politécnica, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2017.

SOUZA PINTO, T.C.; LIMA, O. A.; LEAL FILHO, L.S. Sphericity of apatite particles determined by gas permeability through packed beds. **Minerals & Metallurgical Processing**, v. 26, n. 2, p.105-108, 2009.

TA INSTRUMENTS. Understanding rheology of structured fluids: Applications Notes AAN016; Revised by A. FRANCK. [198-?]. Disponível em: <<http://www.tainstruments.com>>. Acesso em: janeiro 2016.

TANEDA, S. Visualization of separating stokes flows. **Journal of the Physical Society of Japan**, v. 46, n. 6, p.1935-1942, 1979.

THORVALDSEN, G. S. **The effect of the particles size distribution on non-newtonian turbulent slurry flow in pipes**. 1996. [260 p.]. Thesis (Master of Science) - School of Mechanical and Process Engineering, Cape Town, 1996.

TURIAN, R. M; YUAN, T. Flow of slurries in pipelines. **AIChE Journal**, v.23, n. 3, p. 232-243, 1977.

VIDAL, A. M. **Estudo de bombeamento de partículas grossas**. Belo Horizonte: Universidade Federal de Minas Gerais, 2011. Apresentado ao Curso de Especialização em Engenharia de Recursos Minerais.

WASP, E. J.; KENNY, J. P.; GANDHI, R. L. **Solid-Liquid Slurry Pipeline Transportation**. 1. ed. Clausthal: Trans Tech Publications, 1977, 224 p.

WILSON, K. C. et al. **Slurry transport using centrifugal pumps**. 3. ed. New York: Springer Science, 2006, 432p.

APÊNDICE

Dimensionamento do sistema de bombeamento

Escolha da bomba centrífuga

De acordo com Chaves (2012), a escolha da bomba centrífuga 5 x 4 x 14" foi obtida através dos cálculos preliminares de dimensionamento de todo o loop que se encontra a seguir.

1. comprimento das linhas do *loop* de bombeamento

- 4"

$$\varnothing 4'': 0,5 + 0,5 + 2,0 + 4,5 + 0,5 + 4,5 + 3,8 + 0,8 = 17,1 \text{ m}$$

- 3"

$$\varnothing 3'': (0,5 + 0,5)4'' + 2 + 4,8 + 1,5 + 4,8 + 4 + 1,5 = 1 \text{ m } 4'' + 18,6 \text{ m} = 19,6 \text{ m}$$

- Comprimentos equivalentes:

Através do layout do sistema de bombeamento:

Tem-se:

	quantidade		comprimento equivalente (m)	
	3"	4"	3"	4"
cotovelo 45°	1	1	1,2	1,5
cotovelo 90°	4	4	1,2	1,5
válvula mangote	1	1	1,8	2,2

$$- \varnothing 4'' = 17,1 + 1,5 + 2,2 + 4 \times 1,5 = 26,8 \text{ m eq.}$$

$$- \varnothing 3'' = 19,6 + 1,2 + 1,8 + 4 \times 1,2 = 27,4 \text{ m eq.}$$

2. Volumes do loop de bombeamento

$$\varnothing 4'' = 10,16 \text{ cm} = 0,1016 \text{ m}$$

$$- \text{Seção do duto} = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,1016^2}{4} = 0,0081 \text{ m}^2$$

$$- \text{Volume duto preenchido} = 0,0081 \times 17,1 = 0,14 \text{ m}^3$$

- Volume útil do tanque de alimentação = $0,8 \text{ m}^3$
- Volume mínimo do sistema de bombeamento para não aspirar ar = $0,4 \text{ m}^3$
(considerando tubulação preenchida e tanque em volume mínimo)

$$\varnothing 3'' = 7,62 \text{ cm} = 0,0762 \text{ m}$$

- Seção do duto = $\frac{\pi D^2}{4} = \frac{\pi \cdot 0,0762^2}{4} = 0,0046 \text{ m}^2$
- Volume duto preenchido = $0,0046 \times 19,6 = 0,09 \text{ m}^3$
- Volume útil do tanque de alimentação = $0,8 \text{ m}^3$
- Volume mínimo do sistema de bombeamento para não aspirar ar = $0,4 \text{ m}^3$
(considerando tubulação preenchida e tanque em volume mínimo)

3. Características da polpa mineral – minério de ferro

Os valores de partida foram o volume de polpa, em litros, a porcentagem de sólidos, em volume, e a densidade real do sólido. Para chegar ao valor de 400 litros de polpa.

