



UNIVERSIDADE FEDERAL DE OURO PRETO
Escola de Minas - Departamento de Engenharia de Minas
Pós-Graduação *Lato Sensu* em Beneficiamento Mineral



KLEBER MENEZES REIS

DIMENSIONAMENTO DE ESPESSADORES

OURO PRETO (MG)

2010

UNIVERSIDADE FEDERAL DE OURO PRETO

KLEBER MENEZES REIS

DIMENSIONAMENTO DE ESPESSADORES

Monografia apresentada ao Programa de Pós-graduação em Engenharia de Minas da Universidade Federal de Ouro Preto, como requisito para obtenção do título de Especialista em Beneficiamento Mineral.

Orientador: Prof. Dr. José Aurélio Medeiros da Luz;

OURO PRETO (MG)

2010

AGRADECIMENTOS

Agradeço a todos aqueles que de alguma forma contribuíram para realização deste trabalho, mas em especial:

A toda minha família e em especial à minha esposa Marisa Amorim e minha filha Ana Luísa Amorim, pelo incentivo e grande paciência.

A Patrice Mazzoni pelo incentivo e a oportunidade de participar desta Pós graduação.

Ao Professor José Aurélio Medeiros da Luz pela orientação prestada.

Aos professores da UFOP e convidados pelos ensinamentos.

Ao Fabiano Gomes da Silva pela coordenação.

Aos amigos: Alexandre Scheid, Edemir Antônio Viccari, Emanuela Brod, Ivan Miranda, foram muitos momentos de descontração e alegria...."vocês são ótimos!"

RESUMO

Este projeto de pesquisa se concentra em uma revisão bibliográfica de cinco técnicas utilizadas para dimensionamento de espessadores: Mishler, Coe & Clevenger, Kynch, Talmage & Fitch e Roberts.

Futuramente pretende-se viabilizar a utilização de um equipamento piloto (sedimentador contínuo), desenvolvido no Centro de Desenvolvimento Mineral (CDM) da Vale S/A, para dimensionar e otimizar espessadores industriais que normalmente são dimensionados por metodologias tradicionais.

Será utilizado um espessador como referência (espessador de “finos de bauxita” - Usina de Paragominas) onde será coletada a amostra de alimentação para realizar ensaios comparativos entre: as metodologias tradicionais e utilizando o equipamento piloto, ambos chegando a um modelo geométrico de espessador.

Palavras chave : Espessador, dimensionamento.

ABSTRACT

This research project concentrates on a bibliographical revision of five techniques used to scale up and optimize industrial thickener: Mishler, Coe & Clevenger, Kynch, Talmage & Fitch and Roberts.

Hereafter it intends to make possible the use of a pilot equipment (continuous thickener), developed in the Center of Mineral Development (CDM) - Vale S/A, to scale up and to optimize industrial thickener that are usually scaled up by traditional methodologies.

A thickener will be used as reference (thickener's fine of bauxite – "***Paragominas***" Plant) where the feeding sample will be collected and batch test will be done in two different methodologies: the traditional methodology for scale up and the pilot equipment (continuous system), both to achieve a geometric model of thickener.

Keywords: Thickener, scale up.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Espessador contínuo convencional.....	3
Figura 2 – Regiões formadas durante um ensaio de sedimentação.....	4
Figura 3 – Formação de flocos por meio de pontes com a molécula de polímero.....	7
Figura 4 – Adsorção de um polímero catiônico em uma superfície com excesso de carga negativa, mostrando a reversão de carga localizada.....	7
Figura 5 – Croqui de um espessador – Mishler	14
Figura 6 – Croqui de um espessador – Coe e Clevenger	17

LISTA DE GRÁFICOS

Gráfico 1 – Determinação do tempo necessário (t_u) para atingir a concentração de sólidos no <i>underflow</i> – Método Kynch	20
Gráfico 2 – Determinação do tempo necessário (t_u) quando (H_u) estiver acima do ponto de compressão (C).....	22
Gráfico 3 – Determinação do ponto crítico (C), pelo método da bisettriz.....	23
Gráfico 2 – Descontinuidade da curva altura da interface em função do tempo “log-log” – (Roberts).....	25

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Principais características de alguns floculantes e coagulantes mais utilizados (Valadão & Araujo – 1991).....	12
---	-----------

