



CENTRO FEDERAL DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINAS GERAIS

Diretoria de Pesquisa e Pós-Graduação

Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica

DISSERTAÇÃO

EDUARDO CAMPÊLO FONSECA

**SUPRESSÃO DE FINOS NO CÁLCULO DA VELOCIDADE
CRÍTICA DE DEPOSIÇÃO EM BOMBEAMENTO DE POLPA
DE MINÉRIO DE FERRO**

Belo Horizonte
2024

F676s Fonseca, Eduardo Campêlo
Supressão de finos no cálculo da velocidade crítica de deposição em bombeamento de polpa de minério de ferro / Eduardo Campêlo Fonseca. – 2024.
98 f. : il., gráfs., tabs., fotos.

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica do Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais.
Orientadora: Cristina Magalhães.
Banca examinadora: Cristina Magalhães, Artur Caron Mottin e Pedro Américo Almeida Magalhães Júnior.
Bibliografia: f. 92-95.
Dissertação (mestrado) – Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais.

1. AFT Fathom (Software) – Teses. 2. Engenharia hidráulica – Teses.
3. Sedimentação – Análise – Teses. 4. Materiais granulares – Análise – Teses.
5. Tubulação – Teses. I. Magalhães, Cristina. II. Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais. III. Título.

CDD 627

Eduardo Campêlo Fonseca

Supressão de Finos no Cálculo da Velocidade Crítica de Deposição em Bombeamento de Polpa de Minério de Ferro

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica do Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Orientador: Prof^a. Dr^a Cristina Magalhães.

Linha de Pesquisa: Eficiência em Sistemas e Processos Mecânicos

Belo Horizonte
2024

Eduardo Campêlo Fonseca

Supressão de Finos no Cálculo da Velocidade Crítica de Deposição em Bombeamento de Polpa de Minério de Ferro

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia Mecânica do Centro Federal de Educação Tecnológica de Minas Gerais como requisito parcial para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Linha de Pesquisa: Eficiência em Sistemas e Processos Mecânicos

Belo Horizonte, 08 / 03 / 2024

Resultado; Aprovado

Banca Examinadora:

Prof. Dr. ou Profa. Dra. (orientador(a))

Instituição

Prof. Dr. ou Profa. Dra. (membro da banca)

Instituição

Prof. Dr. ou Profa. Dra. (membro da banca)

Instituição

Dedico esta tese ao meu pai, Ramon.

AGRADECIMENTOS

Agradeço a minha orientadora Cristina pelo incentivo e compreensão ao longo do curso;

Agradeço a minha namorada Luiza pelo companheirismo, por acreditar em mim e nos nossos sonhos;

Agradeço ao CEFET-MG por abrir as portas para meu desenvolvimento profissional e acadêmico desde a graduação ao mestrado;

Por fim, agradeço aos meus pais e avós que sempre foram a base de todas as minhas conquistas.

*Forever I will move like the world that turns
beneath me
And when I lose my direction I'll look up to the
sky*

(The Avett Brothers)

RESUMO

No dimensionamento hidráulico de uma tubulação, a velocidade de sedimentação é um parâmetro fundamental na garantia de performance do processo. O comportamento de deposição dos sólidos no fundo das tubulações, requer que a velocidade de projeto seja calculada de forma a ter magnitude suficiente para suspender e transportar os sólidos, sem ser economicamente inviável dado ao aumento de perda de carga e gastos no consumo de energia. O aperfeiçoamento do cálculo estimativo da velocidade de sedimentação em bombeamentos de polpa de minério de ferro com alta porcentagem de finos é objeto desta tese. O presente trabalho visou realizar uma comparação de resultados de simulações no software AFT Fathom onde os parâmetros de entrada foram baseadas primeiramente em uma estimativa de velocidade de sedimentação sem supressão de finos e posteriormente com supressão de finos, baseando-se da premissa que as partículas em suspensão da polpa que apresentam tamanho abaixo de 50 micrômetros não sofrem deposição, pois são partículas que essencialmente não sedimentam durante as operações normais de bombeamento. As velocidades críticas foram calculadas através do método de Durand, para a distribuição granulométrica da polpa original, os valores encontrados para o d_{50} e velocidade foram respectivamente 62 micrometros e 4,05 m/s. Já realizando a supressão de finos, os valores encontrados foram 72 micrometros e 3,69 m/s, possibilitando trabalhar em uma velocidade de projeto 9% menor. Nos resultados deste trabalho, as simulações no software indicam uma perda de carga consideravelmente menor quando aplicado o método de supressão de finos e consequentemente uma potência do motor da bomba também inferior. Com esses parâmetros de saída das duas simulações foi possível quantificar economicamente o impacto de se reduzir a velocidade de operação do bombeamento, através da comparação de índices de CAPEX e OPEX de cada um dos cenários.

Palavras-chave: AFT Fathom. Cálculo Hidráulico. Tubulação. Granulometria. Sedimentação.

ABSTRACT

SUPPRESSION OF FINES IN THE CALCULATION OF CRITICAL DEPOSITION VELOCITY IN IRON ORE SLURRY PUMPING

In the hydraulic dimensioning of a pipeline, the settling velocity is a fundamental parameter in guaranteeing the performance of the process. The deposition behavior of solids at the bottom of the pipes requires that the design velocity be calculated in such a way as to have sufficient magnitude to suspend and transport the solids, without being economically unfeasible given the increase in head loss and energy consumption expenses. The improvement of the estimative calculation of the sedimentation velocity in iron ore slurry pumping with a high percentage of fines is the object of this thesis. The present work aimed to compare the results of simulations in the AFT Fathom software, where the input parameters were based firstly on an estimate of the sedimentation velocity without suppression of fines and later with suppression of fines, based on the premise that the particles in slurry suspensions that are smaller than 50 micrometers in size do not deposit, as they are particles that essentially do not settle during normal pumping operations. The critical velocities were calculated using the Durand method, for the granulometric distribution of the original slurry, the values found for the d_{50} and velocity were respectively 62 microns and 4.05 m/s. Already carrying out the suppression of fines, the values found were 72 microns and 3.69 m/s, making it possible to work at a design speed 9% lower. In the results of this work, the software simulations indicate a considerably lower pressure loss when applying the fines suppression method and consequently a lower pump's motor power. With these output parameters from the two simulations, it was possible to economically quantify the impact of reducing the pumping operating speed, through the comparison of CAPEX and OPEX indices for each of the scenarios.

Keywords: Sedimentation. Granulometry. Hydraulic Calculation. Piping. AFT Fathom.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Fluxograma de beneficiamento de minério.	23
Figura 2 – Modelos reológicos de polpa.	25
Figura 3 – Fluidos newtonianos e de Bingham.....	26
Figura 4 – Ábaco de Moody.....	30
Figura 5 – Alturas geométricas dos reservatórios.....	32
Figura 6 – Exemplo de curva <i>head</i> vs vazão.	33
Figura 7 – Exemplo de curva <i>head</i> vs vazão para diferentes tamanhos de impelidor.	34
Figura 8 – Comparação da potência requerida (P), carga (H) e eficiência (η) para operação de bombeamento de polpa e água.....	37
Figura 9 – Ábaco de Cave.	38
Figura 10 – Fator F_L – material uniforme ou material muito uniforme.....	41
Figura 11 – Fator F_L – material não uniforme.	42
Figura 12 – <i>Nomograph chart</i>	45
Figura 13 – Layout básico de cálculo.....	54
Figura 14 – Fluxograma – vazão mássica de sólidos (Q_{ms}).	57
Figura 15 – Avaliação de sedimentação da polpa.	61
Figura 16 – Seleção do parâmetro F_L – sem supressão de finos.....	66
Figura 17 – Parâmetros para polpa com e sem finos incorporados ao líquido de transporte.	68
Figura 18 – Seleção do parâmetro F_L – com supressão de finos.....	69
Figura 19 – Rota básica – tubulação de descarga.....	71
Figura 20 – Fatores de projeto da tubulação.	71
Figura 21 – Modelo AFT Fathom – sem supressão de finos.....	73
Figura 22 – Resultado AFT Fathom – sem supressão de finos.....	73
Figura 23 – Modelo AFT Fathom – com supressão de finos.....	74
Figura 24 – Resultado AFT Fathom – com supressão de finos.....	75
Figura 25 – ER,HR – cenário 1 – sem supressão de finos.....	76
Figura 26 – ER,HR – cenário 2 – com supressão de finos.....	77
Figura 27 – Modelo bomba Weir 16/14 AHPP.....	79
Figura 28 – Bomba Weir 16/14 AHPP – curva – cenário 1.....	79
Figura 29 – Bomba Weir 16/14 AHPP – curva – cenário 2.....	80
Figura 30 – Motor de acionamento – W50 alta tensão – 750 CV.....	82
Figura 31 – Motor de acionamento – W50 alta tensão – 550 CV.....	84
Figura 32 – WEG – preço unitário – 750 CV & 550 CV.....	86
Figura 33 – Anéis de desgaste e carretéis.....	91

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Grau de uniformidade de sólidos.....	24
Tabela 2 – Origem da informação	56
Tabela 3 – Parâmetros de processo	57
Tabela 4 – Distribuição granulométrica original da polpa.....	58
Tabela 5 – Distribuição granulométrica da polpa com supressão de finos	59
Tabela 6 – Resultado da interpolação – d10 & d60	62
Tabela 7 – Critério de dimensionamento de tubulação	63
Tabela 8 – <i>Inputs</i> de cálculo	64
Tabela 9 – Parâmetros para cálculo da velocidade de sedimentação.....	67
Tabela 10 – Parâmetros para cálculo da velocidade de sedimentação – com finos ($d < 0,53$) emergidos em água	70
Tabela 11 – Tarifas CEMIG – custo em energia elétrica (R\$/kWh) - dezembro de 2023	87
Tabela 12 – Custo mensal em reais – cenários 1 & 2	88

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

3LPE – Polietileno Tripla Camada

AFT – Applied Flow Technology

ANM – Agência Nacional de Mineração

CAPEX – Capital Expenditure

CFD – Computational Fluid Dynamics

CFEM - Compensação Financeira pela Exploração de Recursos Minerais

DEM – Discrete Element Method

ESSS – Engineering Simulation and Scientific Software

IEM – Indústria Extrativa Mineral

m.c.f – Metro de Coluna de Fluido

m.c.a – Metro de Coluna de Água

NPSH - Net Positive Suction Head

NPSHA – NPSH Disponível

OPEX – Operational Expenditure

PEAD - Polietileno de Alta Densidade

pol - Polegadas

SAG – Moagem Semi Autógena

TYLER MESH - Peneira granulométrica utilizada na análise e no controle granulométrico de determinados produtos

LISTA DE SÍMBOLOS

d_{50} – Diâmetro interpolado de 50% do material passante [mm];

C_u – Coeficiente de uniformidade do material [-];

d_{60} – Diâmetro interpolado de 60% do material passante [mm];

d_{10} – Diâmetro interpolado de 10% do material passante [mm];

μ - Viscosidade dinâmica [cP];

τ – Tensão de cisalhamento [Pa];

dv/dy – Gradiente de velocidade [s^{-1}];

τ_0 – Tensão de cisalhamento inicial [Pa];

ηP – Viscosidade plástica [Pa.s];

V_D – Velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L – Número de Froude de Durand [-];

g – Aceleração da gravidade [m/s^2];

D – Diâmetro interno da tubulação [m];

S – Densidade relativa sólido / líquido [-];

S_v – Concentração volumétrica do material [%];

S_w – Concentração mássica de sólidos [%];

ρ_s – Densidade do sólido [kg/m^3];

ρ_l – Densidade do líquido de transporte [kg/m^3];

C_d – Coeficiente de arraste [-];

d – Tamanho da partícula [m];

μ_f – Viscosidade do fluido de transporte [Pa.s];

d_{95} – Diâmetro interpolado de 95% do material passante [mm];

Ψ – Função da esfericidade [-];

d_s – Diâmetro médio de Sauter da partícula [m];

ρ_p – Densidade da polpa mineral [kg/m³].

d_H – Altura manométrica [metros de coluna de fluido (m.c.f)];

dP – Diferença de pressão entre a tubulação de recalque e a tubulação de sucção da bomba [bar];

$P_{stag.in}$ – Pressão de estagnação na entrada da tubulação [bar];

$P_{stag.out}$ – Pressão de estagnação na saída da tubulação [bar];

$dP_{stag. Total}$ – Diferença da pressão de estagnação na entrada e na saída da tubulação [bar];

Q_{ms} – Vazão mássica de sólidos [t/h];

Q_{mp} – Vazão mássica de polpa [t/h];

Q_{vp} – Vazão volumétrica de polpa [m³/h];

V_D' – Velocidade crítica de deposição – com supressão de finos [m/s];

F_L' – Número de Froude de Durand – com supressão de finos [-];

ρ_L' – Densidade do Líquido de Transporte (água + finos) [kg/m³];

m – Metro;

mm – Milímetro;

h – Hora;

s – Segundos;

Pa – Pascal;

N – Newton;

kg – Quilograma;

kW – Quilowatts;

L – Litros;

µm – Micrometro;

t – Toneladas;

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	18
2 JUSTIFICATIVA	20
3 OBJETIVOS	21
3.1 Objetivo geral.....	21
3.2 Objetivos específicos.....	21
4 DESENVOLVIMENTO	22
4.1 Revisão bibliográfica	22
4.1.1 Beneficiamento de minério de ferro.....	22
4.1.2 Classificação da polpa	23
4.1.3 Reologia	24
4.1.4 Conceitos de mecânica dos fluidos	27
4.1.5 Velocidade crítica de deposição.....	39
4.2 Estado da arte	51
4.2.1 Fluidodinâmica computacional	51
4.2.2 Simulações de bombeamento através do AFT Fathom	52
5 METODOLOGIA.....	53
5.1 Proposta metodológica e hipótese.....	53
5.2 AFT Fathom.....	53
5.2.1 Modelo do Fathom.....	54
5.3 Parâmetros reológicos da polpa de minério de ferro	56
5.3.1 Origem da informação	56
5.3.2 Parâmetros de processo	56
5.4 Distribuição granulométrica.....	57
5.5 Avaliação do comportamento de sedimentação da polpa.....	60
5.6 Avaliação do grau de uniformidade	61
5.7 Critérios de dimensionamento da tubulação	62
5.8 Diâmetro nominal da tubulação e velocidade de transporte.....	63
5.9 Cálculo da velocidade de sedimentação.....	64
5.9.1 Velocidade de sedimentação – sem supressão de finos	64
5.9.2 Velocidade de sedimentação – com supressão de finos	67

5.10 Tubulação – rota básica	70
6 RESULTADOS	72
6.1 Readequação da tubulação – sem supressão de finos	72
6.2 Cenário 1 - simulação AFT Fathom – sem supressão de finos.....	72
6.3 Cenário 2 - simulação AFT Fathom – com supressão de finos.....	74
6.4 Resultado em MCA.....	75
6.5 Selecionando a bomba centrífuga.....	78
6.5.1 Bomba centrífuga – cenário 1	78
6.5.2 Bomba centrífuga – cenário 2	80
6.6 Selecionando o motor de acionamento para ambos os casos	81
6.6.1 Seleção do motor de acionamento – cenário 1	81
6.6.2 Seleção do motor de acionamento – cenário 2	83
6.7 Comparação de CAPEX	85
6.8 Cálculo do custo mensal em reais (R\$) de energia elétrica.....	86
7 CONCLUSÃO.....	89
8 SUGESTÕES PARA TRABALHO FUTUROS	91
9 REFERÊNCIAS.....	92
APÊNDICE A – PLANILHA DE CÁLCULO.....	96

1 INTRODUÇÃO

Segundo a Agência Nacional de Mineração (ANM), no primeiro trimestre de 2022, o comércio exterior da Indústria Extrativa Mineral (I.E.M.) teve saldo superavitário de USD 5,80 bilhões, 47,09% do saldo superavitário da Balança Comercial do Brasil (US\$ 12,10 bilhões) no período. A maior parte desse rendimento se deve a comercialização do minério de ferro, que segundo a ANM foi responsável por 73,6% das receitas da Compensação Financeira pela Exploração de Recursos Minerais (CFEM).

Souza Pinto *et al.* (2016) indica que nos últimos anos o uso de minerodutos (transporte de polpas minerais via tubulação) teve grande relevância no crescimento do setor mineral no Brasil, principalmente quando se diz respeito ao transporte de polpas de concentrado de minério de ferro, visto que algumas de suas principais vantagens em relação ao transporte ferroviário e rodoviário são: menor poluição (ruído, poeira, emissão de dióxido de carbono), tecnicamente viável mesmo em áreas remotas, baixa exigência de manutenção, custo benefício em longas distâncias, maior confiabilidade e operação contínua.

Segundo Tarodiya (2017), as polpas, apresentam características heterogêneas, onde as partículas sólidas são transportadas e mantidas em suspensão pela turbulência do escoamento. Sendo que, a otimização dos sistemas de bombeamento deve ser realizada considerando as propriedades reológicas da polpa, como tamanho, forma das partículas suspensas e concentração de sólidos.

A velocidade de deposição de sólidos ou a velocidade crítica é uma das variáveis de projeto essenciais no dimensionamento de sistemas de bombeamento de polpa. Segundo Souza Pinto *et al.* (2014), a importância se deve ao fato desse parâmetro representar o limite mínimo de velocidade no qual o fluido consegue escoar sem que ocorra deposição de partículas no fundo do tubo, de forma que ocorra acúmulo de sedimentos podendo, assim, gerar obstrução da linha.

Todavia, segundo Poloski (2010), o funcionamento muito acima da velocidade crítica evita a deposição, mas essa combinação promove aumento de perdas de carga e consumo de energia, bem como desgaste e erosão das bombas, resultando em altos custos de transporte.

Sendo assim, este trabalho busca realizar uma comparação entre simulações no software AFT Fathom 10, partindo da premissa do manual da Warman (2009) que as

partículas em suspensão da polpa que apresentam tamanho abaixo de 50 micrômetros não sofrem deposição, pois são partículas que essencialmente não sedimentam durante as operações normais de bombeamento. Determinando a porção que é sub-50 micrômetros de um determinado fluxo a ser estudado e fundindo essas partículas com o fluido (suprimindo essas partículas mais finas), então redistribuindo as partículas restantes para determinar o tamanho de d50 alternativo, o intuito desse trabalho é refinar o cálculo da velocidade de deposição de sólidos, de forma que esse parâmetro seja estimado de forma mais compatível com os resultados que podem ser observados na prática.

A primeira simulação a ser realizada no software AFT Fathom 10 é do sistema com o valor de d50 real, considerando as partículas abaixo de 0,050 mm suspensas na polpa e a segunda simulação será com um valor de d50 alternativo que é consequência da desconsideração das partículas sub-50 micrômetros. Após elaboração dos resultados, a principal contribuição científica deste trabalho é comparar as velocidades críticas calculadas pelo software, de forma a mapear o impacto da supressão de finos nas simulações. O autor busca contribuir com registros científicos deste método de refino do parâmetro de entrada d50 nas simulações através do software AFT Fathom 10 no cálculo da velocidade de deposição que já é amplamente empregado por projetistas de tubulações.

2 JUSTIFICATIVA

O presente trabalho é motivado pelo constante crescimento da mineração no cenário econômico brasileiro. Como os minerodutos apresentam grande relevância no setor mineral e sendo a velocidade crítica de deposição de sólidos uma das variáveis de projeto essenciais para o dimensionamento desses sistemas de transporte, o trabalho em questão é de extrema importância para empresas do ramo de beneficiamento de minérios.

Apesar da atuação com velocidades de projeto muito acima da velocidade de deposição serem capazes de evitar a operação com a ocorrência de leitos estacionários de sólidos no fundo da tubulação, essa prática não é economicamente viável, consequentemente, a operação com velocidades de transporte cada vez menores têm liderado no mercado.

No entanto, o projetista deve garantir que a velocidade da polpa bombeada esteja sempre acima da velocidade crítica de deposição de sólidos, de forma a se evitar obstruções nas linhas. Assim, os engenheiros responsáveis pelo dimensionamento de minerodutos devem sempre procurar trabalhar em margens de velocidade que favoreçam a operação tanto economicamente quanto em termos de deposição, visto que a longo prazo, paradas para manutenção das linhas obstruídas serão necessárias.

Nessa perspectiva, a aplicação de uma supressão de finos (resultando em valores maiores de d_{50}) no cálculo da velocidade de deposição de polpas de minério de ferro, como promove resultados de velocidade de deposição menores, é vantajoso economicamente pois minimiza impactos em desgaste, perda de carga e consumo de energia.

Portanto, o tema discutido nesse trabalho se torna justificável devido ao seu comprometimento em comparar simulações considerando e desconsiderando que partículas abaixo de 50 micrômetros não sofrem deposição (pois essencialmente não sedimentam durante as operações normais de bombeamento) de forma a interpretar e discutir os resultados encontrados.

3 OBJETIVOS

3.1 Objetivo geral

A finalidade do trabalho é calcular a velocidade crítica de deposição de sólidos de um sistema de bombeamento de polpa de minério de ferro utilizando um método de supressão de partículas sub-50 micrômetros e comparar o resultado com o da simulação considerando que todas as partículas finas da polpa também influenciam na sedimentação.

3.2 Objetivos específicos

- Revisar os métodos empíricos de cálculo de velocidade de deposição que sustentam as simulações realizadas pelo software AFT Fathom 10.
- Aplicar a supressão de finos de forma a contribuir com registros científicos deste método de refino do parâmetro de entrada d50 nos cálculos hidráulicos.
- Realizar através do software AFT Fathom 10 a simulação do sistema de bombeamento analisado de forma a estimar o valor da velocidade crítica de deposição de sólidos aplicando a supressão de finos (com um valor alternativo de d50) e não aplicando (com o valor real de d50). Sendo que d50 é a granulometria média com 50% passante, valor obtido através de análise granulométrica realizada sobre uma amostra representativa do material sólido a ser bombeado.
- Mapear e interpretar os resultados de ambas as simulações, de forma a registrar o impacto da supressão de finos na velocidade crítica em bombeamentos de polpa de minério de ferro.