Para determinar a quantidade de massa de sólido e líquido de interesse para inserir no tanque de alimentação foi necessário chegar a um valor mínimo de volume de polpa de minério de ferro adequado para que não houvesse entrada de bolhas de ar pela bomba de polpa atrapalhando o ensaio. Para isso, inicialmente foi utilizado uma mangueira convencional e um galão de 20 litros de água. O tempo obtido para encher o galão foi deixado para posterior utilização com testes iniciais rodando com água a tubulação. Uma regra de três contendo o tempo e volume do galão junto ao tempo em que uma mangueira ficou ligada enxendo o tanque de alimentação e o sistema de bombeamento funcionando sem a ocorrência da bomba aspirar ar, foi obtido o volume mínimo de polpa para a rodagem do sistema para os dutos de 3'' e 4''. Este volume mínimo além de evitar a aspiração de ar também contribuiu para que o não houvesse total capacidade do volume útil do tanque, 800 L. Obtido o volume mínimo de polpa, os valores de sólido e líquido necessários para cada ensaio foram obtidos do algoritmo do Prof. Arthur Pinto Chaves. Na prática, o sólido foi colocado dentro do tanque de alimentação em sacos de 10 kg cada.

- início do ensaio com concentração de 55% de sólidos em volume;

kilograma de sólidos	390	709,1	kilograma de polpa
% sólidos	55	320	litro de água
ρ sólidos	4,88	400	litro de polpa
litros de sólidos	80	20	% sólidos v/v
		1,78	ρ polpa

- diluição da polpa para 35% de sólidos em volume. Permanece mesma massa de sólidos;

kilograma de sólidos	390	1118	kilograma de polpa
% sólidos	35	728	litro de água
ρ sólidos	4,88	808	litro de polpa
litro de sólidos	80	9,9	% sólidos v/v
		1,33	ρ polpa

- obtenção do cálculo das velocidades de deposição segundo a fórmula de Durand (1953);

$$V_d = FL \sqrt{2gD\left(\frac{\rho_s - \rho_p}{\rho_s}\right)} \text{ m/s}$$

- Análise granulométrica amostra tal qual;

- d₅₀ : 0,06 mm;
- d₆₀ : 0,085 mm;
- d₁₀ : 0,017 mm;

De acordo com Chaves (2012), o fator FL, através do gráfico de Durand (1953), é 0,83. O valor é obtido a partir do d₅₀ da amostra (CHAVES, 2012) e diâmetro da partícula em milímetros (WASP, 1977).

$$FL = 0,83$$

6. Coeficiente de uniformidade (CHAVES, 2012);

$$C_u = \frac{d_{60}}{d_{10}} = \frac{0,085}{0,017} = 5 \text{ (amostra uniforme)}$$

7. Velocidade de deposição para ambos os diâmetros de tubulação;

- Ø3" polegadas
 - 55% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,0762 \left(\frac{4,88-1,78}{1,78}\right)\right]} = 1,32 \text{ m/s};$
 - 35% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,0762 \left(\frac{4,88-1,38}{1,38}\right)\right]} = 1,60 \text{ m/s};$
- Ø4" polegadas
 - 55% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,1016 \left(\frac{4,88-1,78}{1,78}\right)\right]} = 1,53 \text{ m/s};$
 - 35% sólidos $\rightarrow V_d = 0,83 \sqrt{\left[2 \times 9,81 \times 0,1016 \left(\frac{4,88-1,38}{1,38}\right)\right]} = 1,84 \text{ m/s}.$

8. Cálculo das vazões

$$Q = V.S$$

- Ø3"
 - 55% sólidos $\rightarrow Q = (1,32 + 0,4) \times 0,0046 = 0,0079 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 28,48 \text{ m}^3/\text{h};$
 - 35% sólidos $\rightarrow Q = (1,60 + 0,4) \times 0,0046 = 0,0092 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 33,12 \text{ m}^3/\text{h};$
- Ø4"
 - 55% sólidos $\rightarrow Q = (1,53 + 0,4) \times 0,0081 = 0,0016 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 56,28 \text{ m}^3/\text{h};$
 - 35% sólidos $\rightarrow Q = (1,84 + 0,4) \times 0,0081 = 0,0018 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} = 65,32 \text{ m}^3/\text{h};$

9. Cálculo das cargas

- Carga geométrica: $H = 2873 \text{ mm} - 360 \text{ mm} = 2513 \text{ mmcp} = 2,513 \text{ mcp}$

onde H = Cota do centro do tubo superior (2873 mm) – cota do centro da sucção da bomba.