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
2. JUSTIFICATIVA.....	2
3. REFERENCIAL TEÓRICO.....	3
3.1. Espessador Contínuo Convencional – Descrição Geral.....	3
3.2. Mecanismos de Sedimentação.....	4
3.3. Processo de Floculação.....	5
3.4. Fatores que Influenciam na Sedimentação.....	8
3.4.1. Natureza das partículas.....	8
3.4.2. Concentração de sólidos.....	9
3.4.3. Floculação.....	9
3.5. Dimensionamento de Espessadores.....	12
3.5.1. Breve Histórico.....	12
3.5.2. Modelos de dimensionamento.....	12
3.5.3. Modelo Macroscópico de Mishler.....	13
3.5.3.1. Balanço de sólidos.....	14
3.5.3.2. Balanço de água.....	14
3.5.3.3. Vazão de água eliminada pelo espessador.....	15
3.5.3.4. Velocidade de sedimentação dos sólidos.....	15
3.5.3.5. Fluxo de sólidos no espessador.....	16
3.5.3.6. Área unitária.....	16
3.5.4. Modelo Macroscópico de Coe & Clevenger.....	17
3.5.4.1. Balanço de sólidos.....	18
3.5.4.2. Balanço de água.....	18
3.5.4.3. Vazão de água eliminada do volume de controle.....	18
3.5.4.4. Velocidade de sedimentação dos sólidos.....	19
3.5.4.4. Fluxo mássico de sólidos no espessador.....	19
3.5.4.5. Área unitária.....	20
3.5.5. Método de Kynch.....	20
3.5.5.1. Área unitária.....	21
3.5.6. Método de Talmage & Fitch.....	21
3.5.6.1. Fluxo mássico de sólidos no espessador.....	24

3.5.6.2. Área unitária.....	24
3.5.7. Método de Roberts.....	25
3.5.8. Regra dos 3 pés.....	26
3.5.8.1. Cálculo da altura de compressão.....	26
4. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	28
5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	29

1. INTRODUÇÃO

A sedimentação é uma operação unitária muito utilizada pelas empresas de mineração que na maioria das vezes, operam com um processo a úmido e em determinadas etapas, necessitam adequar a concentração da polpa às necessidades do processo.

Esta operação é realizada em equipamentos denominados sedimentadores, que possuem como mecanismo de funcionamento, a separação de fases em uma suspensão cujos constituintes possuem densidades diferentes. A remoção das partículas ocorre pela ação do campo gravitacional, que torna o processo operacionalmente mais simples e de baixo custo.

Os sedimentadores podem ser classificados, dependendo da sua finalidade de utilização, em dois tipos: os espessadores, que possuem como característica a produção de polpa com alta concentração de sólidos; e os clarificadores, que se caracterizam por produzir polpas com baixa concentração de sólidos tendo como produto principal, a fase líquida.

Industrialmente, os sedimentadores são largamente utilizados para as seguintes finalidades: i) obtenção de polpas com concentração de sólidos adequada para atender uma operação unitária subsequente; ii) clarificação com o objetivo de recuperar água para o processo; iii) espessamento de rejeitos objetivando descarte mais eficiente para o meio ambiente.

A grande utilização destes equipamentos desperta um interesse de pesquisa no estudo do dimensionamento e otimização, com o objetivo de melhorar a eficiência nos processos produtivos minimizando os custos operacionais.

Tanto o dimensionamento quanto a otimização, tem como base os dados gerados nos ensaios de bancada que visam mostrar o comportamento do sólido existente na suspensão durante o processo de sedimentação.

2. JUSTIFICATIVA

O dimensionamento e ou otimização parte de dados gerados em ensaios estáticos passíveis de algumas influências, principalmente as relacionadas ao fator humano, que podem afetar a confiabilidade e consequentemente comprometer o dimensionamento do sedimentador, dentre elas pode-se destacar: i) a homogeneidade na distribuição da suspensão entre os diversos ensaios; ii) a dosagem de produtos químicos; iii) a garantia da mesma agitação de floculação que interfere diretamente no tamanho do floco; iv) interpretação das interfaces pelo executante.

É importante ressaltar que o dimensionamento é feito para um equipamento que irá operar em regime contínuo e que os dados são gerados a partir de um ensaio estático, trata-se então de uma extrapolação (**scale up**) do ensaio de bancada onde é necessária a utilização de fatores para correção ao projeto.

A possibilidade de utilização de um ensaio cuja alimentação da suspensão a ser espessada e a dosagem de reagente fosse feita de forma contínua poderia minimizar essas influências aumentando a confiabilidade dos dados, além de propiciar um ensaio mais próximo da realidade.

O que o presente projeto propôs foi a utilização de um equipamento desenvolvido pra ensaios pilotos, operando com fluxos contínuos gerando dados que possam ser utilizados para o dimensionamento e otimização.

3. REFERENCIAL TEÓRICO

3.1. Espessador Contínuo Convencional – Descrição Geral

O espessador contínuo convencional é constituído por um tanque que é alimentado através de um sistema de calha que desagua em um anel cilíndrico (**feedwell**) localizado no centro. Este anel, que possui uma parte imersa na superfície do fluido clarificado tem a função de direcionar o fluxo da suspensão para o sentido vertical e evitar turbulências na superfície.

Em toda extensão lateral, existe uma calha coletora do fluxo clarificado (**overflow**) e no fundo localiza-se a saída do fluxo adensado (**underflow**), sustentado por um eixo vertical acionado por um sistema de redutores. Estes raspadores direcionam os sólidos para a saída central, expulsando a fase líquida presa entre as partículas sedimentadas. A figura 1 mostra um desenho esquemático do espessador.