4 DESENVOLVIMENTO

4.1 Revisão bibliográfica

4.1.1 Beneficiamento de minério de ferro

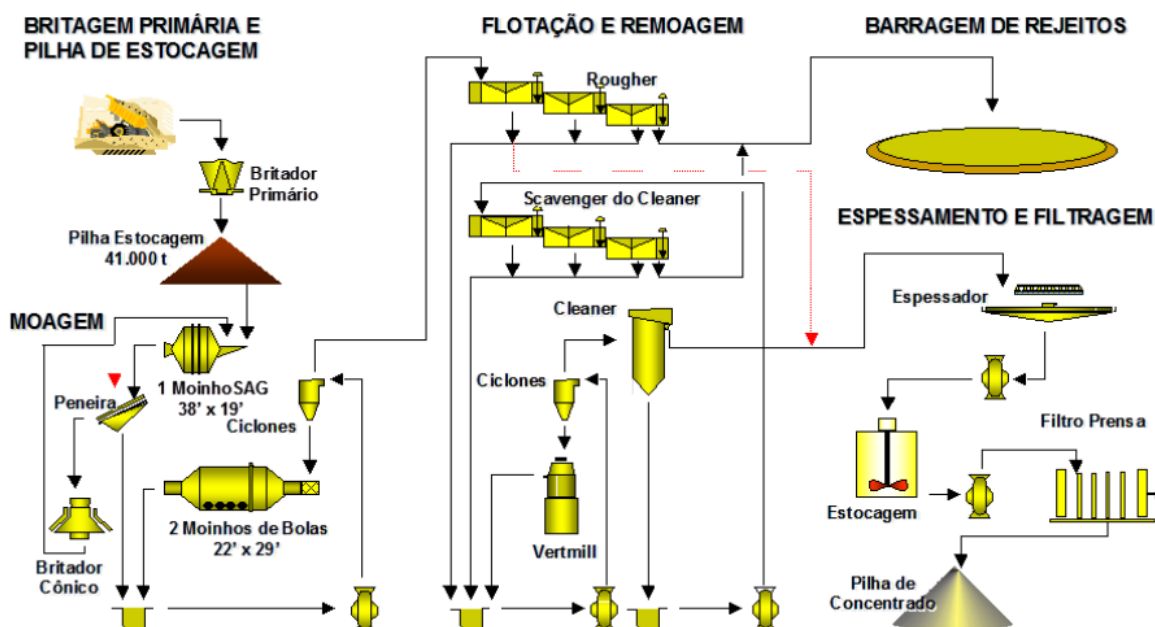
Substância mineral, ou simplesmente mineral, é todo corpo inorgânico de composição química e de propriedades físicas definidas, encontrado na crosta terrestre. Minério é toda rocha constituída de um mineral ou agregado de minerais contendo um ou mais minerais valiosos, que podem ser aproveitados economicamente. (LUZ; FRANÇA; BRAGA, 2018)

Segundo Rocha (2018), ferro é um elemento químico facilmente oxidável, dúctil e magnético. É o mais comum, barato e o mais importante dos metais. As principais fontes de obtenção de ferro são a hematita, magnesita, siderita e pirita. A hematita (Fe_2O_3) é o principal mineral com teor predominante de ferro na sua composição.

Frequentemente, um bem mineral não pode ser utilizado tal como é lavrado, de forma que o tratamento de minérios ou minerais visa obter produtos requeridos pelo mercado, sem modificar a identidade física e/ou química dos minerais. Assim, o beneficiamento de minério de ferro é composto por uma série de processos que objetivam, a partir do material resultante da extração, separar e concentrar os minerais desejados da ganga, que é o rejeito do minério para o qual não há interesse econômico. (LUZ; FRANÇA; BRAGA, 2018)

Segundo Alexandrino *et al.* (2017) o tratamento de minério pode ser dividido entre diversos processos químicos e/ou mecânicos como cominuição, separação por tamanho, concentração, separação sólido/líquido entre outras operações auxiliares evidenciadas na Figura 1, que apresenta um fluxograma padrão para o beneficiamento de minérios.

Figura 1 – Fluxograma de beneficiamento de minério.



Fonte: Bergerman *et al.* (2015).

A britagem, estocagem em pilhas e peneiramento grosseiro são feitos, em geral, a seco, ou seja, sem adição de água. Porém as operações subsequentes como peneiramento fino, moagem, classificação e operações de concentração costumam ser feitas a úmido, o que significa adicionar água ao material criando uma mistura heterogênea denominada polpa.

4.1.2 Classificação da polpa

Durand (1952 apud Chaves, 2022) classificou os materiais sólidos, de acordo com sua granulometria, em não uniforme, uniforme e muito uniforme. Ao realizar a classificação granulométrica do material sólido trabalhado, utilizando peneiras de diferentes aberturas (*mesh*), deve-se estimar os valores teóricos, por meio de interpolação linear, das aberturas das peneiras em que 60%, 50% e 10% (d_{60} , d_{50} e d_{10} respectivamente) do material passante.

Caputo (1973 apud Chaves, 2022) define o coeficiente de uniformidade do material (C_u) sendo o grau de distribuição de material, fino, médio e grosso em uma amostra. Sendo este parâmetro calculado através da Equação 1.

$$C_U = \frac{d_{60}}{d_{10}} \quad (1)$$

Em que,

C_U é o coeficiente de uniformidade.

d_{60} é o diâmetro interpolado de 60% do material passante, em mm;

d_{10} é o diâmetro interpolado de 10% do material passante, em mm;

Nessa perspectiva, segundo Chaves (2022), o grau de uniformidade do material é dado a partir do valor de C_U através da Tabela 1.

Tabela 1 – Grau de uniformidade de sólidos.

C_U	Uniformidade
$C_U < 5$	Muito Uniforme
$5 \leq C_U < 15$	Uniforme
$C_U \geq 15$	Não uniforme

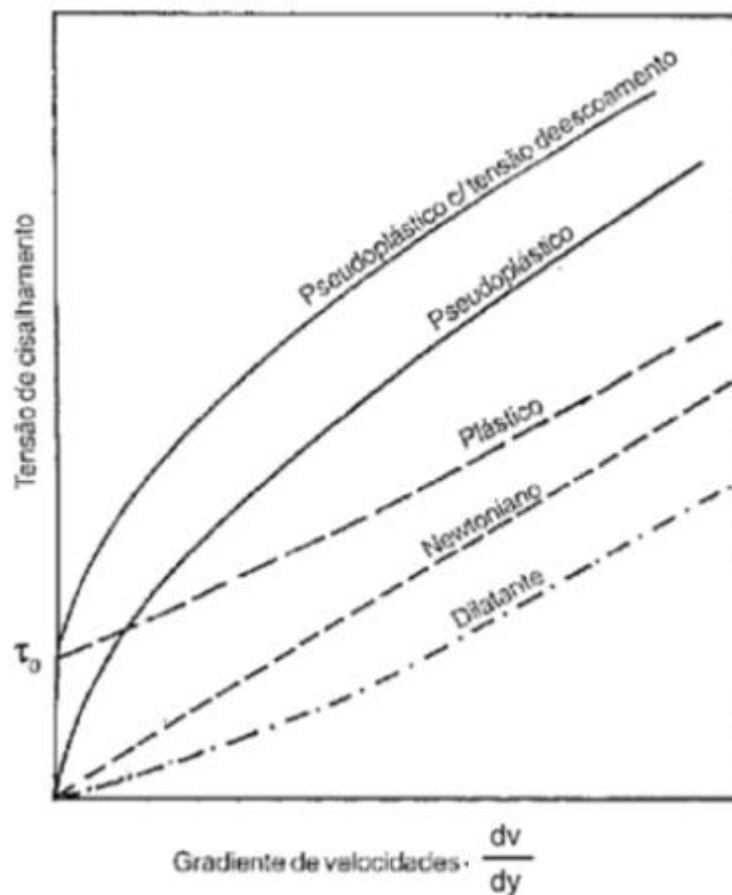
Fonte: Chaves, 2022.

4.1.3 Reologia

Slatter e Wasp (2000) explica que a Reologia é uma ciência dos fenômenos de fluxo que define as características viscosas de um fluido ou mistura homogênea sólido-líquido. Em termos gerais, é um ramo da física que estuda a deformação e o escoamento de corpos sob a influência de uma força ou tensão.

As polpas apresentam comportamentos de fluidez variados, sofrendo influência da geometria das partículas em suspensão, características de ligação e granulometria, podendo assim serem enquadradas em qualquer um dos tipos de fluidos mostrados na Figura 2.

Figura 2 – Modelos reológicos de polpa.



Fonte: Chaves, 2022.

Fox et al. (2018) caracteriza os fluidos em duas distintas categorias, podendo serem classificados como fluidos newtonianos e não-newtonianos. Conforme pode ser observado através do gráfico da Figura 2, fluidos newtonianos possuem tensão de cisalhamento proporcional a taxa de deformação. A lei de Newton da viscosidade é dada pela Equação 2, sendo a viscosidade dinâmica μ igual constante de proporcionalidade entre as duas grandezas citadas.

$$\tau = \mu \frac{dv}{dy} \quad (2)$$

Onde:

v = Velocidade do fluido [m/s];

y = Distância medida perpendicularmente à parede [m];

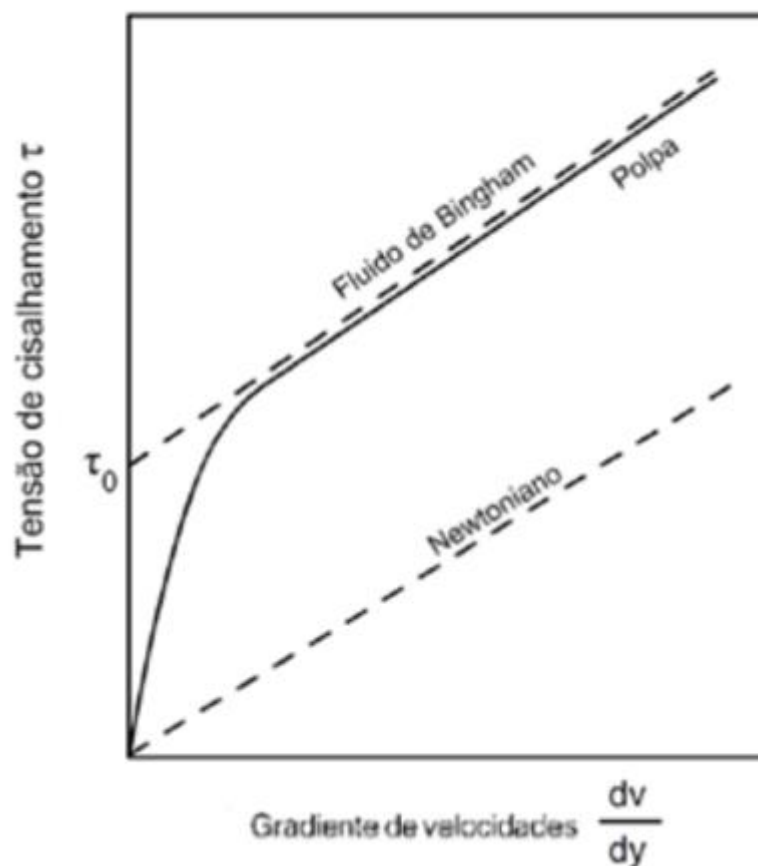
μ = Viscosidade dinâmica [N.s/m²];

τ = Tensão de cisalhamento [N/m^2 ou Pa];

No entanto, segundo Chaves (2022) a maior parte das polpas usuais não apresentam a característica descrita pela lei de newton da viscosidade, sendo assim, denominadas como fluidos não-newtonianos.

Em sua maior parte, as polpas são caracterizadas como fluidos de Bingham (plástico de bingham), apresentando viscosidade que varia com a taxa de cisalhamento. Sendo que o valor do cisalhamento deve atingir um valor limite para que as polpas comecem a escoar como fluido newtoniano. Os comportamentos dos fluidos newtonianos, de Bingham e da polpa são exibidos através da Figura 3.

Figura 3 – Fluidos newtonianos e de Bingham.



Fonte: Chaves, 2022.

A equação reológica empírica para o comportamento do plástico de Bingham é descrita pela Equação 3 abaixo:

$$\tau = \tau_0 + \eta_p \frac{dv}{dy} \quad (3)$$

Onde: τ é a tensão de cisalhamento (Pa); τ_0 a tensão de cisalhamento inicial (Pa); η_p sendo a viscosidade plástica (Pa.s) e dv/dy é o gradiente de velocidade que se desenvolve no reômetro (s^{-1}).

4.1.4 Conceitos de mecânica dos fluidos

Nesse tópico serão descritos os principais conceitos sobre mecânica dos fluidos relacionados a sistemas de bombeamento segundo Fox et al. (2018), principalmente ao que diz respeito a bombas centrífugas. Esses conceitos são primordiais para o entendimento dos inputs e outputs do cálculo hidráulico e da seleção do modelo de bomba centrífuga selecionado nos resultados deste trabalho.

4.1.4.1 Vazão do Sistema

Podemos classificar a vazão de um sistema de acordo com o volume de um fluido ou de acordo com sua massa. Assim, chamamos de vazão volumétrica a razão entre o volume de um fluido que escoa por uma determinada seção por um intervalo de tempo, conforme a Equação 4.

$$Q = \frac{V}{t} \quad (4)$$

Onde:

Q = Vazão volumétrica [m^3/h];

V = Volume [m^3];

t = Intervalo de tempo [h].

Nessa perspectiva, vazão mássica é a razão entre a massa de um fluido, que escoa por uma determinada seção, por um intervalo de tempo, como demonstrado através da Equação 5.

$$Qm = \frac{m}{t} \quad (5)$$

Onde:

Qm = Vazão mássica do sistema [kg/h];

m = Massa [kg];

t = Intervalo de tempo [h].

4.1.4.2 Perda de Carga do Sistema

No escoamento em tubulações, parte da energia disponível ao fluido acaba se transformando em calor, devido à resistência ao escoamento oferecida pela viscosidade do fluido e pela inércia das partículas, sendo variável com a rugosidade da parede do tubo, diâmetro da tubulação e com a velocidade da água (YITAYEW, 2009). Essa perda de carga ou de pressão pode ser linear, que ocorre ao longo das tubulações, ou localizada, que é ocasionada pela presença de conexões e peças especiais alocadas nessas tubulações (BAPTISTA & COELHO, 2003).

Conforme Fox et al. (2018), para que os cálculos de engenharia tenham resultados satisfatórios com exatidão, as perdas de carga localizadas devem ser cuidadosamente quantificadas, e ter suas magnitudes bem estimadas. Assim, é necessário definir o tipo de escoamento do sistema dimensionado, visto que a perda de carga ao longo da tubulação irá depender se o escoamento é laminar ou turbulento, sendo:

- a) Laminar: Ocorre quando as partículas de um fluido se movem ao longo de trajetórias bem definidas.
- b) Turbulento: Ocorre quando as partículas de um fluido não se movem ao longo de trajetórias bem definidas, ou seja, as partículas descrevem trajetórias irregulares, formando minúsculos redemoinhos ou vórtex. Este escoamento é comum na água, cuja viscosidade é relativamente baixa.

4.1.4.3 Número de Reynolds

Segundo Silva (2011), o número de Reynolds (Re) é um número adimensional usado em mecânica dos fluidos para o cálculo do regime de escoamento de determinado fluido sobre uma superfície.

O número de Reynolds é definido a partir do cálculo da viscosidade da fluido, sendo que para escoamento em tubos, o número de Reynolds é calculado através da Equação 6:

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \quad (6)$$

Sendo,

ρ : Massa específica do fluido [kg/m^3];

v : Velocidade de escoamento do fluido [m/s];

D : Diâmetro interno do tubo [m];

μ : Viscosidade dinâmica [N.s/m^2].

De forma que a definição do regime de escoamento ocorre através do seguinte princípio:

$Re < 2000$ – Escoamento Laminar;

$2000 < Re < 4000$ - Escoamento Transitório;

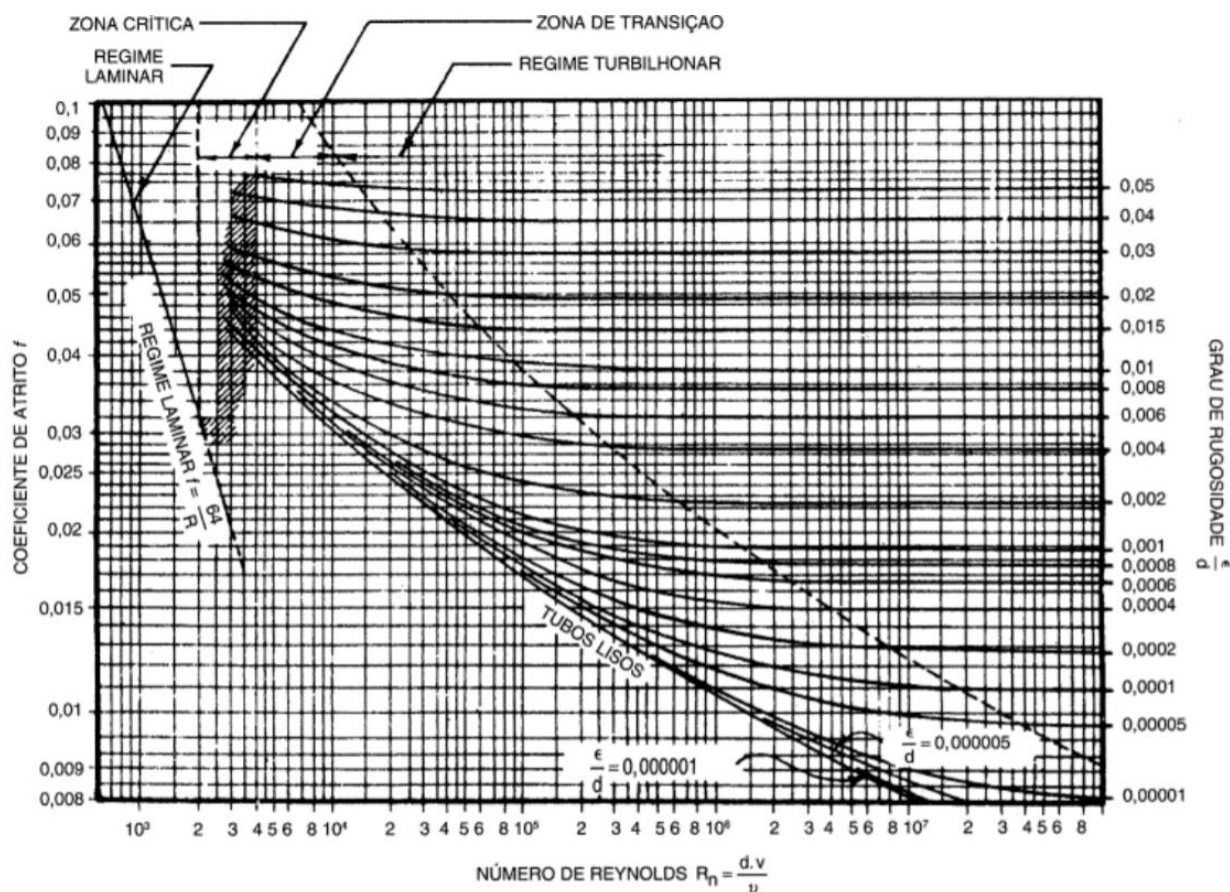
$Re > 4000$ – Escoamento Turbulento.

4.1.4.4 Fator de Atrito

Segundo Fox et al. (2018), após o cálculo do número de Reynolds e definição do tipo de escoamento, é possível optar por diversas metodologias de cálculo para a definição do fator de atrito da tubulação.

Caso o escoamento seja laminar o fator de atrito assume a forma, $f = 64 / Re$. Caso contrário, considerando um escoamento turbulento, o fator de atrito pode ser cálculo através da consulta ao Ábaco de Moody mostrado na Figura 4. É necessário relacionar o valor do número de Reynolds no eixo da abscissa do gráfico com o valor da rugosidade relativa da tubulação localizado no eixo da ordenada à direita do gráfico:

Figura 4 – Ábaco de Moody.



Fonte: Silva Telles (1999).

4.1.4.5 Perda de Carga Linear

Após a definição do número de Reynolds, tipo de escoamento e do valor do fator de atrito da tubulação, é possível calcular a perda de carga linear (h_{fr}) da mesma por meio da equação de Darcy-Weisbach demonstrada na Equação 7.

$$h_{fr} = f \frac{L}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (7)$$

Sendo,

f : Fator de atrito;

L : Comprimento do tubo [m];

- g: Aceleração da gravidade [m/s²];
 D: Diâmetro interno do tubo [m];
 v: Velocidade média do escoamento [m/s].

4.1.4.6 Perda de Carga Localizada

A perda de carga localizada pode ser calculada através do método direto ou através do método do comprimento equivalente, sendo que o método direto utiliza um fator K tabelado e fornecido pelo fabricante do equipamento que expressa a influência do atrito, diâmetro e comprimento referente a cada acessório. O método direto é exibido através da Equação 8, essa fórmula deve ser aplicada para cada acessório separadamente, ao final, é necessário somar todas essas parcelas de perdas para se obter a perda de carga localizada total.

$$hf_l = K \frac{v^2}{2g} \quad (8)$$

Sendo,

- hf_l : Perda de carga localizada [m];
 L: Comprimento do tubo [m];
 g: Aceleração da gravidade [m/s²];
 K: fator adimensional tabelado relativo a componentes da tubulação;
 v: Velocidade média do escoamento [m/s].

O método indireto segue a mesma analogia do método direto, porém é realizada uma equivalência da perda de carga do acessório a de um trecho reto de tubulação. Os valores de comprimentos equivalentes são encontrados em tabelas de fabricantes de forma que a perda de carga localizada através do método indireto pode ser calculada através da Equação 9.

$$hf_l = f \frac{L_{tot}}{D} \frac{v^2}{2g} \quad (9)$$

Sendo,

- f : Fator de atrito;
 L_{tot} : Soma dos comprimentos equivalentes de cada acessório da tubulação [m];

D: Diâmetro da tubulação [m];

v: Velocidade média do escoamento [m/s];

g: Aceleração da gravidade [m/s²];

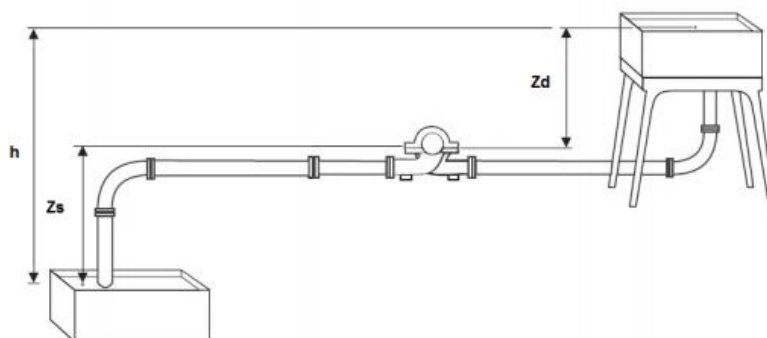
4.1.4.7 Carga da Bomba (Head)

Segundo, Souza (2014), chamamos de *head*, carga da bomba ou altura manométrica, a energia por unidade de peso que a bomba fornece ao fluido. Podemos relacionar o *head* da bomba com a altura de coluna de líquido que o dispositivo consegue atingir.

A altura manométrica leva em conta as resistências que o sistema fornece ao fluido, como:

- Altura Geométrica (h) = Diferença entre níveis do reservatório de descarga (Zd) e sucção (Zs), como pode ser observado através da Figura 5;
- Diferença de pressão de descarga (Pd) e sucção (Ps);
- Perdas de Carga da Rede de Sucção (hfs) e Recalque (hfr).

Figura 5 – Alturas geométricas dos reservatórios.



Fonte: Souza (2014).