- Perdas de carga distribuída e singular
- $\emptyset 3'' / 55\% \text{ sólidos} / \text{diâmetro} = 76,2 \text{ mm}$
- $V = 1,32 + 0.4 = 1,72 \text{ m/s}$
- $z = 6,4 \text{ m} / 100\text{m}$
- $z = \frac{27,4}{100} \times 6,4 = 1,75 \text{ m. c. a.}$
- $\emptyset 3'' / 35\% \text{ sólidos} / \text{diâmetro} = 76,2 \text{ mm}$
- $V = 1,60 + 0.4 = 2 \text{ m/s}$
- $z = 8 \text{ m} / 100\text{m}$
- $z = \frac{27,4}{100} \times 8 = 2,20 \text{ m. c. a.}$
- $\emptyset 4'' / 55\% \text{ sólidos} / \text{diâmetro} = 101,6 \text{ mm}$
- $V = 1,53 + 0.4 = 1,93 \text{ m/s}$
- $z = 4,9 \text{ m} / 100\text{m}$
- $z = \frac{27,4}{100} \times 4,9 = 1,31 \text{ m. c. a.}$
- $\emptyset 4'' / 35\% \text{ sólidos} / \text{diâmetro} = 101,6 \text{ mm}$
- $V = 1,84 + 0.4 = 2,24 \text{ m/s}$
- $z = 6,9 \text{ m} / 100\text{m}$
- $z = \frac{27,4}{100} \times 6,9 = 1,85 \text{ m. c. a.}$

10. Carga total

- Através do diagrama de Cave com as seguintes variáveis:
- $d_{50} = 0,060 \text{ mm}$
- $\rho_s = 4,88 \text{ g/cm}^3$,

temos:

$$55\% \rightarrow E_R = H_R = 0,83$$

$$35\% \rightarrow E_R = H_R = 0,89$$

11. Cálculo da carga total

- $\varnothing 3''$ polegadas $\rightarrow 55\% \rightarrow HR = \frac{H_{polpa}}{H_{água}} = \frac{2,513}{0,83} = 3,03 \text{ m. c. a} + 1,75 \text{ m. c. a} = 4,78 \text{ m. c. a};$
- $\varnothing 3''$ polegadas $\rightarrow 35\% \rightarrow HR = \frac{H_{polpa}}{H_{água}} = \frac{2,513}{0,89} = 2,82 \text{ m. c. a} + 2,20 \text{ m. c. a} = 5,02 \text{ m. c. a};$
- $\varnothing 4''$ polegadas $\rightarrow 55\% \rightarrow HR = \frac{H_{polpa}}{H_{água}} = \frac{2,513}{0,83} = 3,03 \text{ m. c. a} + 1,31 \text{ m. c. a} = 4,34 \text{ m. c. a};$
- $\varnothing 4''$ polegadas $\rightarrow 35\% \rightarrow HR = \frac{H_{polpa}}{H_{água}} = \frac{2,513}{0,89} = 2,82 \text{ m. c. a} + 1,85 \text{ m. c. a} = 4,67 \text{ m. c. a};$

12. Escolha da bomba

$\varnothing 3''$ polegadas $\rightarrow 28,48 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \rightarrow 55\% \rightarrow 4,78 \text{ m. c. a} \rightarrow 15,68 \text{ ft c. a};$

$\varnothing 4''$ polegadas $\rightarrow 65,32 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \rightarrow 35\% \rightarrow 4,67 \text{ m. c. a} \rightarrow 15,32 \text{ ft c. a};$

- Vazão $\left(\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \rightarrow \text{USGPM (United States gallon per minute)}$

$\varnothing 3''$ polegadas $\rightarrow 28,48 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 7,91 \frac{\text{l}}{\text{s}} = 125,4 \text{ USGPM};$

$\varnothing 4''$ polegadas $\rightarrow 65,32 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} = 18,14 \frac{\text{l}}{\text{s}} = 287,6 \text{ USGPM}.$

Portanto,

- $\varnothing 3''$ polegadas: 125,4 USGPM
15,68 ft c. a

Portanto: rpm = 500

$$\eta = 60\%$$

- $\varnothing 4''$ polegadas: 287,6 USGPM
15,32 ft c. a

Portanto: rpm = 500

$$\eta = 65\%$$

Os valores de rotações por minuto e eficiência foram obtidos através da literatura de Chaves (2012).

13. Escolha do motor

$$\begin{aligned}
 - \text{ Mnima} &= \frac{\rho p \times Q \times H_t}{102 \times \eta \times E_R} = \frac{1,78 \times \left(\frac{28,48}{3,6}\right) \times 4,78}{102 \times 0,6 \times 0,83} = 1,32 \text{ kW} \\
 - \text{ Mxima} &= \frac{\rho p \times Q \times H_t}{102 \times \eta \times E_R} = \frac{1,38 \times \left(\frac{65,32}{3,6}\right) \times 4,67}{102 \times 0,65 \times 0,89} = 1,32 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

14. Bomba escolhida: 5 x 4 x 14".