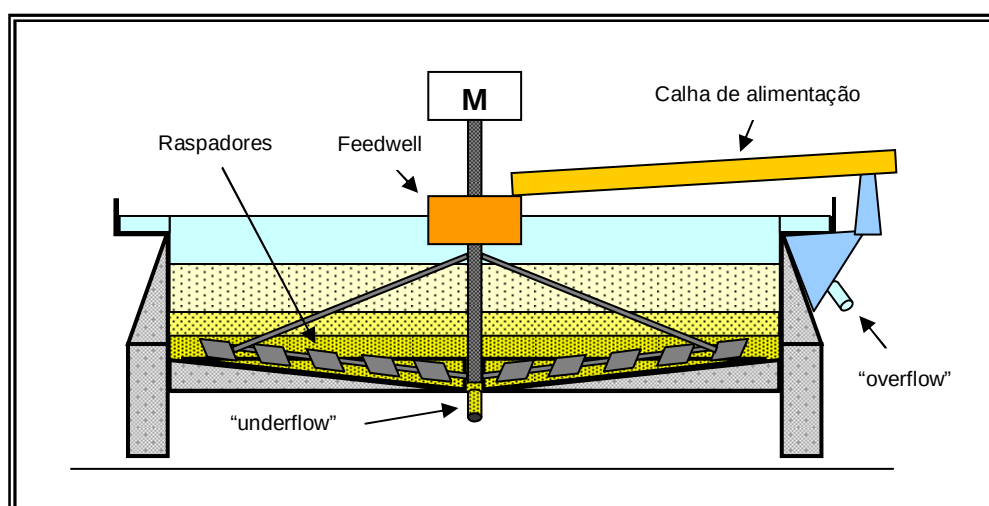


Figura 1 – Espessador contínuo convencional

3.2. Mecanismos de Sedimentação

Durante os ensaios de sedimentação em proveta, principalmente nas sedimentações forçadas, podemos observar nitidamente o deslocamento da interface sólido/líquido ao longo do tempo e a formação de quatro regiões distintas conforme figura 2.

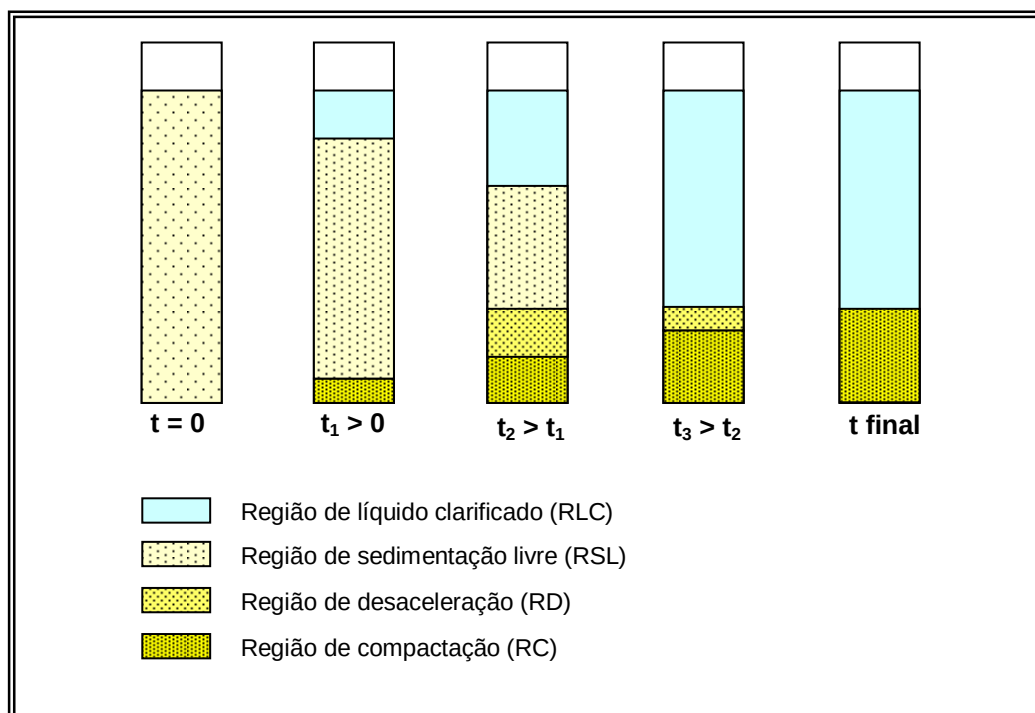


Figura 2 – Regiões formadas durante um ensaio de sedimentação.

No instante $t = 0$, a concentração de sólidos é uniforme em todos os pontos ao longo da proveta devido à homogeneização da suspensão, depois de cessada a agitação, é iniciada a contagem do tempo marcando o início do processo de sedimentação.