Aplicando a equação de Bernoulli, a fórmula geral para a altura manométrica total de uma bomba, considerando que a bomba deverá fornecer a quantidade de energia requisitada na linha de recalque menos a quantidade de energia que existe na linha de sucção, é demonstrada através da Equação 10.

$$H = (Zd - Zs) + \frac{(Pd - Ps)}{\gamma} + (hf_d + hf_s) \quad (10)$$

Sendo:

Zd: Altura geométrica de descarga [m];

Zs: Altura geométrica de sucção [m];

Pd: Pressão no reservatório de descarga [Pa];

Ps: Pressão no reservatório de sucção [Pa];

hfd: Perda de carga na linha de descarga [m];

hfs: Perda de carga na linha de sucção [m];

γ : Peso específico do fluido [N/m³].

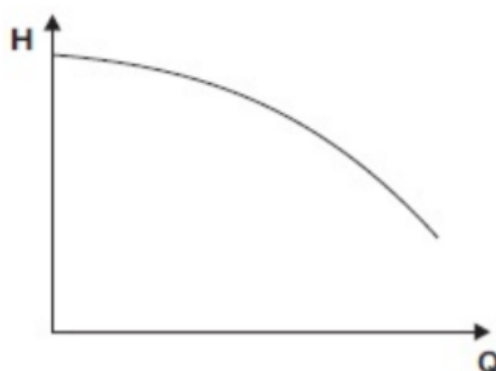
4.1.4.8 Curvas Características de Bombas Hidráulicas

Segundo Kuritza et al. (2017), a escolha do tipo de bomba geralmente é feita a partir do conhecimento da vazão de descarga (Q) e da altura manométrica (H) do sistema, sendo que a escolha da bomba pode ser feita a partir de gráficos apresentados pelos fabricantes nos quais, conhecendo os valores de Q e H, pode-se indicar o tipo de bomba adequada.

Curvas características de uma bomba hidráulica são a representação gráfica das funções que relacionam os diversos parâmetros ou grandezas intervenientes no seu funcionamento. Podem ser obtidas de gráficos gerais com variáveis adimensionais, ou determinadas experimentalmente em laboratório.

Como já mencionado, uma das principais curvas características de uma bomba hidráulica é a curva *head* vs vazão, na Figura 6 temos um exemplo do tipo de gráfico gerado por essa determinada curva.

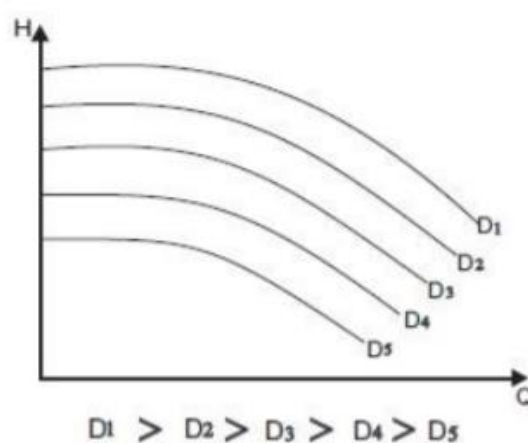
Figura 6 – Exemplo de curva *head* vs vazão.



Fonte: Souza (2014).

Sendo que a capacidade da bomba varia de acordo com o diâmetro do impelidor, para um mesmo equipamento, pode ser fornecido pelo fabricante mais de uma curva em um gráfico, conforme Figura 7.

Figura 7 – Exemplo de curva *head* vs vazão para diferentes tamanhos de impelidor.



Fonte: Souza (2014).

4.1.4.9 Cavitação

Segundo Lima, Silva, Stopa (2015), o fenômeno da cavitação, que acomete sistemas acionados por bombas, é crítico e um dos maiores causadores de paradas da produção para manutenções corretivas e preditivas. Lima, Silva, Stopa (2015) explica que a cavitação é um processo natural e dinâmico característico de sistemas com bombeamento de líquido. Atendidas algumas condições de operação, relativas a diferenças de pressões, o líquido

vaporiza-se rapidamente devido a uma queda de pressão, implodindo em seguida, já no interior da bomba.

A cavitação é responsável por inconvenientes como: barulho, vibração, alteração nas curvas características e danificação do material, diminuindo, desta forma, o seu tempo de vida útil.

4.1.4.10 NPSH

A abreviação NPSH de nomenclatura inglesa faz referência ao termo inglês Net Positive Suction Head. Sendo que, esse fator recebe duas denominações distintas: NPSH disponível (NPSH_{disp}.) e NPSH requerido (NPSH_{req}.).

De acordo com Fox et al. (2018), NPSH disponível é interpretado fisicamente como sendo a energia absoluta por unidade de massa existente no flange de sucção da bomba, acima da pressão de vapor. Como pode ser observado através da Equação 11, o NPSH_{disp}. depende das características do sistema e do líquido bombeado.

$$NPSH_{disp} = \frac{P_{atm} - P_v}{\gamma} \pm Z - \Delta H_s \quad (11)$$

Onde:

P_{atm} : Pressão atmosférica local [Pa];

P_v : Pressão de vapor do líquido [Pa];

ΔH_s : Perda de carga na sucção [m];

Z : Distância geométrica de sucção [m] (sendo +Z quando temos altura afogada);

γ : Peso específico na temperatura de bombeamento [N/m³].

Fox et al. (2018) explica que o NPSH requerido é a quantidade mínima de energia absoluta por unidade de massa acima da pressão de vapor que deve existir no flange de sucção para que não haja cavitação. O NPSH_{req}. depende apenas das características da bomba e pode ser calculado através da curva característica NPSH_{req}. vs Vazão da mesma ou através da Equação 12 que segue:

$$NPSH_{req.} = h_{fi} + \frac{V_1^2}{2g} + \frac{\lambda V_{r1}^2}{2g} \quad (12)$$

Onde:

h_{fi} : Perda de carga entre o flange de sucção e o olho do impelidor [m];

V_1 : Velocidade absoluta no olho do impelidor [m/s];

V_{r1} : Velocidade relativa no olho do impelidor [m/s];

g : Aceleração da gravidade [m/s²];

λ : Fator experimental que depende do projeto da sucção da bomba (adimensional).

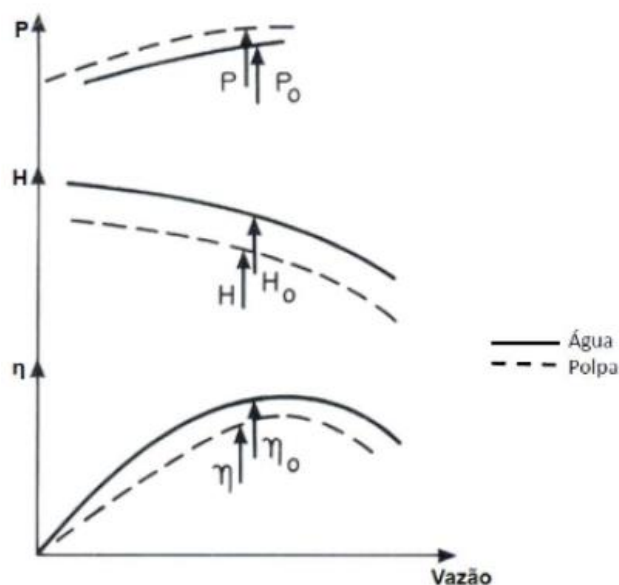
Apesar de que para que não ocorra cavitação basta que o NPSH disponível seja maior que o requerido, utilizamos um fator de segurança de 0,6 metros nesse trabalho conforme sugerido por muitas fabricantes de bombas de polpa. Nessa perspectiva, a margem de segurança entre os NPSHs descritos nesse tópico pode ser observada através da Equação 13:

$$NPSH_{disp.} \geq NPSH_{req.} + 0,6 \text{ m} \quad (13)$$

4.1.4.11 Desempenho de bombas de polpa

A operação de bombas centrífugas é impactada quando se trata de bombear líquidos viscosos. De acordo com Gava (2016), ao bombear polpas, observa-se uma diminuição na altura manométrica e eficiência operacional, mantendo uma vazão constante, como ilustrado na Figura 8. Quando a viscosidade varia, as perdas devido ao atrito e ao impacto também variam, podendo aumentar significativamente e causar um impacto substancial no desempenho da máquina. Aumentar a viscosidade resultará na redução da energia transferida efetivamente para o líquido, diminuindo o rendimento e, conseqüentemente, gerando um aumento na potência consumida.

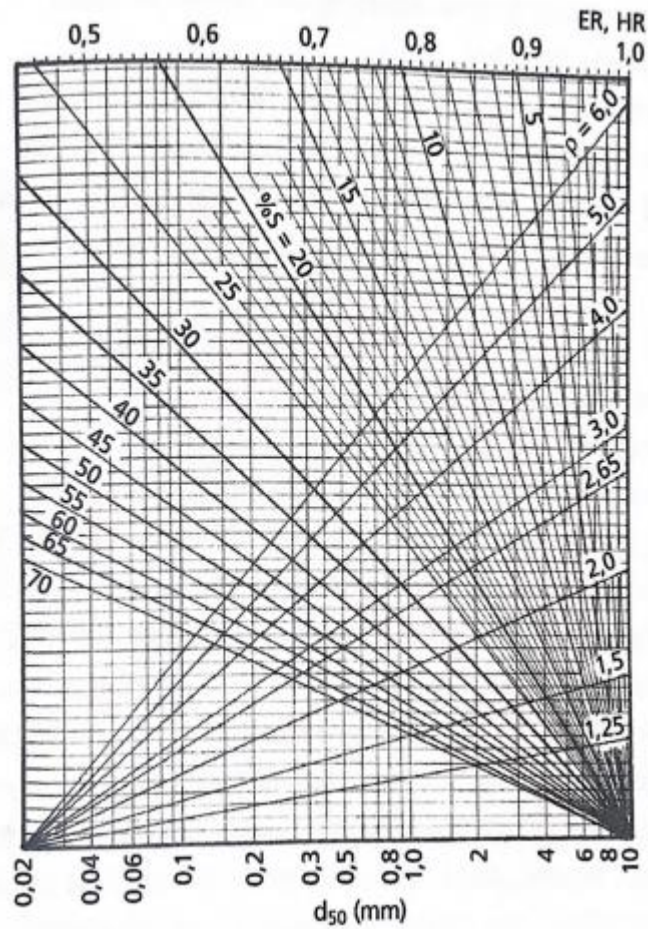
Figura 8 – Comparação da potência requerida (P), carga (H) e eficiência (η) para operação de bombeamento de polpa e água.



Fonte: Gava (2016).

Cave (1976) desenvolveu um ábaco (Figura 9) para prever o desempenho de bombas de polpa, em função da granulometria dos sólidos (expressa pelo seu D50), da sua densidade real e da diluição da polpa expressa em porcentagem de sólidos, em peso.

Figura 9 – Ábaco de Cave.



Fonte: Chaves (2022).

A Equação 14, apresenta o cálculo de HR sendo o mesmo a razão entre a altura da coluna de polpa e a altura da coluna de água que são obtidas pela mesma bomba em condições idênticas:

$$HR = \frac{\text{Altura da coluna de polpa}}{\text{Altura da coluna de água}} \quad (14)$$

Conforme traduzido pelo ábaco, essa razão é afetada principalmente pelo tamanho das partículas, densidade dos sólidos e pela diluição da polpa.

Outro parâmetro de comparação entre os bombeamentos de água e polpa é o valor de ER. Conforme expressado pela Equação 15, ele é igual a razão entre a eficiência do bombeamento de polpa e do bombeamento de água.

$$ER = \frac{\text{Eficiência do bombeamento de polpa}}{\text{Eficiência do bombeamento de água}} \quad (15)$$

Os valores de ER encontrados na prática são muito próximos de HR. Como a diferença é pequena e usamos valores conservadores de ER, adota-se ER=HR e utiliza-se o diagrama de Cave para calcular tanto as alturas como as eficiências no bombeamento de polpa.

4.1.4.12 Potência consumida de bombas de polpa

Chaves (2022) apresenta a potência consumida no eixo da bomba conforme Equação 16:

$$P = \frac{QH p_p}{102 \eta_{ER}} \quad (16)$$

Onde:

P: potência consumida no eixo da bomba [kW];

Q: vazão de fluido [L/s];

H: altura manométrica [m.c.a];

η : rendimento da bomba, expresso em fração decimal (para bombeamento de água);

p_p : densidade da polpa [kg/m³].

4.1.5 Velocidade crítica de deposição

Devido ao seu comportamento como um fluido de Bingham, o transporte de polpas (contendo partículas sólidas) precisa alcançar uma velocidade mínima para que as partículas entrem em suspensão e não ocorra deposição, diferentemente do observado para

escoamentos de fluidos newtonianos, que podem ser transportados a velocidades muito baixas.

Wasp, Kenny e Gandhi (1977) explica que quando as partículas não são mais transportadas em suspensões, o bombeamento está ocorrendo em velocidade crítica ou abaixo dela. Independente se o leito que acaba de ser formado está se movendo ou está estacionário, a situação de se operar nessas condições são catastróficas que se diz respeito a estabilidade de longo prazo e erosão na tubulação.

Sendo assim, Wasp, Kenny e Gandhi (1977), assim como Thomas (1965) define a velocidade mínima de transporte como a velocidade na qual uma camada de partículas estacionárias ou deslizantes aparece na parte inferior do tubo.

Segundo Souza Pinto e Ferreira (2012), Carleton e Cheng (1974) apresentam uma revisão de trabalhos relacionados a velocidade crítica no qual são destacadas mais de 50 correlações para predizer esse parâmetro. Já Gillies (1993) destaca que muitos outros trabalhos após Carleton e Cheng (1974) foram publicados com modelos propostos, no entanto, Wasp e Slatter (2004) afirmam haver muita discordância entre os modelos propostos, justamente pelo fato de as correlações não apresentarem faixas de aplicabilidade bem definidas.

Tendo em vista a variedade de modelos propostos para caracterizar a velocidade crítica, a revisão bibliográfica deste trabalho se limitará a estudar trabalhos clássicos que serviram como base para o desenvolvimento dos demais (como Durand (1952), Wilson e Judge (1977), Wilson (1979), Turian, Hsu, Ma (1987), Schiller e Herbich (1991)) e de trabalhos mais atuais e de grande contribuição científica como é o caso de Wasp e Slatter (2004) e Souza Pinto e Ferreira (2012).

4.1.5.1 Modelo clássico de Durand (1952) e adaptação por Chaves (2022)

Durand (1952) foi o primeiro trabalho científico a demonstrar que a velocidade na qual o leito de partículas começa a se formar é previsível e assim, apresentou o modelo clássico para calcularmos a velocidade crítica de deposição.

Através do seu estudo experimental com areia e cascalho suspensos em água, Durand (1952) obteve o modelo para estimar a velocidade crítica de deposição expresso através da Equação 17:

$$V_D = F_L [2gD(S - 1)]^{1/2} \quad (17)$$

Sendo:

V_D a velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L : fator adimensional, função da granulometria e da diluição polpa;

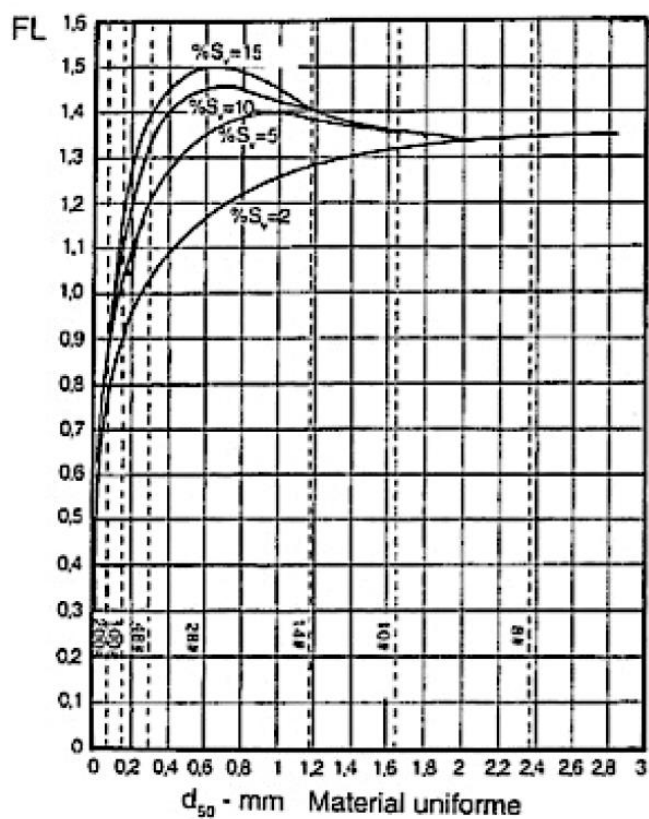
g : aceleração da gravidade [m/s²]

D : diâmetro da tubulação [m];

S : densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional.

Sendo F_L o parâmetro adimensional que relaciona a concentração volumétrica e a granulometria das partículas, de forma que a determinação do seu valor pode ser realizada através do gráfico exibido na Figura 10.

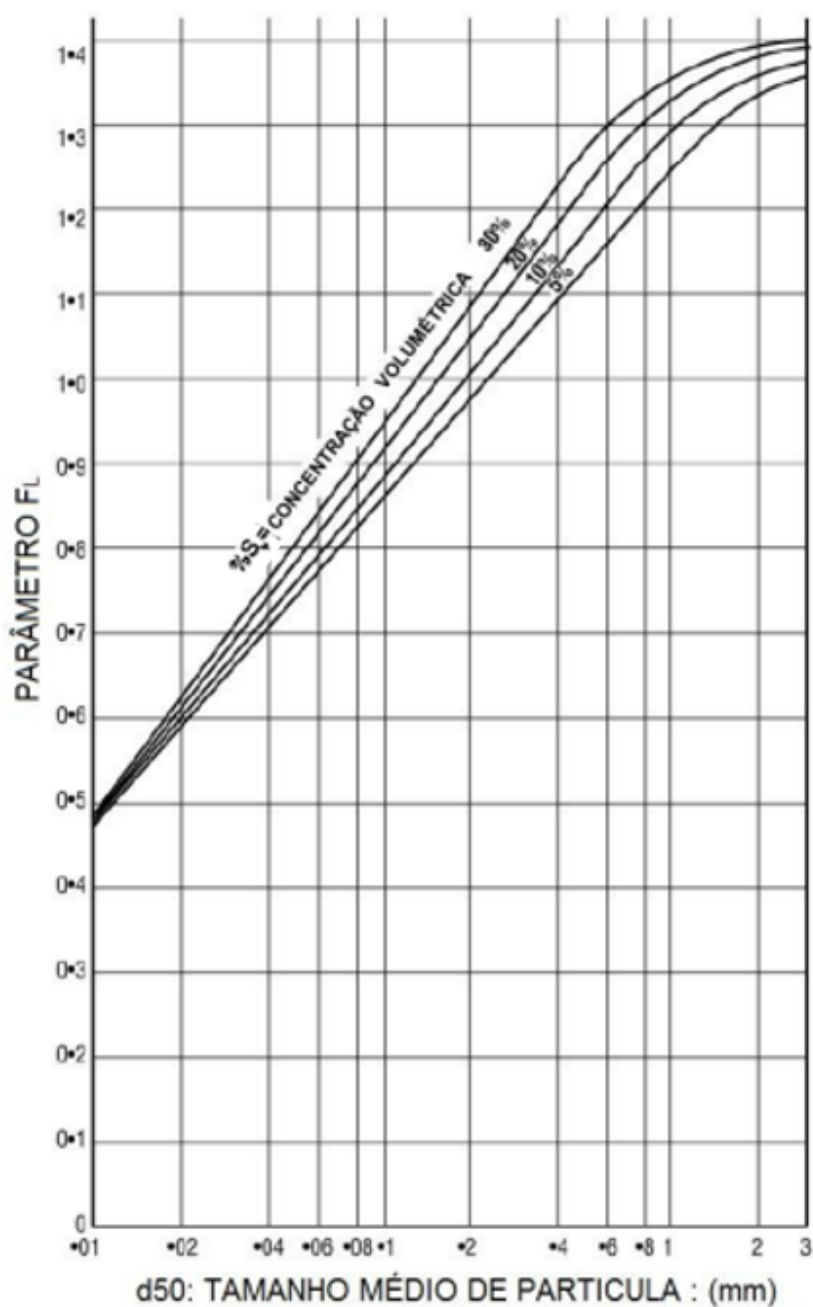
Figura 10 – Fator F_L – material uniforme ou material muito uniforme.



Fonte: Chaves (2022).

No entanto, segundo Caputo (1978 apud Chaves, 2022) pode-se utilizar a Figura 10, apenas em casos no qual os sólidos apresentem distribuição granulométrica do material sólido uniforme ou muito uniforme (segundo o fator de uniformidade da Tabela 1). Assim, deve ser utilizado a Figura 11 caso a distribuição seja não uniforme.

Figura 11 – Fator F_L – material não uniforme.



Fonte: Chaves (2022).

Além disso, Chaves (2022) explica que inicialmente a densidade do líquido de transporte era sempre considerado como 1 t/m^3 , visto que era correspondente a densidade da água. No entanto, hoje, sabe-se que a polpa homogênea formada pela água e pelas partículas mais finas tem efeito levigador sobre as partículas mais grossas que não pode ser desprezado. Assim, caso realmente o fluido de transporte seja a água, deve ser considerado a densidade da água com os finos incorporados como a densidade do líquido de transporte, como demonstrado pela Equação 18:

$$V_D = F_L [2gD(\frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l})]^{1/2} \quad (18)$$

Sendo:

V_D : a velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L : fator adimensional, função da granulometria e da diluição polpa;

g : aceleração da gravidade [m/s^2]

D : diâmetro da tubulação [m];

ρ_s : densidade do sólido [kg/m^3];

ρ_l : densidade do líquido de transporte [kg/m^3].

4.1.5.2 Modelos empíricos de Wilson e Judge (1977) e Wilson (1979).

Segundo Souza Pinto e Ferreira (2012), após o empirismo que caracterizou os modelos desenvolvidos nas décadas de 50 e 60 do século XX, observou-se, a partir dos anos 70, uma progressiva integração de princípios físicos e as correlações empíricas para gerar novos modelos que foram capazes de prever com maior acurácia a velocidade de deposição de partículas suspensas na polpa.

Primeiramente, entre os modelos dos anos 70, esse trabalho destaca os trabalhos de Wilson e Judge (1977) e Wilson (1979), sendo que o primeiro trabalho se aplica para partículas de granulometria menor que 150 micrômetros, porém maiores que as partículas da subcamada viscosa e o segundo para partículas maiores que 150 micrômetros e tubos com diâmetros superiores a 100 mm.

O trabalho de Wilson e Judge (1977) apresenta um modelo, conforme Equação 19 para prever a velocidade de deposição em que é utilizado um grupo adimensional baseado na razão entre o diâmetro da partícula e do tubo. Nessa perspectiva, o coeficiente de arraste (C_d), expresso da Equação 20, se relaciona com a forma das partículas, dessa forma é analisada a influência da relação do diâmetro da partícula utilizando a esfericidade para exprimir o seu fator de forma.

$$V_D = F_L [2gD(S - 1)]^{1/2} \quad (19)$$

Onde:

$$F_L = 2 + 0,3 \text{Log} \left[\frac{d}{DC_d} \right] \quad (20)$$

Sendo:

V_D a velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L : fator adimensional, função da granulometria e da diluição polpa;

g : aceleração da gravidade [m/s²]

D : diâmetro da tubulação [m];

d : tamanho da partícula [m];

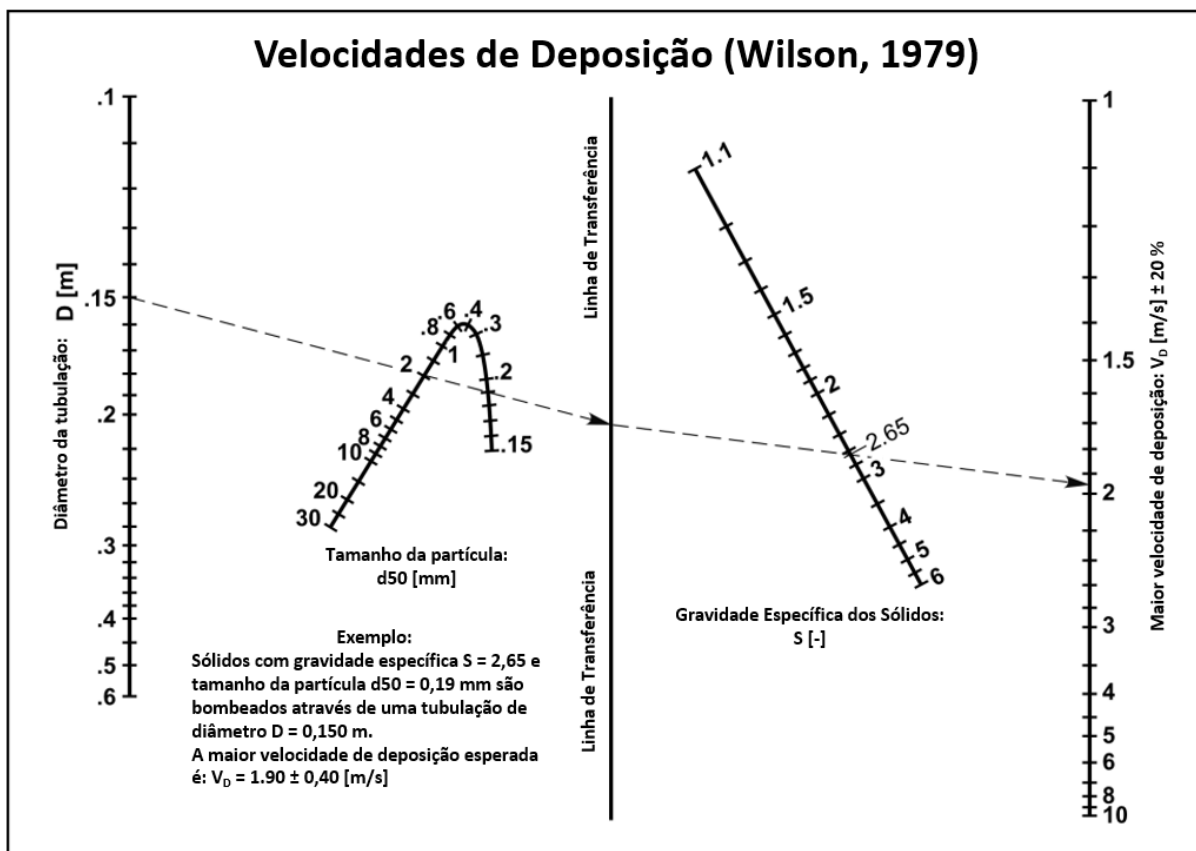
C_d : coeficiente de arraste, parâmetro adimensional;

S : densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional.

Já Wilson (1979) desenvolve um “nomograph chart” conforme ilustra a Figura 12. Mesmo que com menor precisão do que para partículas de quartzo, o gráfico também possui aplicação para outros minerais, como o próprio minério de ferro.

Segundo Souza Pinto e Ferreira (2012), para uso do gráfico, inicialmente entra-se com o valor do diâmetro da tubulação e alinha-se uma reta com o tamanho da partícula, rebatendo para a coluna central que indica a velocidade. Wilson *et al.* (2006) explica que para corrigir o valor encontrado para outras polpas minerais que não seja quartzo, o procedimento aplicado deve ser o mesmo, no entanto, projeta-se uma reta a partir da velocidade encontrada para o quartzo cruzando com a densidade relativa do objeto de estudo, nessa perspectiva, o ponto de interseção apresenta o limite de velocidade para a polpa estudada na coluna da direita.

Figura 12 – Nomograph chart.



Fonte: Adaptado de Wilson e Judge (1977) apud Weir (2002).

4.1.5.3 Modelo empírico de Wasp, Kenny e Gandhi (1977)

Wasp, Kenny e Gandhi (1977) deriva uma equação baseada na equação de Durand (1952) para polpas contendo partículas finas, com granulometria entre 0,1 e 0,2 mm, divididas em frações homogêneas e heterogêneas.

No entanto, ao contrário do modelo de Durand (1952), o diâmetro do tubo é um dos parâmetros que influenciam o valor de F_L no modelo de Wasp, Kenny e Gandhi (1977), sendo que ao invés de utilizar os gráficos da Figura 10 e Figura 11, os autores quantificaram a influência da concentração de sólidos, diâmetro das partículas e sua relação com o diâmetro da tubulação.

Sendo assim, a partir da Equação 21 e Equação 22, foi proposto um modelo que transita entre regimes heterogêneos e homogêneos, de forma que o mais importante é determinar a concentração volumétrica que está em cada regime.

Sendo assim, Ferreira (2020) afirma que o modelo de Wasp, Kenny e Gandhi (1977) prevê a velocidade crítica com precisão razoável em todas as faixas de concentração volumétrica para todas as velocidades de escoamento.

$$V_D = F_L [2gD(S - 1)]^{1/2} \quad (21)$$

Onde:

$$F_L = 4S_V^{1/5} \left(\frac{d}{D}\right)^{1/16} \quad (22)$$

Sendo:

V_D a velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L : fator adimensional, função da granulometria e da diluição polpa;

g : aceleração da gravidade [m/s²]

D : diâmetro interno da tubulação [m];

d : tamanho da partícula [m];

S : densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional;

S_V : concentração volumétrica da polpa, expresso em fração decimal.

Segundo, Ferreira (2020), uma das maiores críticas em relação a este modelo é a desconsideração da influência de um leito fixo ou deslizante e as tensões de cisalhamento entre diferentes camadas. Característica já considerada no modelo de duas camadas de Wilson (1979), citado no subtópico 4.1.4.2.

4.1.5.4 Modelo empírico de Turian, Hsu, Ma (1987)

No trabalho de Turian, Hsu, Ma (1987) foi realizado um exame detalhado da velocidade crítica no fluxo da tubulação de polpas, onde ao todo, uma coleção total de 864 dados experimentais de velocidade crítica foi confrontada com correlações de velocidades críticas publicadas.

Entre os resultados do seu trabalho está um modelo no qual Turian, Hsu, Ma (1987) afirma ser superior na previsão de dados do que os modelos anteriores. Representando uma ampla variedade de materiais sólidos e uma ampla gama de variáveis envolvidos, o trabalho de Turian, Hsu, Ma (1987) representou um avanço científico em termos de comparação de resultados experimentais e métodos empíricos.

O modelo proposto por Turian, Hsu, Ma (1987) é exibido através da Equação 23 e Equação 24.

$$V_D = F_L [2gD(\frac{\rho_s - \rho_l}{\rho_l})]^{1/2} \quad (23)$$

Onde:

$$F_L = 1,79511 S_V^{0,1087} (1 - S_V)^{0,2401} \left(\frac{d_{95} \rho_f [gD(S - 1)]^{\frac{1}{2}}}{\mu_f} \right)^{0,00179} \left(\frac{d}{D} \right)^{0,06623} \quad (24)$$

Sendo:

V_D a velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L : fator adimensional, função da granulometria e da diluição polpa;

g : aceleração da gravidade [m/s²]

D : diâmetro interno da tubulação [m];

ρ_s : densidade do sólido [kg/m³];

ρ_l : densidade do líquido de transporte [kg/m³].

d : tamanho da partícula [m];

S_v : concentração volumétrica da polpa, expresso em fração decimal;

d_{95} : diâmetro teórico da peneira em que 95% dos sólidos são passantes [m];

S : densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional;

μ_f : viscosidade do fluido de transporte [Pa.s];

ρ_f : massa específica da polpa [kg/m³].

Segundo Miedema (2016), F_L segundo o modelo de Turian, Hsu, Ma (1987), mostra um máximo em algum lugar perto da concentração volumétrica de 15% a 20% dependendo do diâmetro da partícula e F_L aumenta com o aumento do diâmetro das partículas e diminui com o aumento do diâmetro do tubo.

4.1.5.5 Modelo empírico de Schiller e Herbich (1991)

Baseados no trabalho de Durand (1952), Schiller e Herbich (1991) propõem um modelo conforme apresentado pela Equação 25, para prever o valor da velocidade máxima de deposição.

Segundo os autores, a equação é válida para partículas com diâmetro característico de 50% passante (d_{50} , sendo o tamanho de partícula correspondente quando a porcentagem acumulada chega a 50%). O parâmetro d_{50} é também chamado de diâmetro mediano de partícula ou tamanho médio de partícula. Por exemplo, para uma amostra de polpa com $d_{50} = 118 \mu\text{m}$, significa que há 50% de partículas maiores que $118 \mu\text{m}$ e 50% de partículas menores que $118 \mu\text{m}$.

$$V_D = 1,3S_v^{0,125}(1 - e^{-6,9d_{50}})(2gD(S - 1))^{0,5} \quad (25)$$

Sendo:

V_D a velocidade crítica de deposição [m/s];

g : aceleração da gravidade [m/s^2]

D : diâmetro interno da tubulação [m];

S_v : concentração volumétrica da polpa, expresso em fração decimal;

D_{50} : diâmetro teórico da peneira em que 50% dos sólidos são passantes [m];

S : densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional;

Assim, segundo a equação de Schiller e Herbich (1991), o número de Froude de Durand FL aumenta com aumento da concentração volumétrica e com aumento da granulometria das partículas.

4.1.5.6 Modelo empírico de Wasp e Slatter (2004)

Wasp e Slatter (2004) desenvolveram um modelo preditivo que trata de partículas finas em polpas homogêneas e polpas de carvão que apresentam característica heterogênea em baixas velocidades. Os estudos se basearam em tubos de ensaio industriais cujo diâmetro varia entre 203 e 458 mm e segundo Souza Pinto (2014) seus resultados apresentaram concordância razoável entre dados previstos e dados experimentais alcançados.

O modelo desenvolvido por Wasp e Slatter (2004) pode ser observado através das Equações 26 e 27, e segundo Miedema (2016), apresenta um aumento no valor de FL conforme é aumentado o diâmetro da partícula e até mesmo com mínimas reduções de diâmetro do tubo.

$$V_D = 0,18(S - 1)^{0,5} \left(\frac{d_{95} \rho_s \sqrt{gD}}{\mu_f} \right)^{0,22} e^{4,34S_v} \quad (26)$$

Onde:

$$F_L = \left(\frac{V_D}{[2gD(S - 1)]^{0,5}} \right) = \frac{0,18 \left(\frac{d_{95} \rho_s \sqrt{gD}}{\mu_f} \right)^{0,22} e^{4,34S_v}}{\sqrt{2gD}} \quad (27)$$

Sendo:

V_D : a velocidade crítica de deposição [m/s];

F_L : fator adimensional, função da granulometria e da diluição polpa;

g : aceleração da gravidade [m/s²]

D : diâmetro interno da tubulação [m];

ρ_s : densidade do sólido [kg/m³];

S_v : concentração volumétrica da polpa, expresso em fração decimal;

d_{95} : diâmetro teórico da peneira em que 95% dos sólidos são passantes [m];

S : densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional;

μ_f : viscosidade do fluido transporte [Pa.s];

Segundo Souza Pinto e Ferreira (2012), este modelo apresenta uso prático pois utiliza variáveis de fácil obtenção.

4.1.5.7 Modelo empírico de Souza Pinto *et al.* (2014)

Souza Pinto *et al.* (2014) e Souza Pinto e Ferreira (2012) relatam e discutem os resultados de experimentos de bombeamento realizados com sistemas heterogêneos de polpa contendo partículas grossas de concentrados industriais de hematita.

Usando dois loops de teste de tubulação de recirculação de diâmetro de tubo de 25 mm e 50 mm e polpas minerais com concentrações volumétricas variando de 8% a 27%, os autores calcularam a velocidade de deposição das polpas nos tubos e compararam com métodos empíricos já existentes como o de Durand (1952), Wilson e Judge (1977) e Wasp e Slatter (2004).

Baseado nos resultados experimentais, Souza Pinto e Ferreira (2012) e Souza Pinto *et al.* (2014) apresentam um modelo que prevê a velocidade de deposição com um desvio de menos de 10 % do previsto para o observado.

Souza Pinto (2014) afirma que há uma lacuna na literatura em termos de análise do efeito da forma da partícula por meio da função de esfericidade (Ψ) determinada pelo gradiente de pressão em um meio poroso, assim, ao contrário de outros modelos encontrados na literatura atual, o artigo investiga a influência da forma das partículas em relação a velocidade de deposição (V_D).

Assim, baseado no trabalho de Wasp e Slatter (2004), o modelo proposto por Souza Pinto (2014) pode ser observado através da Equação 28.

$$V_D = 0,124(S - 1)^{0,5} \left(\frac{d_s \rho_p \sqrt{gD}}{\mu_f} \right)^{0,37} \left(\frac{d_s \Psi}{D} \right)^{-0,007} e^{3,10S_v} \quad (28)$$

Em que:

V_D a velocidade crítica de deposição [m/s];

S: densidade relativa sólido / líquido, parâmetro adimensional;

d_s : diâmetro médio de Sauter da partícula [m];

ρ_p : densidade da polpa mineral [kg/m³];

g : aceleração da gravidade [m/s^2]

D : diâmetro interno da tubulação [m];

μ_f : viscosidade do fluido de transporte [Pa.s];

S_v : concentração volumétrica da polpa, expresso em fração decimal;

Ψ : esfericidade das partículas, parâmetro adimensional;

Assim, devido as discrepâncias nos modelos que predizem a velocidade de deposição e partindo da premissa que as partículas em suspensão da polpa que apresentam tamanho abaixo de 50 micrômetros não sofrem deposição, pois são partículas que essencialmente não sedimentam durante as operações normais de bombeamento, será realizado neste trabalho uma simulação através do software AFT Fathom para entender o efeito de não se considerar partículas sub-50 micrômetros na distribuição granulométrica da polpa analisada no cálculo da velocidade de deposição.

4.2 Estado da arte

4.2.1 Fluidodinâmica computacional

Segundo Ting *et al.* (2019) a descrição analítica do comportamento do transporte de polpas por tubulação é realizada baseado em fenômenos experimentais macroscópicos, que limitam a simulação das características do fluxo em tempo real e resultam em uma descrição incompleta.

Nessa perspectiva, a simulação numérica se tornou uma ferramenta útil para descrever as características do transporte de polpas e está recebendo cada vez mais atenção, sendo assim, a maioria dos trabalhos mais atuais relacionados em descrever a velocidade crítica no transporte de polpa estão relacionados as áreas da fluidodinâmica computacional (*computational fluid dynamics* (CFD)) e do método de elemento distinto (*discrete element method* (DEM)) (Cleary, Hilton e Sinnott, 2017; Zhang, Gutierrez e Li, 2017; Zhang, Li e Gutierrez, 2017; Fatahi e Farzanegan, 2018; Uzi e Levy, 2018; Yang *et al.*, 2018; Zeng *et al.*, 2018).

Januário e Maia (2019) apresentaram em seu trabalho uma avaliação da velocidade de deposição em polpas de apatita e hematita através do método CFD-DEM. Neste artigo, foram utilizados os resultados experimentais de Souza Pinto *et al.* (2014) para validar os resultados numéricos, sendo que ao final do trabalho, os autores relatam que foi encontrada uma diferença de aproximadamente 22% dos resultados encontrados pelos métodos numéricos e a da literatura de Souza Pinto *et al.* (2014).

4.2.2 Simulações de bombeamento através do AFT Fathom

Segundo a equipe do ESSS (*Engineering Simulation and Scientific Software*), o acoplamento CFD-DEM é uma alternativa promissora para a modelagem de sistemas fluidos-granulares, uma vez que pode capturar a natureza discreta da fase particulada enquanto mantém a viabilidade computacional.

No entanto, apesar do recurso não disponibilizar de uma análise através do método do elemento distinto, Ferreira (2020) simulou os parâmetros de entrada do trabalho de Souza Pinto *et al.* (2014) no software AFT Fathom, encontrando resultados compatíveis com o observado nos resultados experimentais. Para o quartzo de duas polegadas, por exemplo, o valor encontrado experimentalmente para a velocidade crítica por Souza Pinto *et al.* (2014) foi de 1,3 m/s, apenas 3% (aproximadamente) maior que o valor de 1,267 m/s calculado por Ferreira (2020) através do software AFT Fathom.

Barcelos, Araújo e Alonso (2015) explica que muitos dos problemas ligados à mecânica dos fluidos e aos fenômenos do transporte são complexos e não apresentam soluções analíticas, sendo necessário lançar-se mão de ferramentas computacionais que auxiliam na obtenção das soluções via métodos numéricos. Os programas computacionais de dinâmica dos fluidos, tais como o AFT, possuem uma diversidade de modelos matemáticos que buscam descrever e prever o comportamento físico presente nos escoamentos reais.

Sendo assim, este trabalho utilizará da disponibilidade do software AFT Fathom 10 para avaliar o impacto de trabalhar com velocidades de projeto menores possibilitadas pelo refino do cálculo da velocidade de sedimentação. Será possível comparar os parâmetros de escoamento da polpa e os impactos na velocidade crítica antes e após a desconsideração dos impactos na sedimentação das partículas abaixo de 0,050 mm.

5 METODOLOGIA.

5.1 Proposta metodológica e hipótese

O trabalho é baseado em uma pesquisa quantitativa, que compara os resultados de uma simulação de bombeamento no software AFT Fathom ao se realizar um refino das informações imputadas. A partir dos resultados é possível entender o impacto da supressão das partículas mais finas da polpa (desconsiderando partículas de tamanho abaixo de 50 micrômetros) ao possibilitar o projeto da tubulação com uma velocidade de projeto reduzida.

Nessa perspectiva, o conjunto de métodos do trabalho foi utilizar de uma pesquisa bibliográfica relacionada aos trabalhos mais relevantes da área de pesquisa, de forma a fazer um fichamento detalhado dos artigos que contribuem com métodos empíricos de cálculo da velocidade de deposição e do software AFT Fathom 10 para fazer simulações de forma a estimar a velocidade de deposição variando a reologia da polpa (de forma a realizar uma supressão de finos).

A hipótese do trabalho é que utilizando um método de supressão de finos, no cálculo da velocidade crítica, ou seja, desconsiderando que as partículas de tamanho abaixo de 50 micrômetros sofrem deposição, é possível obter estimativas muito mais assertivas da velocidade mínima de deposição de sólidos em bombeamentos de polpa de minério de ferro, possibilitando velocidades de transporte nos projetos menores e consequentemente reduzindo gastos financeiros, principalmente no que se diz respeito a bomba centrífuga que devido a menor perda de carga na tubulação apresentará potência reduzida.

5.2 AFT Fathom

O AFT Fathom é um software de simulação dinâmica de fluidos para engenheiros, usado para calcular a queda de pressão e a distribuição de fluxo de tubos em sistemas de tubulação e dutos de gás de baixa velocidade e líquidos.

O software apresenta as seguintes aplicações típicas:

- Dimensionamento de tubos e bombas;
- Seleção de bombas;

- Dimensionamento e seleção da válvula de controle;
- Simulação da operação de sistema e interação de componentes;
- Avaliação da transferência de calor em tubos e trocadores de calor;
- Solução de problemas de sistemas existentes para determinação de causa de problemas operacionais.

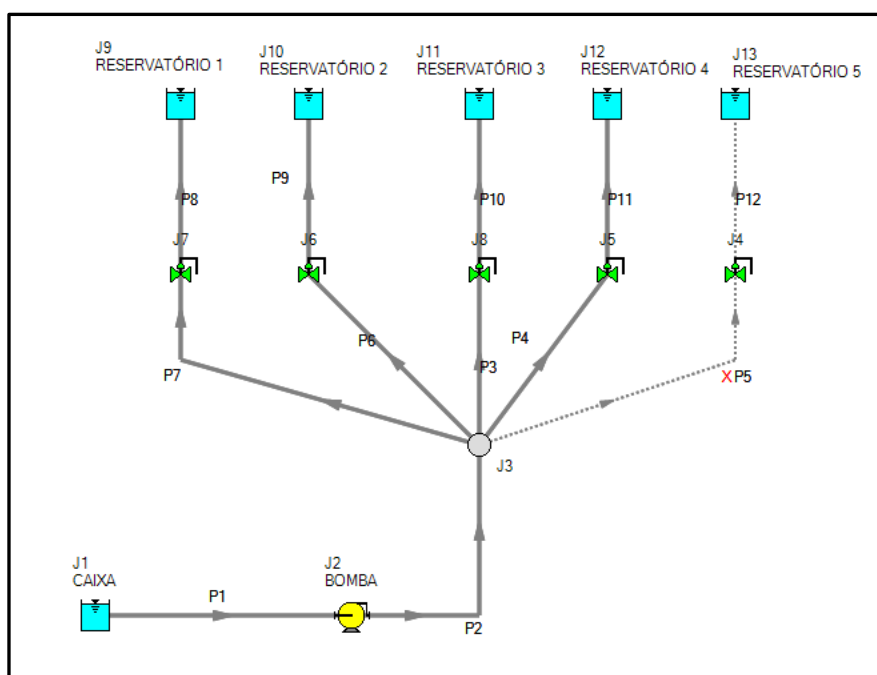
5.2.1 Modelo do Fathom

No modelo do Fathom, o prefixo J representa elementos de junção à tubulação tais como reservatórios, bombas, válvulas de controle, bocas de lobo etc. O prefixo P representa a tubulação. Linhas tracejadas representam trechos onde não há consumo ou vazão.

A Figura 13 apresenta um arranjo básico, onde:

- J1 - reservatório de sucção;
- J2 – bomba;
- J3 – conector de ramal (boca de lobo);
- J4, J5, J6, J7, J8 – descarga para o reservatório ou equipamento;
- P1 – tubulação de sucção;
- P2, P3, P4, P5, P6, P7 – tubulação de descarga.

Figura 13 – Layout básico de cálculo.



Fonte: Próprio autor.

A seguir são descritos alguns parâmetros apresentados pelo Fathom e que são importantes em um cálculo hidráulico estático e na interpretação dos resultados.