No instante t_1 , as partículas maiores e mais pesadas começam a sedimentar dando início a formação da região de compactação (RC), enquanto as partículas menores e, portanto mais leves, sedimentam em velocidade inferior às anteriores formando a região de sedimentação livre (RSL), em consequência desta sedimentação estratificada, surge a região de líquido clarificado (RLC).

No instante t_2 , pode-se perceber a formação de uma quarta região (RD) denominada por região de desaceleração (formada devido aos efeitos da elevação da

concentração dos sólidos) e a ocorrência de variações significativas nas alturas das quatro regiões simultaneamente, ou seja, um aumento das regiões de compactação, desaceleração e clarificação enquanto a região de sedimentação livre diminui a sua altura.

Com o passar do tempo, em t_3 , chega-se a uma condição em que ocorre o desaparecimento da região de sedimentação livre e a diminuição da região de desaceleração indo de encontro à região de compactação, permanecendo somente a região de líquido clarificado e a região de compactação. A partir deste instante, t_{final} , o processo de sedimentação ocorre muito lentamente.

Esta etapa é caracterizada pela compressão dos sólidos e a expulsão do líquido existente entre as partículas sedimentadas anteriormente para a região de líquido clarificado, atingindo a concentração máxima de sólidos na região de compactação.

3.3. Processo de Floculação

Existem situações em que dependendo das características físico-químicas do minério e da distribuição granulométrica, a sedimentação ocorre de forma natural e satisfatória ao processo, em contrapartida, existem casos em que é necessária a utilização da sedimentação forçada, ou seja, a utilização de produtos químicos (floculantes, coagulantes, tensoativos) para aglomeração das micro-partículas tornando-as maiores e com massa suficiente para sofrerem a ação do campo gravitacional, atendendo desta forma as necessidades do processo.

Estas partículas menores são chamadas de coloides e possuem tamanho entre 1 μ m e 1nm, devido a este tamanho, elas passam a sofrer secundariamente a ação do campo gravitacional e em relação a outras forças, conforme citação a seguir:

“[...] À medida que o tamanho da partícula diminui, as forças de natureza física, como a da gravidade, tornam-se desprezíveis, enquanto as chamadas forças de superfície (forças estruturais, ou interações coloidais) crescem de importância e passam a determinar o comportamento dos sistemas coloidais (estabilidade, estrutura e reologia) [...]”. Luz, Sampaio e Almeida (apud Baltar, 2004, p.498).

Para solucionar esse problema, ou seja, tornar as partículas maiores e mais pesadas possibilitando assim que ocorra a sedimentação, pode-se utilizar três alternativas para agregação das partículas, a coagulação, aglomeração e a floculação.

A coagulação consiste, na atração natural de uma partícula pela outra devido a existência de cargas contrárias em suas superfícies, ou, quando estas cargas são iguais, se faz necessária a utilização de produtos químicos para desestabilização da superfície tornando-as atrativas entre si, estas cargas são formadas conforme citado por Luz, Sampaio e Almeida. “[...] Uma partícula mineral, em suspensão aquosa, adquire uma carga elétrica superficial como resultado das interações entre as espécies iônicas presentes na superfície e as moléculas de água. [...]”. (apud Baltar, 2004, p.499).

A aglomeração tem como o princípio básico a utilização de um líquido imiscível que misturado à suspensão, ocorrerá a formação de bolhas de ar que irão aglomerar os colóides, uma das principais características necessária para que ocorra a formação do aglomerado é que a partícula seja naturalmente hidrofóbica. A hidrofobicidade pode ser definida conforme:

“[...] A propriedade de determinadas espécies minerais capturarem bolhas de ar no seio da polpa é designada por hidrofobicidade, e exprime a tendência dessa espécie mineral ter maior afinidade pela fase gasosa que pela fase líquida. [...]”. Luz, Sampaio e Almeida (apud Chaves, 2004, p.411).

A floculação resulta da utilização de polímeros de alta massa molecular que, dosados na suspensão, irão provocar uma desestabilização da suspensão, surgindo uma reação em cadeia de atração entre os colóides tornando-os mais pesados e com água retida em seu interior.

Segundo Luz, Sampaio e Almeida “[...] A formação dos flocos ocorre por meio de dois mecanismos principais: a floculação por ponte (**bridging flocculation**) e a floculação por reversão localizada de carga (**patch flocculation**). [...]”.(apud Baltar, 2004, p.518).

A floculação por pontes (figura 3) ocorre quando se utiliza polímeros de alta massa molecular não iônico ou com carga elétrica do mesmo sinal da superfície do mineral, a partir daí, o processo de crescimento do floco pode ser descrito conforme a seguir:

“[...] O restante da cadeia polimérica estende-se em forma de alças e caldas a partir da superfície, de modo a possibilitar o contato e adsorção em outras partículas, dando origem a formação de agregados que, por sua vez, tendem a unir-se em agregados maiores que podem conter centenas ou mesmo milhares de partículas individuais.[...]”. Luz, Sampaio e Almeida (apud Vreugde, 1975, p.518).