- *Pump Summary* – Sumário da Bomba
 - dH – altura manométrica (em m.c.f.);
 - dP – diferença de pressão entre a tubulação de recalque e a tubulação de sucção da bomba (bar);
 - *Overall Power* (Potência Absorvida) – consumo energético da bomba (kW);
 - *Overall Efficiency* – Eficiência da bomba (%);
 - *Volumetric Flow* – Vazão Volumétrica (m³/h);
 - *Mass Flow* – Vazão Mássica (kg/h);
 - NPSHA (NPSH disponível) – Energia absoluta por unidade de massa existente no flange de sucção da bomba, acima da pressão de vapor (m).

- *Pipe* – Tubos
 - *Pipe Nominal Size* – Diâmetro Nominal da Tubulação (pol);
 - *Volumetric Flow* -Vazão Volumétrica (m³/h);
 - Velocidade na tubulação (*Velocity*) (m/s);
 - dH - altura manométrica (em m.c.f.);
 - Pstag.in – Pstag.out – Pressão de estagnação na entrada e na saída da tubulação, respectivamente, sendo a pressão de estagnação igual à soma da pressão dinâmica de fluxo livre e pressão estática de fluxo livre (bar);
 - dP stag. Total – Diferença da pressão de estagnação na entrada e na saída da tubulação (bar);
 - *Length* – Comprimento da tubulação (m).

- *Junctions* – Junções
 - Pstag.in – Pstag.out – Pressão de estagnação na entrada e na saída da junção, respectivamente, sendo a pressão de estagnação igual à soma da pressão dinâmica de fluxo livre e pressão estática de fluxo livre (bar);
 - *Volumetric Flow Rate Through Junction* - Vazão volumétrica que passa na junção (m³/h);
 - *Mass Flow Rate Through Junction* - Vazão mássica que passa na junção (kg/h);

- *Loss Factor* (K) – Coeficiente de perda de carga da junção.

5.3 Parâmetros reológicos da polpa de minério de ferro

Esta seção tem como objetivo estabelecer os parâmetros a serem utilizados para o desenvolvimento dos cálculos hidráulicos deste trabalho. As informações aqui presentes são baseadas em dados enviados pela empresa responsável pelo bombeamento da polpa de minério de ferro que está sendo analisada durante este estudo, bem como em padrões e boas práticas da indústria.

5.3.1 Origem da informação

Os códigos de origem listados para cada critério referem-se à origem desse valor de critério conforme Tabela 2 abaixo:

Tabela 2 – Origem da informação

Código de origem	Descrição da origem
A	Base / input do projeto fornecida pelo proprietário
B	<i>Handbook</i> da engenharia / dados padrões
C	Valor calculado (cálculos de processo)
D	Critério fornecido pela "tecnologia do fornecedor"
E	Assumido, dados com base na experiência
F	Recomendação da engenharia
G	Fornecedor – Exigência
H	Prática padrão da indústria
I	Códigos e regulamentos de projeto publicados internacional e localmente e na indústria

Fonte: Próprio autor.

5.3.2 Parâmetros de processo

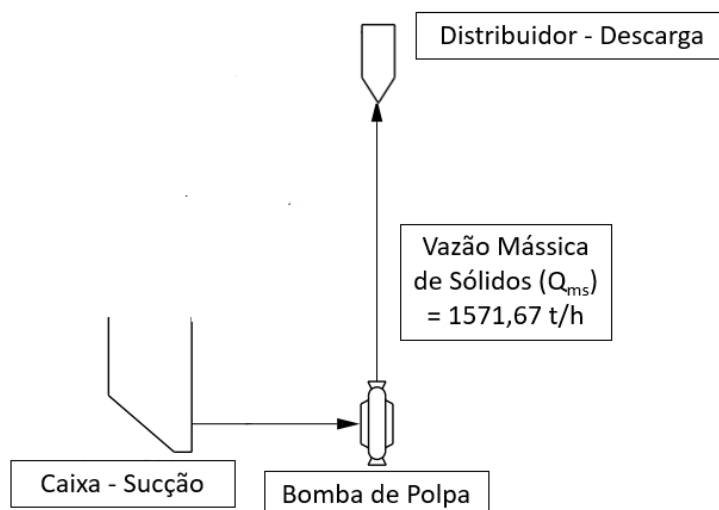
Na Tabela 3 estão as informações de processo coletadas que influenciam na elaboração dos cálculos e premissas deste trabalho. O fluxograma disponibilizado na Figura 14 apresenta a função da bomba de polpa avaliada no bombeamento estudado neste trabalho, sendo ela responsável por bombear polpa concentrada de uma caixa até um distribuidor.

Tabela 3 – Parâmetros de processo

Parâmetros	Unidade	Valor	Código de Origem
Vazão Mássica de Sólidos (Q_{ms})	t/h	1571,67	A
Densidade dos Sólidos (p_s)	t/m ³	4,16	A
Densidade do Líquido (p_l)	t/m ³	1,00	A
Distribuição Granulométrica	-	Tabela 4	A
Concentração Mássica de Sólidos (S_w)	%	50,0	A
Densidade da Polpa (p_p)	kg/m ³	1612,4	C
Diâmetro de Partículas que Não Sedimentam	μm	50	B

Fonte: Próprio autor.

Figura 14 – Fluxograma – vazão mássica de sólidos (Q_{ms}).



Fonte: Próprio autor.

5.4 Distribuição granulométrica

Através da Tabela 4 e Tabela 5 são evidenciadas as distribuições granulométricas da polpa em estado original e a distribuição granulométrica corrigida a partir da supressão das partículas finas.

Através dos valores da tabela, foram realizadas as interpolações (através da Equação 29) para o cálculo dos valores de d50 da distribuição granulométrica da polpa em estado original e da distribuição granulométrica corrigida a partir da supressão das partículas finas.

$$y = y_0 + (y_1 - y_0) \left(\frac{x - x_0}{x_1 - x_0} \right) \quad (29)$$

Sendo que para acharmos o D50, o valor de x é igual a 50%.

Como pode ser observado na Tabela 4, para a distribuição original, a partir da interpolação dos valores de malha da peneira (em mm), no qual 33,03% e 71,28% dos sólidos são passantes, foi possível obter um valor de diâmetro interpolado de 50% de material passante igual a aproximadamente 0,062 mm.

Tabela 4 – Distribuição granulométrica original da polpa

Malha	Passante
(mm)	%
15,000	100,000
2,400	100,000
1,000	100,000
0,840	99,952
0,600	99,680
0,420	98,687
0,250	95,963
0,210	93,586
0,150	91,028
0,105	85,451
0,075 (y₁)	71,283 (x₁)
0,052 (y₀)	33,033 (x₀)
0,037	13,838
0,025	5,256
0,015	1,460
0,010	0,450
0,000	0,000
d50 estimado (μm) (y)	
62,203	

Fonte: Próprio autor.

Segundo Schiller e Herbach (1991), d_{50} é o tamanho de partícula correspondente quando a porcentagem acumulada chega a 50%. d_{50} é também chamado de diâmetro mediano de partícula ou tamanho médio de partícula. Por exemplo, para a amostra de polpa analisada no qual $d_{50} = 62,203 \mu\text{m}$, significa que há 50% de partículas maiores que $62,203 \mu\text{m}$ e 50% de partículas menores que $62,203 \mu\text{m}$.

Partindo da premissa do manual da Warman (2009) que as partículas em suspensão da polpa que apresentam tamanho abaixo de 50 micrômetros não sofrem deposição, pois são partículas que essencialmente não sedimentam durante as operações normais de bombeamento, foi determinada a porção que é sub-50 micrômetros do fluxo analisado e considerado como essas partículas estivessem fundidas ao fluido (suprimindo essas partículas mais finas), redistribuindo as partículas restantes apresentando a distribuição granulométrica disposta na Tabela 5. Como a malha da peneira mais próxima a 0,05 mm é a malha de 0,052 para efeito de cálculo foi considerado para efeito de cálculo que todos os sólidos menores que 0,053 mm estão incorporados ao fluido de transporte.

Tabela 5 – Distribuição granulométrica da polpa com supressão de finos

Malha	Passante
(mm)	%
15,000	100,000
2,400	100,000
1,000	100,000
0,840	99,928
0,600	99,521
0,420	98,040
0,250	93,972
0,210	90,422
0,150	86,602
0,105	78,274
0,075 (y_1)	57,117 (x_1)
0,052 (y_0)	0,000 (x_0)
d50 estimado (μm) (y)	
72,134	

Fonte: Próprio autor.

Como pode ser observado, o tamanho do d_{50} alternativo ($72,134 \mu\text{m}$) é consideravelmente superior ao diâmetro médio de partícula original. A partir dos cálculos da

Seção 5.9 podemos observar que com a supressão de finos também temos impacto na concentração volumétrica e na densidade do líquido de transporte e da própria polpa, impactando no cálculo da velocidade de sedimentação, nos resultados e discussões deste trabalho será possível conhecer o impacto da alteração desses parâmetros e consequente no cálculo da velocidade de sedimentação em um bombeamento simulado através do software AFT Fathom.

5.5 Avaliação do comportamento de sedimentação da polpa

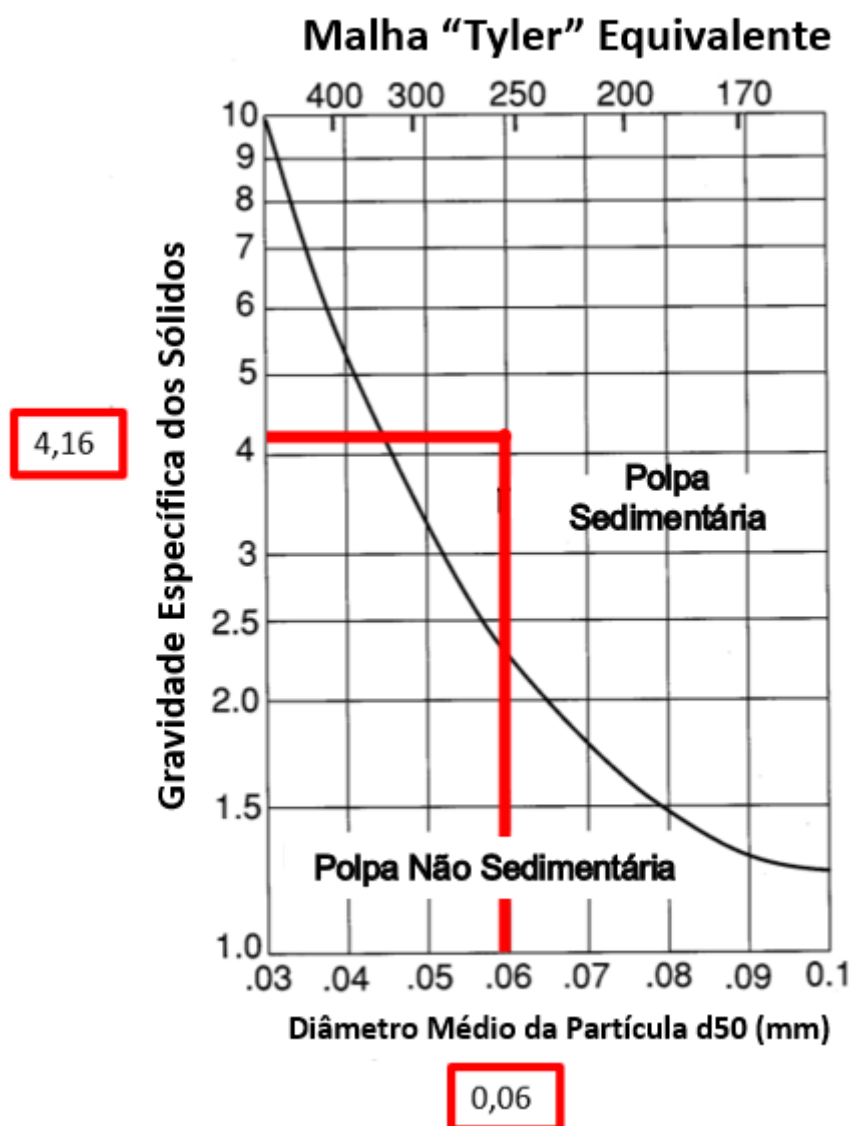
Uma polpa não sedimentária é uma mistura homogênea na qual os sólidos não se depositam no fundo e permanecem em suspensão por um longo tempo. Polpas com essa característica atuam de maneira homogênea e viscosa, no entanto, não são newtonianas.

Antes da realização do cálculo da velocidade de sedimentação para a polpa em análise, é necessário entender o seu comportamento enquanto a possibilidade de sedimentação dos sólidos no fundo da tubulação.

Nessa perspectiva, é possível aplicar o gráfico da Figura 15, que foi compartilhado pela empresa Weir com o autor deste trabalho através do treinamento de seleção de bombas de polpa.

Conhecendo o valor do d_{50} original calculado (aproximadamente 0,06 mm) e o peso específico dos sólidos presentes na polpa, foi possível traçar o ponto no gráfico que conclui que a característica da polpa de referência a ser utilizada nas simulações de bombeamento é de ser uma mistura que apresenta tendência a sedimentação.

Figura 15 – Avaliação de sedimentação da polpa.



Fonte: Adaptado de treinamento da Weir.

Nessa perspectiva, foi possível dar continuidade ao trabalho, pois os estudos realizados enquanto a sedimentação são compatíveis com a verdade característica desta polpa que é de deposição de partículas sólidos no fundo da tubulação.

5.6 Avaliação do grau de uniformidade

Conforme mencionado na Seção 4.1.4, prévio ao cálculo da velocidade crítica de deposição é necessário realizar a avaliação do grau de uniformidade da polpa através da

razão dos parâmetros d60 e d10 e de consulta as premissas adotadas por Chaves (2022) e especificadas na Tabela 1.

Aplicando a mesma metodologia utilizada na Seção 5.4, através da interpolação (Equação 29) do conjunto de dados já conhecidos da distribuição granulométrica, é possível construir um novo conjunto de dados e consequente calcular o diâmetro interpolado de 60% e 10% do material passante.

Assim, foi calculado os seguintes valores de d10 e d60 expressos através da Tabela 6.

Tabela 6 – Resultado da interpolação – d10 & d60

Granulometria Original		Granulometria Após Supressão de Finos	
Parâmetro	mm	Parâmetro	mm
d60	0,068	d60	0,079
d10	0,032	d10	0,056
Cu	2,16	Cu	1,41

Fonte: Próprio autor.

A partir do valor do coeficiente de uniformidade calculado através da Equação 1 e evidenciado na Tabela 6, concluímos que para a granulometria original, a polpa apresenta perfil muito uniforme para ambos os casos.

Nessa perspectiva, foi utilizado o gráfico da Figura 10 na seleção do parâmetro F_L para o cálculo da velocidade de sedimentação tanto para granulometria original quanto para a polpa após a supressão de finos.

5.7 Critérios de dimensionamento da tubulação

Para o cálculo do diâmetro da tubulação, foi utilizado o critério de projeto da empresa responsável pela administração da planta de beneficiamento de minério de ferro que forneceu os parâmetros de bombeamento simulados nesse estudo. Nessa perspectiva, a Tabela 7 a seguir demonstra os intervalos de valores de velocidade permitidos nas tubulações por tipo de fluido:

Tabela 7 – Critério de dimensionamento de tubulação

Tipo de Fluido	Velocidade do Fluido (m/s)
Água	2 - 4
Polpa e Outros Fluidos Erosivos	3 – 5
Fluxo por Gravidade	0,6 – 1,2
Ar Comprimido	15 - 20
Oxigênio	8
Nitrogênio	15 - 20

Fonte: Critério de projeto de tubulação da empresa responsável pela planta de beneficiamento de minério de ferro.

5.8 Diâmetro nominal da tubulação e velocidade de transporte

Através da vazão mássica de sólidos (Q_{ms}) e da concentração mássica de sólidos (Sw), dados fornecidos na Tabela 3 como parâmetros de entrada pelo proprietário da planta na qual ocorrerá este bombeamento, foi possível calcular a vazão mássica de polpa.

Com a vazão mássica de polpa (Q_{mp}), igual a 1571,67 t/h e com a densidade da polpa (p_p) igual a, aproximadamente, 1,61 t/m³ foi possível definir através da Equação 30 que a vazão volumétrica de polpa (Q_{vp}) é igual a 1949,48 m³/h.

$$Q_{vp} = \frac{Q_{mp}}{p_p} \quad (30)$$

Portanto, com essa vazão volumétrica e com as informações disponibilizadas na Tabela 7 foi possível estimar um diâmetro nominal de 18 polegadas para essa tubulação, nessa perspectiva, foi consultada a especificação de tubulação da empresa responsável pela planta e determinado que para este diâmetro e para o transporte de polpa pressurizada é requerido que a tubulação possua 12 mm de revestimento PEAD tripla camada (3LPE).

Com as informações acima, foi calculada a área da seção interna da tubulação e posteriormente a velocidade de transporte da polpa para este bombeamento que é igual a 4,02 m/s.

5.9 Cálculo da velocidade de sedimentação

5.9.1 Velocidade de sedimentação – sem supressão de finos

Para determinar o V_D com precisão, é necessário realizar testes com a polpa em um equipamento de teste de dutos. No entanto, conforme relatado nos resultados do trabalho de Trinca (2017), onde foram comparados métodos empíricos e testes de bancada com polpa de minério de ferro, os dados obtidos de acordo com a fórmula da velocidade de deposição de Durand resultaram em valores muito próximos aos verificados na prática.

Sendo assim, como alternativa prática e por ser um dos métodos empíricos mais conservadores dos citados na revisão bibliográfica deste trabalho, o desenvolvimento deste trabalho será realizado baseado no método de Durand (1952), que além de ser o método clássico e que serve como base para todos os outros, emprega uma metodologia assertiva que é utilizada como prática padrão da indústria até os dias de hoje.

Nessa perspectiva, o cálculo da velocidade de sedimentação (V_D) foi realizado utilizando a fórmula de Durand em conjunto com o gráfico da Figura 10, que é baseado no modelo clássico de Durand para polpas muito uniformes, conforme definido na Seção 5.6.

5.9.1.1 Concentração Volumétrica

A informação disponibilizada em relação a concentração de sólidos está em termos de massa, no entanto para o cálculo da velocidade de sedimentação (V_D) através do ábaco é necessário que essa concentração esteja relacionada ao volume dos sólidos presentes nessa polpa, sendo assim, através das informações dispostas na Tabela 8 (conforme descrito na Seção 5.4.1) e da Fórmula 31 foi calculado o valor da concentração volumétrica original do fluido em análise:

Tabela 8 – Inputs de cálculo

Parâmetros	Unidade	Valores
Densidade da Polpa (ρ_p)	t/m ³	1,6124
Densidade dos Sólidos (ρ_s)	t/m ³	4,1600
Concentração Mássica de Sólidos (S_w)	%	50

Fonte: Empresa responsável pela planta de beneficiamento de minério de ferro.

$$S_v = 100 \frac{(p_p - 1)}{(p_s - 1)} \quad (31)$$

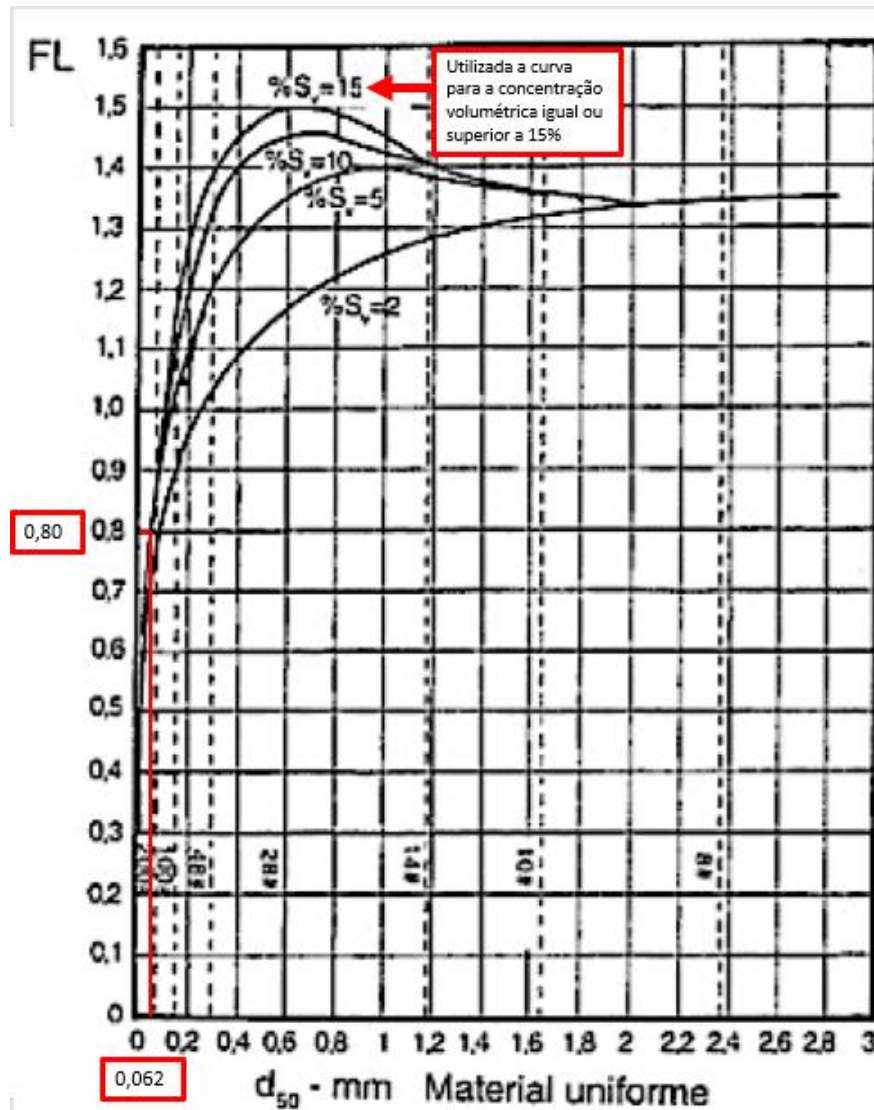
Resultando em uma concentração volumétrica (S_v) igual a 19,38 %.

5.9.1.2 Fator F_L

Conforme mencionado na Seção 5.6, como a polpa apresentou característica muito uniforme para ambas as distribuições granulométricas (com e sem supressão de finos), seguimos com a seleção do fator F_L através da Figura 10.

No ábaco abaixo deve ser utilizado a curva de 15% mesmo para concentrações volumétricas superiores, sendo assim como a polpa apresenta um d_{50} igual a 0,062 mm e uma concentração volumétrica igual a 19,38% foi selecionado o fator F_L igual a 0,80 conforme demonstrado na Figura 16.

Figura 16 – Seleção do parâmetro F_L – sem supressão de finos.



Fonte: Adaptado de Chaves (2022).

5.9.1.3 Cálculo da velocidade crítica de deposição

O cálculo da velocidade crítica de deposição (V_D) foi realizado conforme orientado por Chaves (2022), utilizando o modelo consagrado estabelecido por Durand (1952), representado pela Equação 18 deste trabalho apresentado na Seção 4.1.4.1. Os parâmetros conhecidos e necessários para calcularmos a velocidade crítica de deposição estão resumidos na Tabela 9.