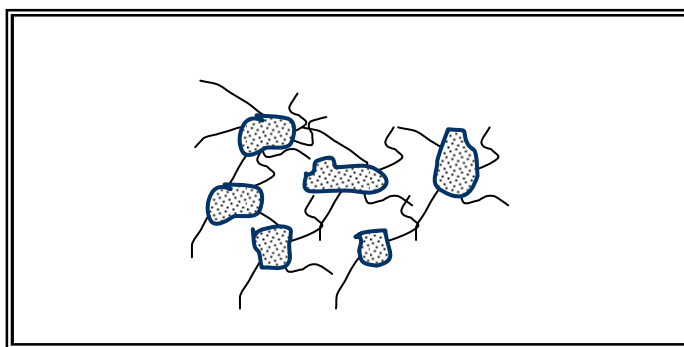


Figura 3 – Formação de flocos por meio de pontes com a molécula de polímero

A floculação por reversão de carga é o processo contrário ao da floculação por pontes, neste caso é utilizado um polímero de médio ou baixa massa molecular e tem carga elétrica oposta a superfície da partícula, devido a isso, ocorre o espalhamento do polímero, revertendo a carga elétrica na superfície de adsorção, desta forma a superfície da partícula terá uma heterogeneidade de cargas, conforme mostrado na figura 4.

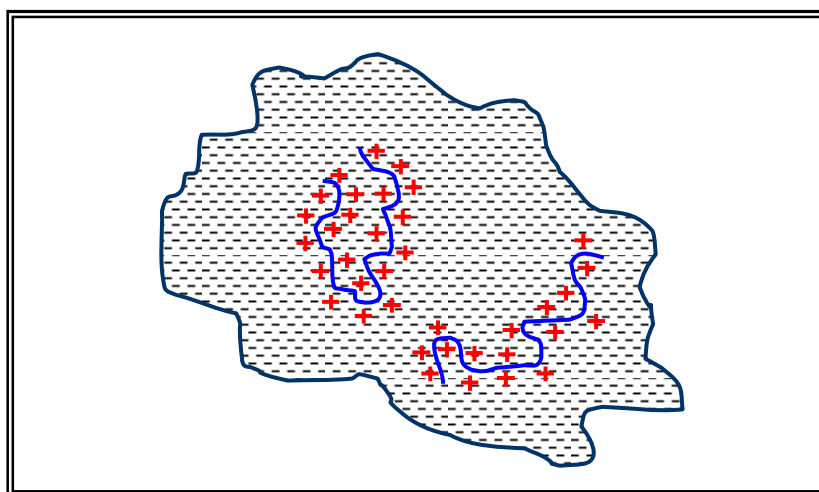


Figura 4 – Adsorção de um polímero catiônico em uma superfície com excesso de carga negativa, mostrando a reversão de carga localizada.

3.4. Fatores que Influenciam na Sedimentação

3.4.1. Natureza das partículas

A forma física apresentada por uma partícula em uma suspensão, pode ter sua origem conforme a seguir:

“[...] A granulometria aparente de um minério em dado ponto da usina é decorrente de fatores intrínsecos à sua natureza ou à sua gênese (como clivagem dos minerais, intemperismo, fraturamento) e de fatores extrínsecos (desmonte, cominuição, classificação e estado de agregação) [...]” Luz & Araujo (1991).

Normalmente a forma da partícula influencia a **performance** do processo, ou seja, quanto maior for a variação da forma da partícula em relação a uma esfera considerada, pior será a eficiência do processo.

É de se esperar que partículas com formas arredondadas se sedimentem com maior velocidade que as partículas de mesmo peso com formas irregulares, o mesmo ocorre com partículas com diâmetro maior em relação às mais finas.

O uso do processo de floculação nestes casos é de grande importância para compensar este efeito de formato e tamanho da partícula conforme descrito a seguir:

“[...] Uma alternativa para fazer face às irregularidades e ao pequeno diâmetro de partículas é a floculação, que promove a aglomeração das partículas resultando em unidades maiores e com forma mais aproximada da esférica, implementando melhorias às características de sedimentação da suspensão. [...]”. Luz, Sampaio e Almeida (apud França & Massarani, 2004, p.582).

A granulometria do minério submetido às diversas operações do processamento industrial é um parâmetro de grande importância em várias circunstâncias, por seus efeitos ligados a eficiência tecnológica do processo quanto na sua economicidade. Segundo Luz e Araújo (1991) “[...] Os minerais na faixa de granulometria fina costumam responder mal aos processos usuais de separação sólido/sólido e sólido/líquido. [...]”.

Devido a esta interferência, se faz necessário um controle nos processos de cominuição e classificação com o objetivo de manter o minério em uma faixa adequada de tamanho sem comprometer a eficiência do processo tecnológico em si.

3.4.2. Concentração de sólidos

A concentração das partículas na suspensão interfere diretamente na velocidade de sedimentação. A relação existente entre sólido e área de espessamento mostra que quanto maior for a concentração de sólidos maior será a “competição” entre as partículas para se sedimentarem.

Esta concentração de partículas origina o fenômeno da sedimentação estorvada conforme a seguir:

“[...] Suspensões muito concentradas apresentam características de sedimentação bem diferentes das observadas na sedimentação de uma partícula isolada, devido ao efeito da concentração. Esse efeito origina o fenômeno da sedimentação impedida, fazendo com que a taxa de sedimentação deixe de ser constante para se tornar decrescente. [...]”.
Luz, Sampaio e Almeida (apud França & Massarani, 2004, p.582).

Portanto, a concentração de sólidos tem relação direta com a área de espessamento, ou seja, quanto maior a concentração de sólidos maior deverá ser a área para minimizar o efeito deste fator.

3.4.3. Flocculação

Esta etapa do processo é bastante relevante quanto ao aspecto de eficiência no espessamento. Suspensões flocculadas apresentam características diferentes das suspensões de partículas, uma delas é a velocidade de sedimentação maior que a da suspensão original, devido a grande quantidade de água aprisionada nos interstícios dos flocos. Em contrapartida, as concentrações de sólidos no “*underflow*” tendem a ser menores devido ao volume ocupado pelo floco na região de compactação.

Para uma boa eficiência do processo de floculação, deve-se levar em consideração alguns parâmetros como velocidade de sedimentação, turbidez do sobrenadante, compressibilidade do sedimentado, formação e resistência do floco.

Segundo Luz, Sampaio e Almeida. “[...] Não se deve avaliar um processo de floculação com base em um único parâmetro. As condições operacionais ótimas mudam conforme o parâmetro considerado. [...]”. (apud Baltar, 2004, p.521).

Isto quer dizer que a dosagem de floculante que proporciona a melhor velocidade de sedimentação pode não ser a que irá proporcionar a melhor clarificação. Para encontrar a dosagem ideal, deve-se realizar um estudo inicial levando-se em conta a eficiência do processo e os custos envolvidos.

A formação dos flocos é influenciada pela agitação do meio (suspensão/floculante), que se for excessiva pode haver tendência à quebra do floco. Na preparação da solução de floculante, se a agitação for muito intensa, pode ocorrer a quebra da cadeia molecular, afetando a eficiência do floculante conforme explicado a seguir:

“[...] O sistema hidrodinâmico tem a função de promover e intensificar a colisões (entre floculante e partícula). No entanto a partir de uma determinada velocidade crítica, característica de cada sistema, as forças de cisalhamento resultantes da agitação promovem a quebra dos flocos formados. A facilidade com que os flocos são quebrados aumenta significativamente com o tamanho. Isso significa que a velocidade crítica diminui à medida que o agregado cresce. [...]”. Luz, Sampaio e Almeida (apud Baltar, 2004, p.503).

A escolha do tipo de floculante (aniônico, catiônico ou não aniônico) e a concentração de preparo é normalmente obtida empiricamente conforme citado a seguir:

“[...] No caso específico de floculantes derivados de poliacrilamida é aconselhável testar-se os três tipos: aniônico, catiônico e não aniônico. Normalmente um deles apresenta melhor resultado que os outros. A mistura de tipos também pode ser considerada. [...]” Valadão, Araújo e Andrade (1991).

A tabela 1, a seguir mostra as principais características dos coagulantes e floculantes mais comuns.

Tabela 1 – Principais características de alguns floculantes e coagulantes mais utilizados (Valadão & Araujo – 1991)

Floculantes	Concentração típica (mg/L)	Operação Faixa de pH	Faixa ótima de pH
Poliacrilamida Não Iônica	1 – 30	0 – 12	-
Poliacrilamida Aniônica	1 – 30	5,5 – 11	-
Poliacrilamida Catiônica	1 – 30	4 – 12	5 – 9
Óxido de Polietileno	1 – 100	3 – 11	-
Amido	5 – 200	2 – 10	-
Coagulantes			
Cal	500 – 2000	5 – 13	10 – 12
Sulfato de Alumínio	15	5,5 – 7,5	5,9 – 6,1
Sulfato Férrico	5 – 150	4,5 – 8,0	5,6 – 5,7
Sulfato Ferroso	200	> 9,5	-

O pH tem grande influência principalmente no processo de ionização da molécula do polímero e a carga da superfície mineral, é o responsável para o estabelecimento das ligações de hidrogênio, principal mecanismo de adsorção dos polímeros.

3.5. Dimensionamento de Espessadores.

3.5.1. Breve histórico

O espessamento utilizado hoje em um processo contínuo, foi desenvolvido ao longo dos anos dentro da área de tecnologia mineral. O primeiro espessador com área maior, dotado de mecanismo para direcionamento dos sólidos sedimentados até uma única saída, foi construído por volta de 1905, segundo Valadão, Araújo e Andrade (1991. p10.).