Tabela 9 – Parâmetros para cálculo da velocidade de sedimentação

Parâmetros	Unidade	Valores
F_L	-	0,80
Densidade do Líquido de Transporte (ρ_L)	kg/m ³	1000
Densidade dos Sólidos (ρ_s)	Kg/m ³	4160
Diâmetro Interno da Tubulação (considerando revestimento) (D)	m	0,41394
Gravidade (g)	m/s ²	9,81

Fonte: Adaptado dos dados enviados pela empresa responsável pela planta de beneficiamento de minério de ferro.

Nessa perspectiva, abaixo está registrado os cálculos para a velocidade crítica de deposição e o resultado para a polpa considerando a granulometria original sem os finos incorporados no fluido de transporte (que neste caso é apenas água).

$$V_D = F_L [2gD(\frac{\rho_s - \rho_L}{\rho_L})]^{1/2} \quad (18)$$

$$V_D = 0,80 \times \left[\frac{2 \times 9,81 \times 0,4139(4160 - 1000)}{1000} \right]^{1/2}$$

$$V_D = 4,05 \text{ m/s}$$

5.9.2 Velocidade de sedimentação – com supressão de finos

Conforme já mencionado, partículas sólidas muito finas – geralmente abaixo de 50 μm de diâmetro – não se depositam. Elas permanecem em suspensão e para fins práticos, elas se tornam parte do líquido transportador. Assim, além da supressão de finos afetar o cálculo de d₅₀, também é alterada a concentração volumétrica e a densidade e viscosidade do líquido e da polpa, e consequente a velocidade de sedimentação.

5.9.2.1 Concentração volumétrica

Primeiramente, para realizar o ajuste da concentração volumétrica da polpa com finos incorporados ao líquido de transporte, da Tabela 4 foi extraída a informação da porcentagem de finos menores ou igual 0,052 mm da polpa, sendo esse valor igual a 33,03 %.

Assim, através da porcentagem de finos (33,03%), porcentagem de sólidos (19,38%) e da densidade dos sólidos ($4,16 \text{ t/m}^3$), foi possível calcular valores de massa e volume para 1 kg de polpa com e sem finos incorporados em água, e consequente, a concentração volumétrica da polpa e a densidade do líquido de transporte com finos incorporados (o que a literatura chama de *heavy liquid*).

Esses parâmetros calculados estão dispostos resumidos na Figura 17, a planilha de cálculo completa é disponibilizada na seção de apêndice deste trabalho.

Figura 17 – Parâmetros para polpa com e sem finos incorporados ao líquido de transporte.

Os cálculos abaixo são realizados para 1 kg de grama de polpa (a esquerda temos os valores ajustados para os finos incorporados no líquido de transporte (*heavy liquid*), a direita temos para a granulometria original da polpa:

Massa de finos (kg) =	0,165163	Densidade do líquido original (kg/m^3) =	1	não muda
Volume de finos (m^3) =	0,040	Massa de líquido original (kg) =	0,5	
Massa do sólido sem finos (kg) =	0,334837	Volume de sólidos original (m^3) =	0,120192308	
Volume do sólido sem finos (m^3) =	0,080	Volume do líquido original (m^3) =	0,620192308	
Massa do Líquido com finos (kg) =	0,665	Volume da mistura original (m^3) =	0,5	
Volume do líquido com finos (m^3) =	0,540	Massa da mistura original (kg) =	1	
Densidade do líquido com finos (kg/m^3) =	1,232			
Sw' = Concentração em peso sem finos =	33,4837 %			
Sv' = Concentração em volume sem finos =	12,98 %			

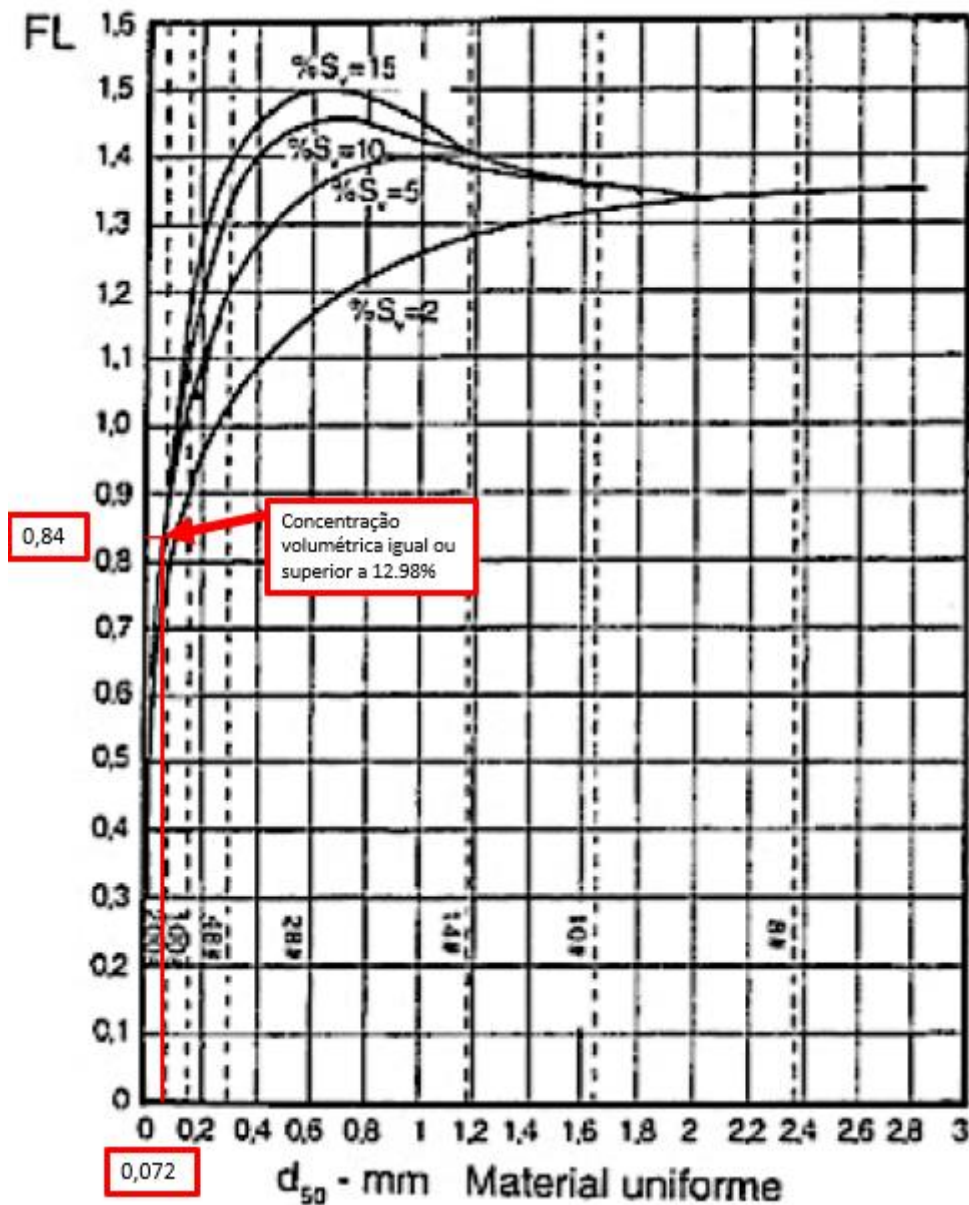
Fonte: Próprio autor.

5.9.2.2 Fator F_L

Conforme mencionado na Seção 5.6, como a polpa apresentou característica muito uniforme para ambas as distribuições granulométricas (com e sem supressão de finos), seguimos com a seleção do fator F_L através da Figura 10.

Sendo assim como a polpa apresenta um d_{50} igual a 0,072 mm e uma concentração volumétrica igual a 12,98% foi selecionado o fator F_L igual a 0,84 conforme demonstrado na Figura 18.

Figura 18 – Seleção do parâmetro FL – com supressão de finos.



Fonte: Adaptado de Chaves (2022).

5.9.1.3 Cálculo da velocidade crítica de deposição

O cálculo da velocidade de crítica de deposição – com supressão de finos - (V_D') foi também realizado conforme orientado por Chaves (2022), representado pela Equação 18 deste trabalho. Os parâmetros para calcularmos a velocidade crítica de deposição que já eram conhecidos e mais os que foram calculados nas Seções 5.9.2.1 e 5.9.2.2 estão resumidos na Tabela 10.

Tabela 10 – Parâmetros para cálculo da velocidade de sedimentação – com finos ($d < 0,53$) emergidos em água

Parâmetros	Unidade	Valores
F_L'	-	0,84
Densidade do Líquido de Transporte (água + finos) (p_L')	kg/m ³	1232
Densidade dos Sólidos (p_s)	kg/m ³	4160
Diâmetro Interno da Tubulação (considerando revestimento) (D)	m	0,41394
Gravidade	m/s ²	9,81

Fonte: Adaptado das informações enviadas pela empresa responsável pela planta de beneficiamento de minério de ferro.

Nessa perspectiva, abaixo está registrado os cálculos para a velocidade crítica de deposição e o resultado para a polpa considerando a granulometria alternativa com os finos incorporados no fluido de transporte (sendo assim, neste caso é água com finos incoorporados).

$$V_D' = F_L' [2gD \left(\frac{p_s - p_L'}{p_L'} \right)]^{1/2} \quad (18)$$

$$V_D' = 0,84 \times \left[\frac{2 \times 9,81 \times 0,4139(4160 - 1232)}{1232} \right]^{1/2}$$

$$V_D' = 3,69 \text{ m/s}$$

5.10 Tubulação – rota básica

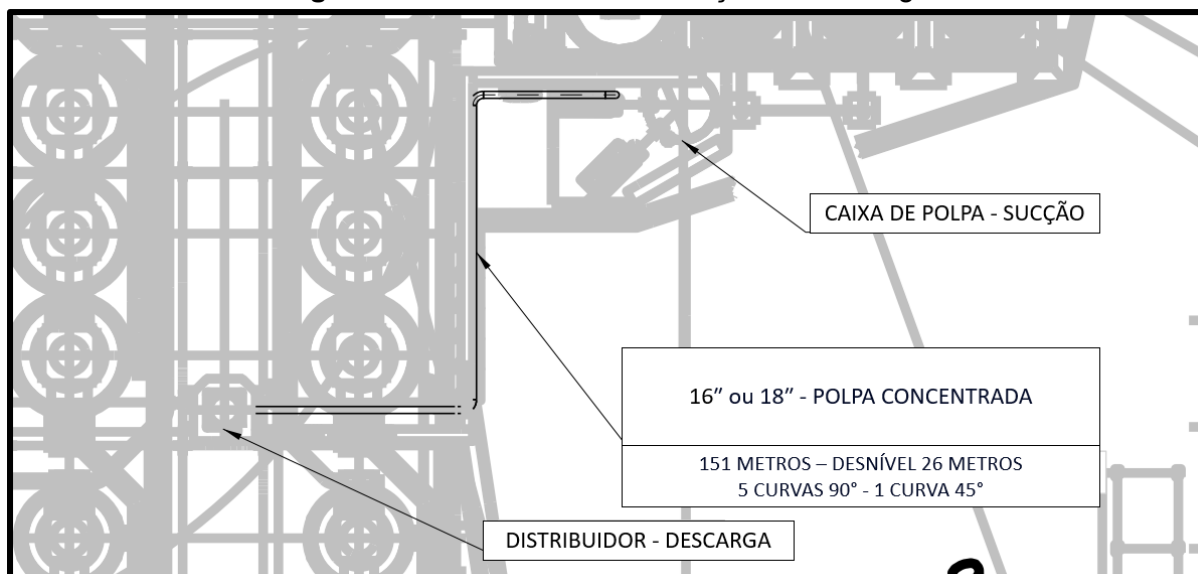
As tubulações de ambos os cenários foram consideradas de aço carbono com schedule STD conforme especificado na especificação técnica de tubulação da empresa responsável pela planta de beneficiamento de minério de ferro estudada neste trabalho.

A partir das condições de espaço disponível a tubulação de sucção foi dimensionada com 4 metros e na mesma altura do bocal de saída caixa de polpa. Uma válvula guilhotina foi considerada entre a caixa e a sucção da bomba em caso de necessidade de fechamento de fluxo.

A rota básica da tubulação de descarga foi traçada conforme demonstrado através da Figura 19, contendo 151 metros, um desnível de 26 metros entre a descarga da bomba e o ponto de alimentação do distribuidor. Na adequação do encaminhamento dos tubos em relação as condições físicas existentes na planta, foram necessárias 5 curvas de 90 graus e

1 curva de 45 graus, demais elementos de linha que não citados neste tópico não foram considerados no cálculo realizado através do software AFT Fathom.

Figura 19 – Rota básica – tubulação de descarga.



Fonte: Próprio autor.

Devido às incertezas em relação a tubulação, visto que ela pode sofrer alteração em uma futura implementação na planta, foi considerado fatores de projeto adicionais no Fathom. Essa condição garante que o sistema atenderá as perdas de carga lineares (ocorre ao longo da tubulação) e localizadas (conexões, curvas e equipamentos) mesmo que as estimativas de perda de carga não estejam iguais a prática. Assim, a Figura 20 demonstra como para toda a tubulação foi considerado um fator de 1,2 (20 % a mais) para fricção e devido a rugosidade da tubulação e demais perdas.

Figura 20 – Fatores de projeto da tubulação.

Optional	Cost	Notes	Status
Design Factors			
Pipe Friction:		1.2	
Pipe Fittings & Losses:		1.2	
Pipe Heat Transfer:		1	

Fonte: Próprio autor.

6 RESULTADOS

Neste capítulo serão apresentados os resultados encontrados das simulações no software AFT Fathom. Através deles, será possível conhecer a perda de carga do sistema para cada uma das velocidades de operação e selecionar modelos (e potência de acionamento requerida) de equipamentos capazes de atender a demanda hidráulica de cada um dos cenários.

Com os parâmetros de saída das duas simulações foi possível quantificar economicamente o impacto de se reduzir a velocidade de operação do bombeamento, através da comparação de valores quantificáveis de CAPEX e OPEX de cada um dos cenários.

6.1 Readequação da tubulação – sem supressão de finos

Conforme demonstrado na Seção 5 deste trabalho, para um cenário na qual não fazemos um cálculo de supressão de finos para cálculo da velocidade de sedimentação temos um resultado de velocidade crítica igual à 4,05 m/s.

Nessa perspectiva, é necessário reajustar o dimensionamento da tubulação estimado inicialmente em 18 polegadas, pois como resultado dessa seleção de diâmetro de tubos temos uma velocidade de projeto igual a 4,02 m/s. Como esta velocidade é inferior a velocidade crítica calculada, estaríamos dimensionando um sistema no qual está sujeito a sedimentação de sólidos no fundo das tubulações.

O DN (diâmetro nominal) mais próximo de 18 polegadas que permitiria o aumento da velocidade projeto seria o de 16 polegadas. Consultando a especificação de tubulação, foi verificado que o revestimento interno de 12 mm de PEAD tripla camada (3LPE) permanece inalterado, resultando assim em uma velocidade de projeto igual a 5,22 m/s para a vazão volumétrica de 1949,48 m³/h.

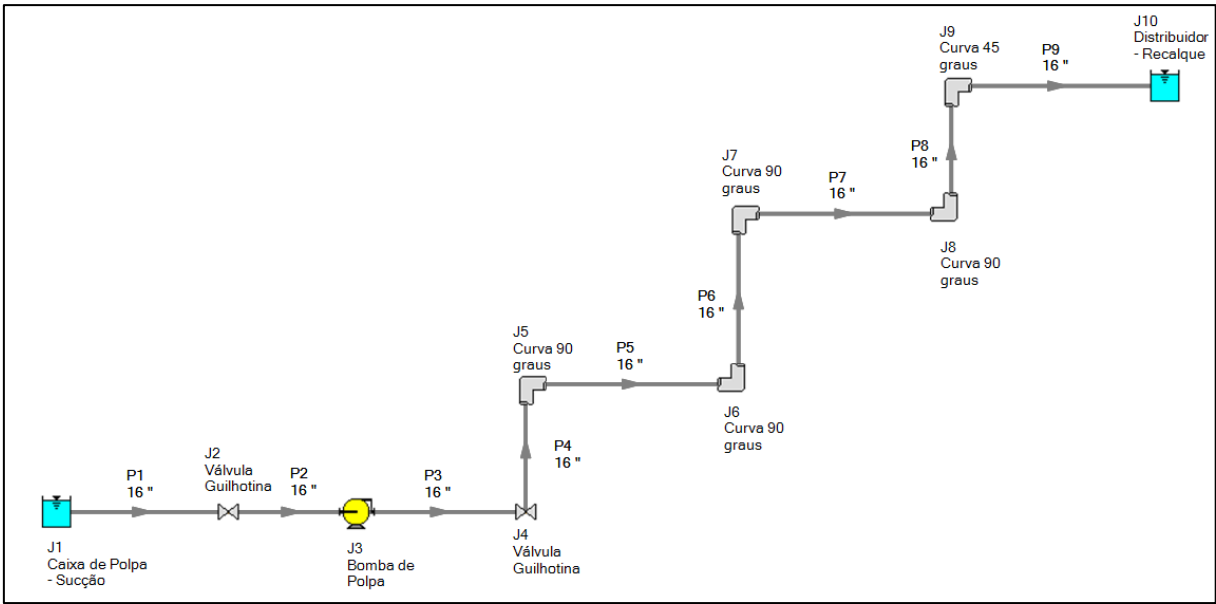
6.2 Cenário 1 - simulação AFT Fathom – sem supressão de finos

Abaixo na Figura 21 é possível observar a área de trabalho do Cenário 1 – dimensionamento sem supressão de finos - dentro do software AFT Fathom. Os elementos de linha foram todos adicionados ao modelo através de inputs compartilhados através da

empresa proprietária da planta de beneficiamento para qual este bombeamento de polpa está sendo dimensionado.

A bomba de polpa (Junção J3) é responsável por transportar a polpa condicionada armazenada na caixa de polpa da sucção (Junção J1) até o distribuidor (Junção J10) que alimenta o circuito de flotação.

Figura 21 – Modelo AFT Fathom – sem supressão de finos.



Fonte: Próprio autor.

Adicionados todos os parâmetros de entrada expostos na Seção 5 deste trabalho e para uma tubulação de 16 polegadas de diâmetro nominal, o software apresentou os seguintes resultados da Figura 22 para o bombeamento da polpa de minério de ferro:

Figura 22 – Resultado AFT Fathom – sem supressão de finos

Jct	Results Diagram	Name	Vol. Flow (m3/hr)	dH (meters)	NPSHA (meters)
3	Show	Bomba de Polpa	1.949	35,75	7,725

Fonte: Próprio autor.

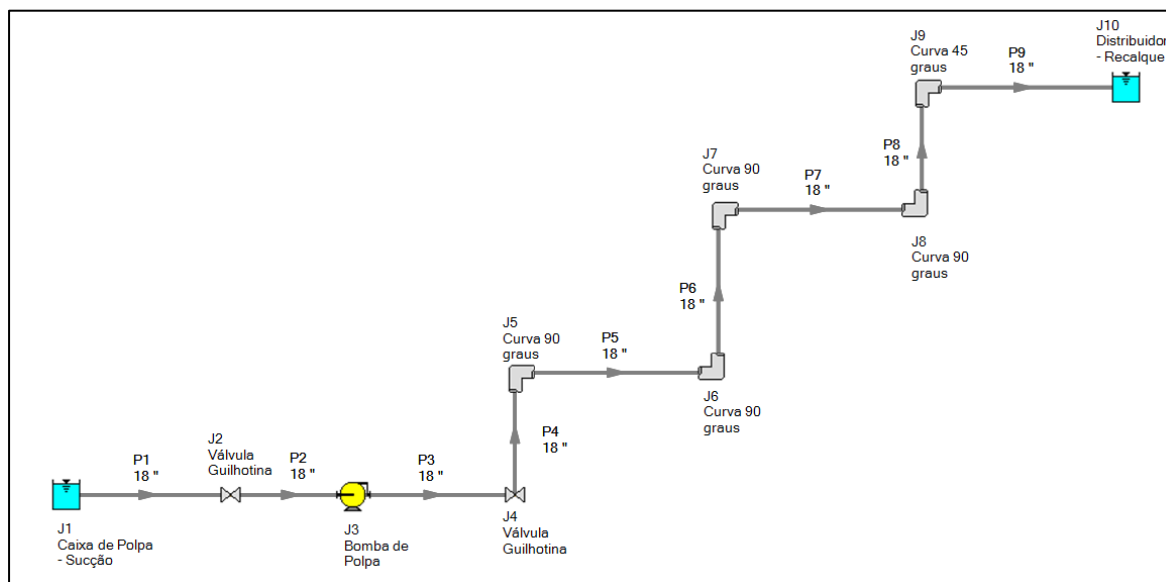
6.3 Cenário 2 - simulação AFT Fathom – com supressão de finos

No caso da simulação ao se considerar a velocidade crítica calculada através da supressão de finos, podemos manter o diâmetro da tubulação previamente selecionado em 18 polegadas, pois com este diâmetro, 12 mm de revestimento PEAD tripla camada (3LPE) e a vazão volumétrica de 1949,48 m³/h, velocidade de projeto deste cenário resulta em 4,02 m/s.

Assim, temos uma velocidade de operação superior a velocidade de sedimentação calculada em 3,69 m/s e que atende ao critério de Chaves (2022) que diz que no projeto de uma linha de polpa, deve se adotar uma velocidade igual a velocidade de sedimentação mais no mínimo 0,3 m/s.

Abaixo na Figura 23 é possível observar a área de trabalho do Cenário 2 – dimensionamento com supressão de finos - dentro do software AFT Fathom.

Figura 23 – Modelo AFT Fathom – com supressão de finos



Fonte: Próprio autor.

Assim, adicionados os parâmetros de entrada, expostos na Seção 5, de um cenário com finos incorporados ao fluido de transporte e para uma tubulação de 18" de diâmetro nominal, o software apresentou os seguintes resultados da Figura 24 para o bombeamento da polpa de minério de ferro:

Figura 24 – Resultado AFT Fathom – com supressão de finos

Jct	Results Diagram	Name	Vol. Flow (m3/hr)	dH (meters)	NPSHA (meters)
3	Show 	Bomba de Polpa	1.949	32,85	8,794

Fonte: Próprio autor.

6.4 Resultado em MCA

Conforme mencionado na Seção 4.1.4.11, HR é a razão entre a altura da coluna de polpa e a altura da coluna de água que são obtidas pela mesma bomba em condições idênticas.

O resultado da altura manométrica no software AFT Fathom é apresentado através da unidade “metros de coluna de fluido”, ou seja, metros de coluna de polpa. Nessa perspectiva, foi necessário realizar a conversão deste resultado para metros de coluna de água para ambos os cenários.

Essa conversão foi necessária pois a seleção da bomba centrífuga foi realizada através do “*Weir Selector Pro*” programa de uma das mais conceituadas fornecedoras de bombas centrífugas de polpa do mercado nacional.