Os antigos espessadores constituíam-se de tanques cilíndricos que eram alimentados com polpas diluídas (suspensões) até que um “**overflow**” claro não fosse mais obtido. A alimentação era então interrompida, aguardava-se a completa sedimentação, drenava-se o líquido clarificado e removia-se o sólido sedimentado. Com a evolução da tecnologia mineral, os novos processos passaram a requerer equipamentos mais eficientes e com baixo custo operacional, despertando o interesse de especialistas da época para o desenvolvimento de ensaios com o objetivo de entender o processo e gerar dados para dimensionamento.

3.5.2. Modelos de dimensionamento

A questão do dimensionamento é basicamente, prever para uma determinada polpa (suspensão) e condições operacionais, a configuração de área e profundidade que melhor atenderá as necessidades do processo.

Na maioria dos casos são utilizados ensaios de sedimentação em proveta (ensaios batch) para o dimensionamento e otimização dos sedimentadores, onde são gerados os dados para o desenvolvimento do cálculo da altura e da seção transversal (diâmetro) do equipamento.

Embora não sejam perfeitos, nem aplicáveis a todas situações, os equipamentos de sedimentação há anos vêm sendo dimensionados com bons resultados através dos modelos existentes. Para compensar esta imperfeição são utilizados alguns fatores conforme a seguir:

“[...] Os modelos em geral usam “fatores de eficiência”, “fatores de segurança”, ou “regras” empíricas, desenvolvidas através da experiência, de tal sorte que dificilmente ocorrem sub-dimensionamentos, que não permitam a obtenção dos produtos desejados, ou o super-dimensionamento, que implicaria em custos elevados e o consequente desperdício de recursos[...]”. Valadão, Araújo e Andrade (apud Simonsen & Almeida, 1991, p.145.).

O ensaio de sedimentação em bancada, consiste na homogeneização de uma suspensão (sólido/líquido) colocada em uma proveta que depois de cessada a agitação, inicia-se a contagem do tempo e a leitura das interfaces formadas, que vão se deslocando no sentido vertical ao longo do tempo. Caso seja necessária a adição de flocculantes, este é dosado logo após a homogeneização, e em seguida se faz uma agitação mais lenta com o objetivo de promover a formação dos flocos.

Os dados gerados neste ensaio são utilizados para a construção da curva de sedimentação com o objetivo de mostrar: i) o comportamento da interface com o tempo; ii) o tempo de residência necessário para obtenção da concentração de sólidos no espessado; iii) velocidade de sedimentação; iv) a razão de concentração entre a alimentação e espessado, dentre outros, necessários ao dimensionamento.

3.5.3. Modelo macroscópico de Mishler

Para melhor entendimento do modelo em questão, isola-se o espessador no fluxograma de processo produtivo passando a ser considerado como um sistema dotado de uma entrada (alimentação) e duas saídas (“*underflow*” e “*overflow*”). A figura 5 mostra o espessador com as respectivas entradas e saídas.

Considerando que o sistema mostrado no croqui abaixo está em equilíbrio, podemos dizer que a soma dos fluxos de massas nas saídas é igual ao fluxo de massa de entrada (alimentação). Baseando neste princípio, podemos desenvolver um balanço de massa para os sólidos e para a fase líquida.

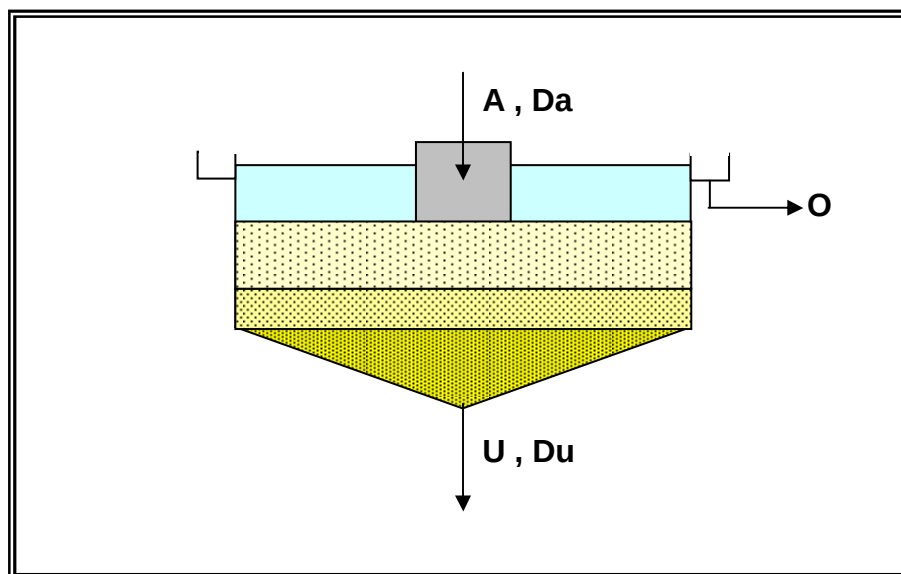


Figura 5 – Croqui de um espessador - Mishler

Onde:

A – Taxa de sólidos na alimentação – t/h;

D_a – Diluição da alimentação – t/t (água/sólido);

U – Taxa de sólidos na descarga (“**underflow**”) – t/h;

D_u – Diluição da descarga – t/t (água/sólido);

O – Vazão de água no “**overflow**” – m³/h.