As curvas de desempenho aproximado dos equipamentos disponíveis para seleção neste software são plotadas para água limpa. A Weir Minerals relata que para meios que não sejam água, as correções devem ser feitas para densidade, viscosidade e/ou outros efeitos de sólidos.

Nessa perspectiva, para o Cenário 1, conforme exibido na Figura 25, saímos do valor 0,062 mm (tamanho das partículas) com uma linha vertical até cruzarmos a linha de densidade dos sólidos (minério de ferro) (4,16 t/m³). Depois deslocamos horizontalmente para a direita até cruzarmos com a linha de porcentagem de sólidos da polpa em peso (50%). Finalmente, subimos verticalmente e encontramos o desempenho para a bomba de polpa em relação de água. Portanto para o Cenário 1 temos que $HR=ER=0,85$.

Figura 25 – ER,HR – cenário 1 – sem supressão de finos



Fonte: Próprio autor.

Seguindo as etapas do parágrafo anterior, foi também calculado o valor de HR e ER para o Cenário 2 para uma concentração mássica de 33,50 %, um D50 de 0,72 mm e uma densidade dos sólidos de 4,16 t/m³. Este processo está evidenciado através da Figura 26.

Figura 26 – ER,HR – cenário 2 – com supressão de finos



Fonte: Próprio autor.

Assim, com os valores encontrados na Figura 25 e na Figura 26, foi utilizado a Equação 14 para correção da altura manométrica em metros de coluna de polpa para uma altura manométrica em metros de coluna de água para ambos os cenários, resultando conforme abaixo:

$$HR = \frac{\text{Altura da coluna de polpa}}{\text{Altura da coluna de água}} \quad (14)$$

Cenário 1:

$$\text{Altura da coluna de água} = \frac{35,75}{0,85} = 44,69 \text{ mca.}$$

Cenário 2:

$$\text{Altura da coluna de água} = \frac{32,85}{0,90} = 36,50 \text{ mca.}$$

6.5 Selecionando a bomba centrífuga

O modelo de bomba capaz de atender a ambas os cenários das Seções 6.2 e 6.3 foi selecionado no “*Weir Selector Pro*” com as informações de altura manométrica em metros de coluna de água e da vazão volumétrica de polpa requeridas da capacidade de operação da bomba centrífuga.

É importante ressaltar que as seguintes premissas foram seguidas ao se escolher o modelo da bomba:

1. O NPSH disponível deveria ser maior do que o NPSH requerido em no mínimo 0,6 metros (Conforme Equação 13);
2. Eficiência da bomba deveria ser a maior possível e no mínimo igual a 70%;
3. A velocidade periférica dos rotores deve ser limitada em no máximo 30 m/s;
4. $75 \% < Q_{bep} < 120\%$.

6.5.1 Bomba centrífuga – cenário 1

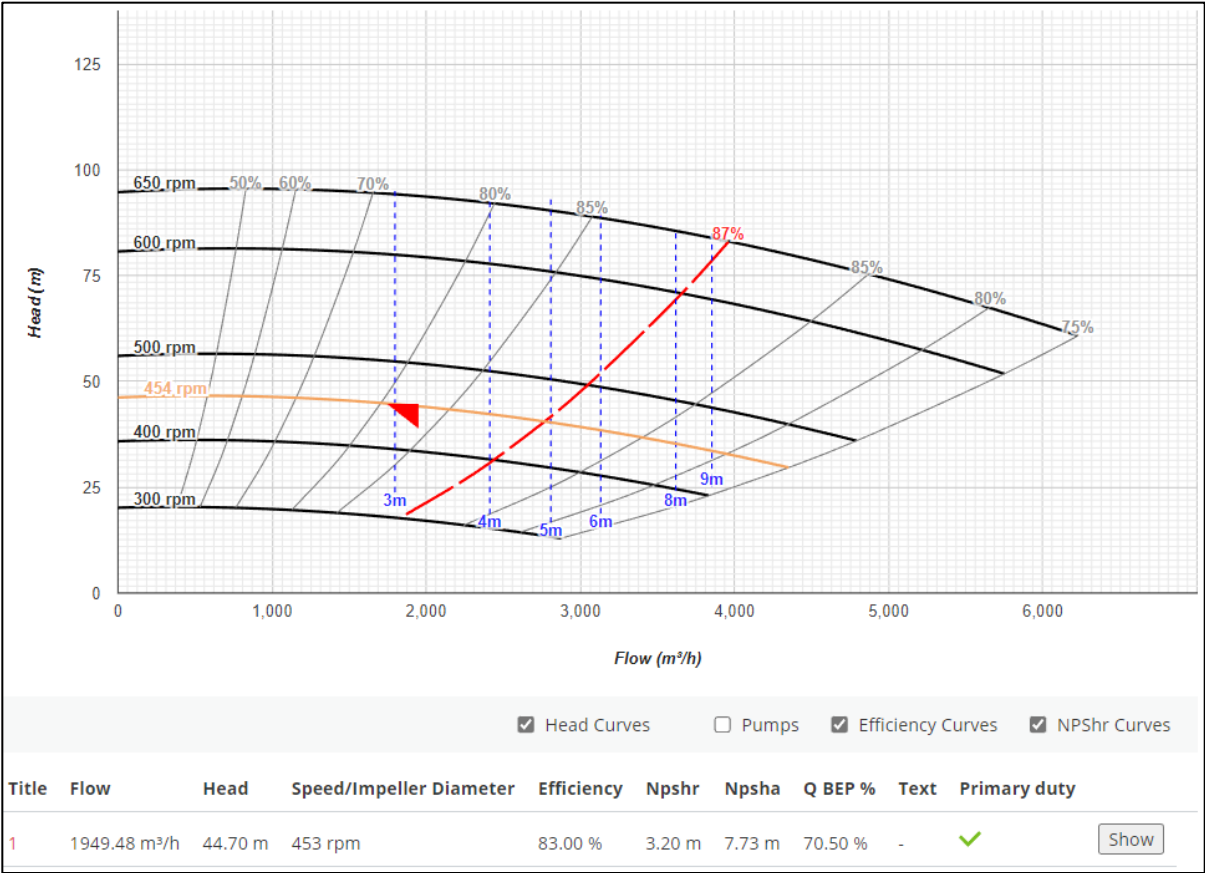
Adicionando-se estes parâmetros de entrada no *software selector pro* e através da seleção minuciosa das características requeridas da bomba de polpa que atuará neste sistema de bombeamento, foi escolhido o modelo Weir 16/14 AHPP (conforme Figura 27), no qual sua curva de desempenho está representada através da Figura 28.

Figura 27 – Modelo bomba Weir 16/14 AHPP



Fonte: Website WEIR: Selector Pro.

Figura 28 – Bomba Weir 16/14 AHPP – curva – cenário 1

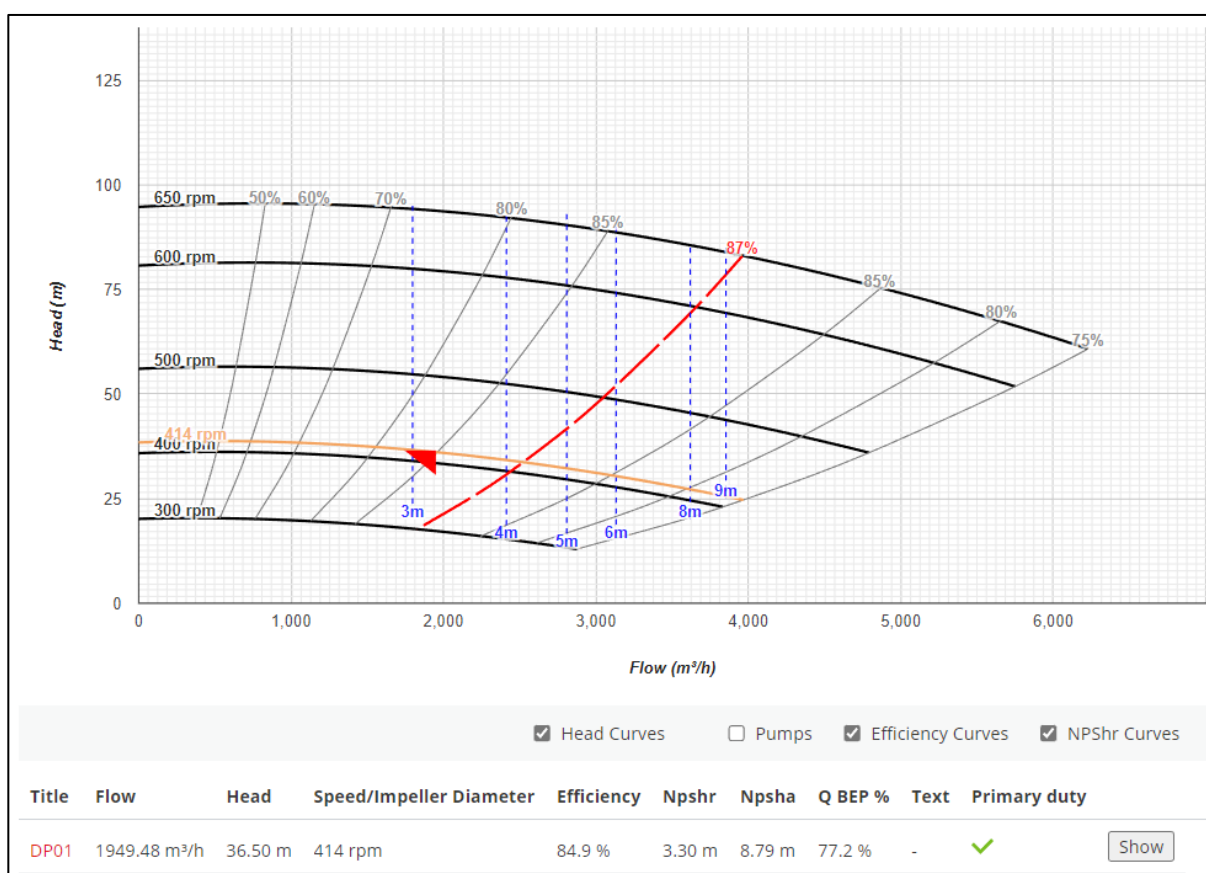


Fonte: Website WEIR: Selector Pro.

6.5.2 Bomba centrífuga – cenário 2

Executando o processo de seleção no *software selector pro* para o Cenário 2 também foi escolhido o modelo Weir 16/14 AHPP (conforme Figura 27), no qual sua curva de desempenho com o ponto de operação deste cenário está representada através da Figura 29.

Figura 29 – Bomba Weir 16/14 AHPP – curva – cenário 2



Fonte: Website WEIR: Selector Pro.

Ao compararmos os resultados da seleção no software para o Cenário 1 e 2, concluímos que para o Cenário 2, onde é realizado o dimensionamento do sistema através da supressão de finos, temos uma eficiência melhor da bomba do que quando comparado o Cenário 1. Sendo 83% para o Cenário 1 e 84,9 % para o Cenário 2, assim, as Seções 6.4.1 e 6.4.2 expressam o impacto dessa supressão de finos na energia consumida pelo motor de acionamento desses equipamentos.

6.6 Selecionando o motor de acionamento para ambos os casos

Ao realizar a comparação das simulações foi observado uma diferença de 8,20 metros de coluna de água em altura manométrica entre os cenários 1 e 2.

A altura manométrica é uma medida de energia fornecida à bomba para superar as perdas de carga e elevar o fluido. Quando diminuimos o diâmetro da tubulação de 18 polegadas para 16 polegadas, estamos aumentando o atrito do fluido com as paredes da tubulação ao aumentarmos a velocidade de transporte. Consequentemente, as perdas de carga são elevadas ocasionando a necessidade de aumentar a potência fornecida para o equipamento.

Nessa perspectiva, através da informação da eficiência da bomba escolhida nos pontos de operação de ambos os cenários, foi calculado a potência no eixo da bomba através da Equação 32:

$$P = \frac{QH p_p}{102 \eta ER} \quad (32)$$

6.6.1 Seleção do motor de acionamento – cenário 1

Para o Cenário 1, foram identificados os seguintes dados de entrada:

- P1 é a potência consumida no eixo da bomba em kW – Cenário 1;
- Q é a vazão de polpa = 1949,48 m³/h = 541,52 L/s;
- H1 é a altura manométrica para o cenário 1 = 44,7 m.c.a;
- η 1 é o rendimento da bomba para o cenário 1, expresso em fração decimal (para bombeamento de água) = 0,83;
- ER1 = 0,85;
- p_p é a densidade da polpa = 1,61 t/m³.

Assim, utilizando as informações disponibilizadas através da equação disposta no tópico acima, temos que o valor da potência no eixo igual à:

$$P1 = 541,24 \text{ kW} = 725,83 \text{ CV}$$

Com este resultado, através da plataforma online de seleção da fornecedora WEG, o autor do trabalho escolheu o motor de acionamento que apresentaria potência nominal superior a calculada no eixo do equipamento. Além disso, para esta potência, os seguintes critérios de projeto foram adotados:

1. Frequência: 60 Hz.
2. Número de polos: 4 polos;
3. Tensão dos motores = 4000 V (selecionado após cálculo das potências, visto que para tensões menores resultariam em altas correntes).

A partir destes fundamentos, conforme Figura 30, o autor selecionou o motor W50 – alta tensão de potência de placa igual à 750 cavalos para atender a bomba no ponto de operação da Figura 28, referente ao Cenário 1 deste trabalho.

Figura 30 – Motor de acionamento – W50 alta tensão – 750 CV

<

Fonte: Website WEG: Seleção de produtos.

6.6.2 Seleção do motor de acionamento – cenário 2

Para o Cenário 2, foram identificados os seguintes dados de entrada:

- P2 é a potência consumida no eixo da bomba em kW – Cenário 2;
- Q é a vazão de polpa = 1949,48 m³/h = 541,52 L/s;
- H2 é a altura manométrica para o cenário 1 = 36,5 m.c.a;
- η_2 é o rendimento da bomba para o cenário 2, expresso em fração decimal (para bombeamento de água) = 0,849;
- ER2 = 0,90;
- p_p é a densidade da polpa = 1,61 t/m³.

Assim, utilizando as informações disponibilizadas através da Equação 16, temos que o valor da potência no eixo para o Cenário 2 igual à:

$$P2 = 408,06 \text{ kW} = 547,22 \text{ CV}$$

Com este resultado, através da plataforma online de seleção da fornecedora WEG, o autor do trabalho escolheu o motor de acionamento que apresentaria potência nominal superior a calculada no eixo do equipamento. Os mesmos critérios de projeto já descritos foram adotados para o Cenário 1 e Cenário 2.

Portanto, conforme Figura 31, o autor selecionou o motor W50 – alta tensão de potência de placa igual à 550 cavalos para atender a bomba no ponto de operação da Figura 29, referente ao Cenário 2 deste trabalho.

Figura 31 – Motor de acionamento – W50 alta tensão – 550 CV

		No.:																								
		Data: 17-AGO-2023																								
FOLHA DE DADOS Motor trifásico de indução - Rotor de gaiola																										
Cliente : Linha do produto : W50 - Alta tensão																										
Carcaça : 355J/H Potência : 550 HP Frequência : 60 Hz Polos : 4 Rotação nominal : 1790 rpm Escorregamento : 0,56 % Tensão nominal : 4000 V Corrente nominal : 71,2 A Corrente de partida : 484 A Ip/In : 6,8 Corrente a vazio : 27,5 A Conjugado nominal : 2135 Nm Conjugado de partida : 220 % Conjugado máximo : 230 % Categoria : --- Classe de isolamento : F Elevação de temperatura : 80 K Tempo de rotor bloqueado : 25 s (quente) Fator de serviço : 1,00 Regime de serviço : S1 Temperatura ambiente : -20°C - +40°C Altitude : 1000 m Proteção : IP55 Massa aproximada : 2540 kg Momento de inércia : 11,931 kgm² Nível de ruído : 82 dB(A)																										
<table> <tr> <td></td><td>Dianteiro</td><td>Traseiro</td></tr> <tr> <td>Rolamento</td><td>6322 C3</td><td>6319 C3</td></tr> <tr> <td>Intervalo de lubrificação</td><td>4500 h</td><td>4500 h</td></tr> <tr> <td>Quantidade de graxa</td><td>60 g</td><td>45 g</td></tr> </table>			Dianteiro	Traseiro	Rolamento	6322 C3	6319 C3	Intervalo de lubrificação	4500 h	4500 h	Quantidade de graxa	60 g	45 g	<table> <tr> <td>Carga</td><td>Fator potência</td><td>Rendimento (%)</td></tr> <tr> <td>100%</td><td>0,85</td><td>95,3</td></tr> <tr> <td>75%</td><td>0,80</td><td>95,0</td></tr> <tr> <td>50%</td><td>0,71</td><td>93,9</td></tr> </table>	Carga	Fator potência	Rendimento (%)	100%	0,85	95,3	75%	0,80	95,0	50%	0,71	93,9
	Dianteiro	Traseiro																								
Rolamento	6322 C3	6319 C3																								
Intervalo de lubrificação	4500 h	4500 h																								
Quantidade de graxa	60 g	45 g																								
Carga	Fator potência	Rendimento (%)																								
100%	0,85	95,3																								
75%	0,80	95,0																								
50%	0,71	93,9																								

Fonte: Website WEG: Seleção de produtos.

Através da análise de resultados do Cenário 2, foi observado que a diferença em perda de carga ao se utilizar a tubulação de 18 polegadas (com supressão de finos) resultou uma potência consumida no acionamento 25% inferior ao observado no Cenário 1, quando tivemos que optar em utilizar uma tubulação de 16" na ilusão de uma velocidade de sedimentação superior a realidade, pois não foi utilizado um método correto de tratamento dos dados reológicos recebidos da polpa.

Nessa perspectiva, as próximas seções deste trabalho exploram as consequências financeiras das distintas seleções de acionamento observadas no decorrer deste tópico.

6.7 Comparação de CAPEX

A partir dos resultados da Seção 6.6, para comparação do CAPEX de cada um dos cenários, o autor consultou uma representante da WEG para elaboração de um orçamento para compra dos seguintes modelos de motores:

- **Cenário 1:** MOTOR ELETRICO TRIFASICO 750 cv 04 400J/H 4000 C/ 3 term 60Hz B3D IP55 AT-1,2kV A 5,0kV WFH2 W50 - NCM: 8501.53.10;
- **Cenário 2:** MOTOR ELETRICO TRIFASICO 550 cv 04 355J/H 4000 C/ 3 term 60Hz B3D IP55 AT-1,2kV A 5,0kV WFH2 W50 - NCM: 8501.53.10

No orçamento apresentando não foram considerados sobressalentes para dois anos de operação, visto que foi apontado pela fornecedora que não haver previsão de necessidade.

Além disso, não foi cotado supervisão de montagem, comissionamento e start-up e frete, na perspectiva de comparar apenas os preços líquidos e unitários de cada um dos motores.

Os impostos inclusos e excluídos nos valores unitários foram os seguintes:

- ICMS: incluso
- PIS: 1,65% incluso
- COFINS: 7,6% incluso
- ICMS-ST: não incluso no valor unitário;

Nessa perspectiva, podemos observar o preço total de cada modelo de motor através da Figura 32:

Figura 32 – WEG – preço unitário – 750 CV & 550 CV

Motores Elétricos - 07.175.725/0010-50			
Produto	Descrição	Qtd	Preço Unitário
1. 1421829745	MOTOR ELETRICO TRIFASICO 750 cv 04 400J/H 4000 C/ 3 term 60Hz B3D IP55 AT-1,2kV A 5,0kV WFH2 W50 - NCM: 8501.53.10 Prazo de Entrega (Dias) : 100	1 UN	R\$ 570,012.45
2. 1421830955	MOTOR ELETRICO TRIFASICO 550 cv 04 355J/H 4000 C/ 3 term 60Hz B3D IP55 AT-1,2kV A 5,0kV WFH2 W50 - NCM: 8501.53.10 Prazo de Entrega (Dias) : 100	1 UN	R\$ 443,447.23

Fonte: Orçamento enviado por representante WEG.

Ao compararmos o custo de aquisição dos motores requeridos para atender o ponto de operação de cada um dos cenários estudados neste trabalho, podemos observar que o motor elétrico para atender ao Cenário 1 (sem supressão de finos) é R\$ 126.565,22 mais caro do que o motor elétrico requerido para atender ao Cenário 2 (com supressão de finos).

É importante ressaltar que a diferença de preço relatada no parágrafo acima é referente a compra de apenas uma unidade, no entanto, devido a necessidade de sempre se adotar um sistema de máquinas redundante ($n+1$), ou seja, sempre ter a disposição, no mínimo, uma bomba reserva que seja capaz de operar em eventuais paradas do equipamento principal, pode-se dizer que a verdadeira diferença em despesa de capital na aquisição de motores para estes dois cenários do sistema de bombeamento é na verdade igual a R\$ 253.130,44.

6.8 Cálculo do custo mensal em reais (R\$) de energia elétrica

Para o cálculo do custo mensal em reais de energia elétrica para os motores que acionam a bomba centrífuga de polpa em ambos os pontos de operação estudados neste trabalho, é necessário considerar fatores como a potência absorvida da rede, o tempo de operação mensal, eficiência do motor, e o custo por quilowatt-hora (kWh) da energia elétrica na região.

Como a planta de beneficiamento de minério de ferro está localizada no estado de Minas Gerais, para o valor da energia elétrica na região foi consultado o site da Companhia de

Energética de Minas Gerais (CEMIG). Assim, para efeito de comparação, na página de valores de tarifas e serviços, foi considerado o custo da energia elétrica para o “Grupo B3 – Demais classes”.

A Tabela 11 demonstra o valor deste consumo em reais por kWh (antes de impostos) para diferentes bandeiras.

Tabela 11 – Tarifas CEMIG – custo em energia elétrica (R\$/kWh) - dezembro de 2023

B3 – Demais Classes	Bandeira Verde – Consumo R\$/kWh	Bandeira Amarela – Consumo R\$/kWh	Bandeira Vermelha 1 – Consumo R\$/kWh	Bandeira Vermelha 2 – Consumo R\$/kWh
Demais classes (Consumo R\$/kWh)	0,74906	0,778950	0,814060	0,847010

Fonte: Website CEMIG: Valores de tarifas e serviços.

Para o cálculo da potência absorvida da rede de cada um dos motores foi utilizado a Equação 33 para ambos os cenários.

$$Pa = \frac{P}{\eta_m} \quad (33)$$

Sendo:

P_a a potência absorvida da rede, em kW;

P a potência útil no eixo do motor;

η_m , rendimento do motor;

Com estes dois parâmetros definidos, o custo mensal em energia elétrica é evidenciado através da Equação 34:

$$Custo = Pa \times H \times D \times R\$/kWh \quad (34)$$

Sendo:

H o número de horas por dia em que o motor está em operação;

D o número de dias por mês no qual o motor opera.

Para o Cenário 1 entrando com a rendimento do motor em plena carga igual à 95,8 % e a potência útil no eixo igual à 541,24 kW temos uma potência absorvida da rede igual a 565 kW.

Para o Cenário 2 entrando com a rendimento do motor em plena carga igual à 95,3 % e a potência útil no eixo igual à 408,06 kW temos uma potência absorvida da rede igual a 428,18 kW.

Como o modo de operação da aplicação estudada deste processo de bombeamento de polpa é contínuo temos que o motor deve ser dimensionado para trabalhar em média 24 horas por dia, 30 dias no mês.

Assim, aplicando a Equação 34, é demonstrado através da Tabela 12 o custo mensal em reais em energia elétrica do motor da bomba de polpa operando no ponto de operação de ambos os cenários para diferentes bandeiras tarifárias:

Tabela 12 – Custo mensal em reais – cenários 1 & 2

Bandeira tarifária:	Verde	Amarela	Vermelha 1	Vermelha 2
Custo Mensal - Cenário 1 (R\$)	304.717,61	316.876,86	331.159,61	344.563,67
Custo Mensal - Cenário 2 (R\$)	230.927,41	240.142,18	250.966,23	261.124,37
Economia Mensal (R\$)	73.790,20	76.734,68	80.193,38	83.439,29

Fonte: Próprio autor.

7 CONCLUSÃO

A partir dos resultados apresentados no Capítulo 6, foi possível concluir que sem realizarmos a supressão de finos (considerar que as partículas abaixo de 50 micrômetros da polpa em análise não sedimentam) temos resultados de velocidade de sedimentação calculadas através do método empírico de Durand superiores quando comparado ao cálculo da velocidade de sedimentação com a supressão dos finos.

Para atender a velocidade de sedimentação calculada para o Cenário 1, foi observado que a velocidade de projeto (sem supressão de finos) teve que ser superior ao intervalo de velocidades impostos na Tabela 7 e que foram selecionados através do critério de projeto da planta de beneficiamento, assim, o sistema de bombeamento estaria trabalhando fora da condição ideal.

Nessa perspectiva, devido a maior velocidade de operação, os resultados no AFT Fathom mostraram que a perda de carga na tubulação será aproximadamente 9% superior no Cenário 1 (sem supressão de finos) do que no Cenário 2 (com supressão de finos). O resultado foi que apesar do modelo de bomba selecionado no “Weir Selector Pro” capaz de atender a ambas os cenários ser o mesmo, os pontos de operação foram diferentes e o rendimento da bomba para o Cenário 2 (84,9%) foi superior quando comparado ao rendimento para o Cenário 1 (83%).

A partir das conclusões acima do estudo realizado, destaca-se o impacto em custo (R\$) de se estimar corretamente a velocidade crítica de deposição antes de se realizar um projeto de um sistema de bombeamento de uma polpa de minério de ferro, visto que, a potência consumida no eixo e, conseqüentemente, a potência de placa requerida do motor elétrico para atender a bomba no ponto de operação do Cenário 1 foi superior ao do Cenário 2 resultando em uma diferença em custo na aquisição dos motores das duas bombas (uma principal e uma reserva) para atender ao ponto de operação do Cenário 1 em comparação com os motores das bombas para atender ao ponto de operação do Cenário 2 de R\$ 253.130,44.

Além disso, a diferença de custo em consumo de energia mensal do Cenário 1 para o Cenário 2 pode chegar em até R\$ 83.439,29 sendo possível observar que trabalhar em faixas muito superior a velocidade de sedimentação (ou seja, em velocidade de operação mais altas do que o necessário) não é vantajoso economicamente pois trabalhando em faixas inferiores é possível minimizar impactos em perda de carga e consumo de energia.

Este trabalho indica que, em projetos de linhas de polpa, os projetistas precisam sempre optar por velocidades de projeto que sejam próximos a um valor superior da velocidade de

sedimentação (uma referência é de aproximadamente 0,3 m/s conforme recomendado por Chaves (2022)) e que sejam menores possíveis de forma a minimizar dispêndio desnecessário de energia.

É comprovado que para a polpa de minério de ferro analisada e para as condições de bombeamento do sistema estudado foi possível atender essas duas premissas e chegar em resultados mais vantajosos economicamente ao se calcular a velocidade de sedimentação através do método de supressão de finos de partículas inferiores a 50 micrômetros e realizando a redistribuição granulométrica da polpa – método indicado pelo manual de bombas da Warman (2009).

8 SUGESTÕES PARA TRABALHO FUTUROS

Dada a complexidade dos fenômenos físicos envolvidos, a forma mais segura e confiável de determinar o valor da velocidade crítica é a execução de ensaios de bombeamento em circuitos apropriados (loops) dotados de visores adequados e da instrumentação necessária para medir as perdas de cargas distribuídas e localizadas.

Estes ensaios permitem caracterizar uma velocidade segura de operação, porém próxima o suficiente da crítica, de modo a minimizar a perda de carga, reduzir o desgaste da tubulação e o consumo de energia.

Uma sugestão de trabalho de futuro é realizar ensaios de bancada com amostras da polpa de minério de ferro e com os mesmos parâmetros e premissas deste trabalho, na perspectiva de identificar qual é a velocidade crítica de deposição dos sólidos encontrado na prática, de forma, a comparar com os resultados de velocidade com e sem supressão de finos, de forma a comprovar o método e que as partículas inferiores a 50 micrômetros não impactam na sedimentação dos sólidos da polpa.

Através da utilização do loop, seria possível mensurar também o desgaste na tubulação, não apenas as perdas de carga e o consumo de energia.

Em um trabalho futuro, o autor poderia utilizar o procedimento de medição de desgaste descrito por Chaves (2022) onde um trecho da tubulação em carretel teve sua extremidade usinada de forma a receber um anel. Um setor desse anel, designado como “cupom”, era polido antes do ensaio, pesado em balança com precisão de quatro casas decimais depois da vírgula e colocado no circuito. Operado durante as horas programadas para este estudo em especial, o carretel era aberto, o cupom destacado, lavado, seco e pesado novamente. Essa solução descrita pode ser visualizada através da Figura 33.

Figura 33 – Anéis de desgaste e carretéis



Fonte: Chaves (2022).

9 REFERÊNCIAS

- ALEXANDRINO, J.S. *et al.* **Estudo De Caso: Tecnologias E Processos Utilizados No Tratamento De Minérios De Ferro De Baixo Teor.** Revista Contribuciones a las Ciencias Sociales, Dezembro 2017.
- BAPTISTA, M. B.; COELHO, M. M. L. **Fundamentos de Engenharia Hidráulica.** 2. ed. Belo Horizonte: Editora UFMG, 2003.
- BARCELOS R.; ARAÚJO E. & VILALTA G. **Análise da influência das propriedades do minério de ferro no bombeamento de polpas de rejeitos minerais em sistemas com bombas volumétricas via simulação e planejamento de experimentos.** XV CONEMI –IX SEEMI; Novo Hamburgo, RS: Universidade FEEVALE; 2015. Disponível em: <https://goo.gl/3XMOVy>
- BERGERMAN, M.G *et al.* **Avaliação da Granulometria de Alimentação e dos Produtos da Etapa Rougher de Flotação da Usina do Sossego.** HOLOS, Volume 7, Páginas 88 – 93, Dezembro 2015.
- CARLETON, A.J.; CHENG, D.C. **Design velocities for hydraulic conveying of settling suspensions.** Proceedings of Hydrotransport Conf., BHRA, Hydrotransport Conference, Cranfield, UK, Paper E5;1974, P. 55-74.
- CAVE, I. **Efeito dos sólidos em suspensão sobre o desempenho de bombas centrífugas.** BHRA fluid engineering, 1976. (Processos de transporte hídrico 4.)
- CEMIG. **Valores de Tarifas e Serviços.** Disponível em: <https://www.cemig.com.br/atendimento/valores-de-tarifas-e-servicos/>. Acesso em: 10 out. 2023.
- CHAVES, A. P., “**Teoria e Prática do Tratamento de Minérios - Bombeamento de polpa e classificação**”, Editora Oficina de Textos, 5ª Edição, Vol. 1, 2022.
- CLEARY, P. W.; HILTON, J. E & SINNOTT, M. D. (2017). **Modelling of industrial particle and multiphase flows.** Powder Technology 314, 232-252.
- DURAND, R., **The hydraulic Transportation of coal and solid material in pipes.** Proceedings of the London Colloquium of the National Coal Board, 1952.
- Agência Nacional de Mineração – ANM. Informe Mineral 01TRI2022.** Brasília, DF: Superintendência de Regulação Econômica e Governança Regulatória; Agosto, 2022, Disponível em: < Informe Mineral - 2022 1º Trimestre — Agência Nacional de Mineração (www.gov.br)> Acesso em: 02 dez. 2023.
- FATAHI, M. R.; A. FARZANEGAN (2018). **An analysis of multiphase flow and solids separation inside Knelson Concentrator based on four-way coupling of CFD and DEM simulation methods.** Minerals Engineering, 126, 130-144.

FERREIRA, M.T.C. **Caracterização da velocidade crítica de deposição para o escoamento de polpas minerais**. Tese de Mestrado, Universidade Federal de São João Del Rei, São João Del Rei, 2020.

FOX, R.W. et al. **Introdução à mecânica dos fluidos**. 9 ed. Rio de Janeiro: LTC, 2018.

GAVA, M..C. **Análise energética de projetos de sistemas de bombeamento de polpas de minério de ferro mediante simulação computacional**. Tese de Mestrado, Universidade Federal de São João Del Rei, São João Del Rei, 2016.

GILLIES, R.G. **Pipeline Flow of Coarse Particles Slurries**. 201f. Tese de Mestrado, University of Saskatchewan, 1993.

JANUÁRIO, J.R.; MAIA, C.B. **CFD-DEM Simulation to Predict the Critical Velocity of Slurry Flows**. Journal of Applied Fluid Mechanics 13, 161–168.

KURITZA, J. C. et al . **Dimensionless curves of centrifugal pumps for water supply systems: development and case study**. RBRH, Porto Alegre, Volume 22, 45º Edição, 2017. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S2318-03312017000100240&lng=en&nrm=iso>. Acesso em: 19 set. 2023.

LIMA, C.A. SILVA, V.V.R. STOPA, M.M. **Detecção de cavitação em bombas centrífugas operando com controle de velocidade em malha fechada**. Simpósio Brasileiro de Automação Inteligente, Volume 12, Páginas 1967 – 1972, Outubro de 2015.

LUZ, A.B; FRANÇA S.C.A; BRAGA, P.F.A. **Tratamento De Minérios**. 6 ed. Rio de Janeiro: CETEM/MCTIC, 2018.

MIEDEMA, S. A. **Slurry Transport Fundamentals, A Historical Overview & The Delft Head Loss & Limit Deposit Velocity Framework**. 1ed. Dr.ir. S.A. Miedema. ISBN Book: 978-94-6186-293-8, 2016.

POLOSKI, A.P. **A Pipeline Transport Correlation for Slurries with Small But Dense Particles**. 2010, Canadian Society for Chemical Engineering DOI 10.1002/cjce.20260

ROCHA, K.D. *et al.* **Panorama Nacional Do Ferro Entre 2010 e 2014**. Revista Científica Multidisciplinar Núcleo do Conhecimento. Edição 09, Volume 08, Páginas 55- 62, Setembro de 2018.

SCHILLER, R.E., HERBICH, P.E., 1991. **Sediment transport in pipes**. In: Herbich, P.E. (Ed.), Handbook of Dredging. McGraw-Hill, New York.

WEG. **Seleção de Produtos**. Disponível em: <<https://ecatalog.weg.net/>>. Acesso em: 10 set. 2023.

SILVA, V.D. **Bombas Centrífugas de Polpa**. 2011. 81 f. Dissertação de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Minerais – Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2011.

SILVA TELLES, P. C. **Tubulações industriais: cálculo**. 9. ed. Rio de Janeiro: LTC – Livros Técnicos e Científicos, 1999.

SLATTER, P. T.; WASP, E. J. **Laminar/turbulent transition in large pipes**. Zeszyty Naukowe Akademii Rolniczej we Wrocławiu. Konferencje (Poland), 2000.

SOUZA, P.H.A.I. **Apresentação dos cálculos para seleção de bomba para sistema de reaproveitamento de água de poços artesianos**. 2014, 76 f. Trabalho de Conclusão de Curso – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

SOUZA PINTO, T.C. *et al.* **Modelling the critical velocity for heterogeneous flow of mineral slurries**. *International Journal of Multiphase Flow*, v. 65, p. 31-37, 2014.

SOUZA PINTO, T.C. *et al.* **The influence of hematite particle shape on stratification in pipe flow**. *Powder Technology*, v. 302, p. 75-80, 2016.

SOUZA PINTO, T.C. FERREIRA, M.T.C. **Caracterização da velocidade crítica de deposição para o escoamento de polpas minerais**. Tese de Doutorado, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2012.

TARODIYA R, GANDHI B.K. **Hydraulic performance and erosive wear of centrifugal slurry pumps - A review**. *Powder Technology*. Vol.305, 27-38, 2017.

THOMAS, D.G. **Transport characteristics of suspensions**. *Journal of Colloid Science*, V.7, p.423-430, 1965.

TING, X. *et al.* (2019). **Study of the characteristics of the flow regimes and dynamics of coarse particles in pipeline transportation**. *Powder Technology*. 347, 148-158.

TRINCA, G.H.C.S. **Projeto, montagem e posta-em-marcha de um loop de bombeamento de polpas minerais**. Tese de Mestrado, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2017.

TURIAN, R.M., HSU, F.L., MA, W.. **Estimation of the critical velocity in pipeline flow of slurries**. *Powder Technology*. 51, pp. 35–47, 1987

UZI, A.; LEVY A. (2018). **Flow characteristics of coarse particles in horizontal hydraulic conveying**. *Powder Technology* 326, 302-321.

WARMAN. **Slurry Pump Handbook**. 5th ed., 2002.

WASP, E. J., KENNY, J. P., & GANDHI, R. L. **Solid-Liquid Flow Slurry Pipeline Transportation**. São Francisco: Trans Tech Publications. 1977.

WASP, E. J; SLATTER, P. **Deposition velocities for small particles in large pipes**, 12th International Conference on Transport & Sedimentation of Solids Particles. Prague, Czech Republic, 2004.

WEG. **Seleção de Produtos**. Disponível em: <<https://ecatalog.weg.net/>>. Acesso em 11 set. 2023.

WEIR. **Selector Pro**. Disponível em: <<https://www.selectorpro.weir/>>. Acesso em: 09 set. 2023.

WEIR. **Slurry Pumping Manual**. 5th ed., 2009.

WILSON, K.C. **Deposition-limit nomograms for particles of various densities in pipeline flow**. Proc. Hydrotransport 6, BHRA Fluid Engineering, Cranfield, UK, pp 1-12. 1979.

WILSON, K.C., ADDIE, G.R., SELLGREN, A., CLIFT, R. **Slurry Transport Using Centrifugal Pumps**. 2006. Springer Science+Business Media Inc.

WILSON, K.C., JUDGE, D.G.. **New techniques for the scale-up of pilot-plant results to coal slurry pipelines**. In: Proc. Int. Symp. on Freight Pipelines, Univ. Pennsylvania, pp. 1–29, 1977.

YANG, D *et al.* (2018). **Numerical investigation of pipeline transport characteristics of slurry shield under gravel stratum**. Tunnelling and Underground Space Technology 71, 223-230.

YITAYEW, M. **Simplified method for sizing laterals with two or more diameters**. Journal of Irrigation and Drainage Engineering, Nova Iorque, Volume 135, n.1, Páginas 111-114, Fevereiro 2009.

ZENG, D. *et al.* (2018). **Investigation of erosion behaviors of sulfur-particle-laden gas flow in an elbow via a CFD-DEM coupling method**. Powder Technology 329, 115–128.

ZHANG, G.; GUTIERREZ M. & LI M. (2017). **A coupled CFD-DEM approach to model particle-fluid mixture transport between two parallel [7] plates to improve understanding of proppant micromechanics in hydraulic fractures**. Powder Technology 308, 235-248.

ZHANG, G.; LI, M. & GUTIERREZ, M. (2017). **Simulation of the transport and placement of multi-sized proppant in hydraulic fractures using a coupled CFD-DEM approach**. Advanced Powder Technology 28(7), 1704- 1718.

APÊNDICE A – PLANILHA DE CÁLCULO

CENTRO FEDERAL DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA DE MINAS GERAIS				
SUPRESSÃO DE FINOS NO CÁLCULO DA VELOCIDADE CRÍTICA DE DEPOSIÇÃO EM BOMBEAMENTO DE POLPA DE MINÉRIO DE FERRO				
Mestrando: EDUARDO CAMPELO FONSECA				
Orientador: PROF ^A DR ^A CRISTINA MAGALHÃES				
1. DADOS DE PROJETO:				
DENSIDADES:	SÓLIDOS		LÍQUIDO	
	4,16	t/m ³	1	t/m ³
% DE SÓLIDOS (PESO):	50,0			
% DE SÓLIDOS (VOLUME):	19,38			
DENSIDADE DE POLPA (t/m ³):	1,6124			
VAZÕES				
PROJETO				
MASSAS (t/h)				
. sólidos	1571,67			
. polpa	3143,34			
. água	1571,67			
VOLUMES (m ³ /h)				
. sólidos	377,81			
. polpa	1949,48			
. água	1571,67			
DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA				
Malha (mm)	% retida simples	% retida acumulada	% passante	Tamanho médio
15	0	0	100,0	0,000
2	0	0	100,0	0,000
1	0	0	100,0	0,000
0,84	0,0483	0,0483	100,0	0,002
0,6	0,2722	0,3205	99,7	0,005
0,42	0,9921	1,3126	98,7	0,009
0,25	2,7243	4,0369	96,0	0,005
0,21	2,3772	6,4141	93,6	0,005
0,15	2,5579	8,972	91,0	0,007
0,105	5,5775	14,5495	85,5	0,013
0,075	14,168	28,7175	71,3	0,024
0,052	38,2499	66,9674	33,0	0,009
0,037	19,1949	86,1623	13,8	0,003
0,025	8,58137	94,74367	5,3	0,001
0,015	3,79601	98,53968	1,5	0,000
0,01	1,010481	99,550161	0,4	0,000
0	0,449839	100	0,0	0,000

2. CÁLCULO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO (LÍQUIDO = ÁGUA)

D80=	0,105	85,50
	0,075	71,30
D50=	0,075	71,30
	0,052	33,00
D20=	0,052	33,00
	0,037	13,80
DMP=	0,083	
D80=	0,093	
D50=	0,062	
D20=	0,042	
Dmax=	0,840	

D80/D20 = 2.2

Se d80/d20 < 2 use tabela 1 ,
Se d80/d20 > 5 use tabela 2 ,
Se 2 < d80/d20 < 5 use tabela 3 .

DIÂMETROS REPRESENTATIVOS DAS PARTÍCULAS E COEFICIENTES DE DURAND-CONDOLIOS

(Concentração Volumétrica) SV =	19,38	0,19379845
DMP=	0,08	
D80=	0,09	
D50=	0,06	
D20=	0,04	
DMAX=	0,84	

M
6,2209E-05

VALOR ADOTADO= 0,8

DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES E VELOCIDADES

DIMENSIONAMENTO DAS LINHAS DE RECALQUE

VAZÃO	(m³/h)	Di cal. (m)	Di nom. (m)	Vc (m/s)	Vt (m/s) (Durand)
PROJETO	1949,48	0,4127	0,4139	4,05	4,02
Diam. (mm)		437,94			Wasp:
Revest. (mm)		12		FL	4,17
				Vt (m/s)	21,00

3. CÁLCULO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO (LÍQUIDO = ÁGUA + FINOS INCORPORADOS < 0.053 mm)

Malha (mm)	% retida simples	% retida acumulada	% passante	Tamanho médio	Massa retida	Massa retida corrigida	% retida Acum.	% passante corrigida
15	0	0,00	100,00	0	0,00	0	0	100
2	0	0,00	100,00	0	0,00	0,00	0	100
1	0	0,00	100,00	0,00044	0,00	0,00	0	100
0.84	0.0483	0,05	99,95	0,00196	0,05	0,05	0,072124646	99,92787535
0.6	0.2722	0,32	99,68	0,00506	0,27	0,32	0,478591076	99,52140892
0.42	0.9921	1,31	98,69	0,00913	0,99	1,31	1,960058178	98,03994182
0.25	2.7243	4,04	95,96	0,00547	2,72	4,04	6,028156984	93,97184302
0.21	2.3772	6,41	93,59	0,0046	2,38	6,41	9,577943895	90,4220561
0.15	2.5579	8,97	91,03	0,00711	2,56	8,97	13,39756359	86,60243641
0.105	5.5775	14,55	85,45	0,01275	5,58	14,55	21,72624292	78,27375708
0.075	14.168	28,72	71,28	0,02429	14,17	28,72	42,88280566	57,11719434
0.052	36.2499	66,97	33,03	0	38,25	66,97	100	0
0.037		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0
0.025		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0
0.015		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0
0.01		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0
0		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0
		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0
		66,97	33,03	0	0,00	66,97	100	0

D80=	0,105	78,27
	0,15	86,60
D50=	0,075	57,12
	0,052	0,00
D20=	0,075	57,12
	0,052	0,00
DMP=	0,071	
D80=	0,114	
D50=	0,072	
D20=	0,060	
Dmax=	0,840	
	D80/D20 =	1,9

Se $d_{80}/d_{20} < 2$ use tabela 1 ,
 Se $d_{80}/d_{20} > 5$ use tabela 2,
 Se $2 < d_{80}/d_{20} < 5$ use tabela 3.

Porcentagem de Finos < 0, 053 mm = 33,03 %

Os cálculos abaixo são realizados para 1 kg de grama de polpa (a esquerda temos os valores ajustados para os finos incorporados no líquido de transporte (heavy liquid), a direita temos para a granulometria original da polpa:

Massa de finos (kg) =	0,165163	Densidade do líquido original (kg/m^3) =	1
Volume de finos (m^3) =	0,040	Massa de líquido original (kg) =	0,5
Massa do sólido sem finos (kg) =	0,334837	Volume de sólidos original (m^3) =	0,120192308
Volume do sólido sem finos (m^3) =	0,080	Volume do líquido original (m^3) =	0,620192308
Massa do Líquido com finos (kg) =	0,665	Volume da mistura original (m^3) =	0,5
Volume do líquido com finos (m^3) =	0,540	Massa da mistura original (kg) =	1
Densidade do líquido com finos (kg/m^3) =	1,232		
Sw' = Concentração em peso sem finos =	33,4837 %		
Sv' = Concentração em volume sem finos =	12,98 %		
FL' = Fator de durand sem finos =	0,84 - determinado conforme as tabelas		

Fator de Viscosidade = 1

DIMENSIONAMENTO DAS LINHAS DE RECALQUE				
VAZÃO	(m^3/h)	Di nom. (m)	Vc (m/s)	Vt (m/s)
PROJETO	1949,48	0,41394	3,69	4,02

DIÂMETROS ADOTADOS:	Polegadas		
	SUCÇÃO=	488,94	mm
	RECALQUE=	437,94	mm
	Revest. (mm)	12	
VELOCIDADE NA SUCÇÃO=	Q projeto=	2,89	m/s

não altera