3.5.3.1. Balanço de sólidos

Considerando o sistema em equilíbrio, podemos dizer que a vazão mássica de sólidos na alimentação (base seca) (A) é igual à vazão mássica de sólidos no “**underflow**” (base seca) (U), então :

$$A = U \quad [\text{Eq.1}]$$

3.5.3.2. Balanço de água

A vazão mássica de água que sai no “**overflow**” (O), é igual a vazão mássica de água que entra na alimentação menos a vazão mássica de água que sai no “**underflow**”,

sendo respectivamente D_a e D_u as diluições existentes na alimentação e no “**underflow**” temos que:

$$AD_a = UD_u + O \Rightarrow O = AD_a - UD_u$$

Sendo $A=U$ e $O = AD_a - UD_u$ substituindo A por U tem-se:

$$O = A(D_a - D_u) \quad [\text{Eq.2}]$$

3.5.3.3. Vazão de água eliminada pelo espessador

Sendo (f) a densidade da fase líquida e (O) a vazão mássica de água no “**overflow**” tem-se que a vazão volumétrica de água no “**overflow**” (Q_o) será:

$Q_o = \frac{O}{f}$ como a vazão mássica de água no “**overflow**” (O) e dada pela equação

$$O = A(D_a - D_u) \quad \text{então :} \quad Q_o = \frac{A(D_a - D_u)}{f} \quad [\text{Eq.3}]$$

3.5.3.4. Velocidade de sedimentação dos sólidos

Para que o espessador opere com máxima eficiência, segundo Mishler, Araújo e Andrade “[...] a velocidade ascensional do fluxo de água (eliminada pelo espessador) tem que ser igual à velocidade de sedimentação dos sólidos. [...]”. (apud Valadão e colaboradores, 1991, p.26.)

Sendo (V_s) a velocidade de sedimentação dos sólidos no interior do espessador, (V_f) a velocidade do fluxo ascensional e como a velocidade de sedimentação é a razão entre a vazão volumétrica (Q_o) e a área transversal (S) do espessador matematicamente podemos dizer que:

$$V_f = V_s = \frac{Q_o}{S} \quad \text{como} \quad Q_o = \frac{A(D_a - D_u)}{f} \quad \text{então:}$$

$$V_s = \frac{A(D_a - D_u)}{S \times f} \quad [\text{Eq.4}]$$

3.5.3.5. Fluxo de sólidos no espessador

O fluxo mássico de sólidos no espessador (G) varia em função da quantidade de sólidos que é alimentada no espessador por unidade de tempo, é a razão entre a taxa mássica da alimentação (A) e a área transversal do espessador (S), portanto a fluxo mássico será:

$$G = \frac{A}{S} \quad [\text{Eq.5}]$$

Isolando-se (S) na equação $V_s = \frac{A(D_a - D_u)}{S \times f}$ tem-se que a área será :

$$S = \frac{A(D_a - D_u)}{V_s \times f} \quad [\text{Eq.6}]$$

Substituindo (S) em (G) ter-se-á que o fluxo mássico será:

$$G = \frac{A}{\frac{A(D_a - D_u)}{V_s \times f}} \Rightarrow \frac{A(V_s \times f)}{A(D_a - D_u)} \quad \therefore$$

$$G = \frac{V_s \times f}{D_a - D_u} \quad [\text{Eq.7}]$$

3.5.3.6. Área unitária

A área unitária (AU_0) tem o princípio inverso da vazão mássica de sólidos (G), ou seja é a razão entre a área transversal do espessador (S) e a taxa mássica da alimentação (A), portanto a área unitária será dada por:

$$AU_0 = \frac{1}{G} = \frac{S}{A} = \frac{D_a - D_u}{V_s \times f} \Rightarrow \frac{S}{A} = \frac{D_a - D_u}{V_s \times f} \Rightarrow S = \frac{A(D_a - D_u)}{V_s \times f}$$

$$S = \frac{1}{f} \frac{A(D_a - D_u)}{V_s} \quad \therefore \quad AU_0 = \frac{D_a - D_u}{V_s \times f} \quad [\text{Eq.8}]$$

3.5.4. Modelo macroscópico de Coe e Clevenger

Este modelo compara a velocidade de ascensão do líquido no espessador com a velocidade de sedimentação da interface da polpa, a figura 6 ilustra este modelo.

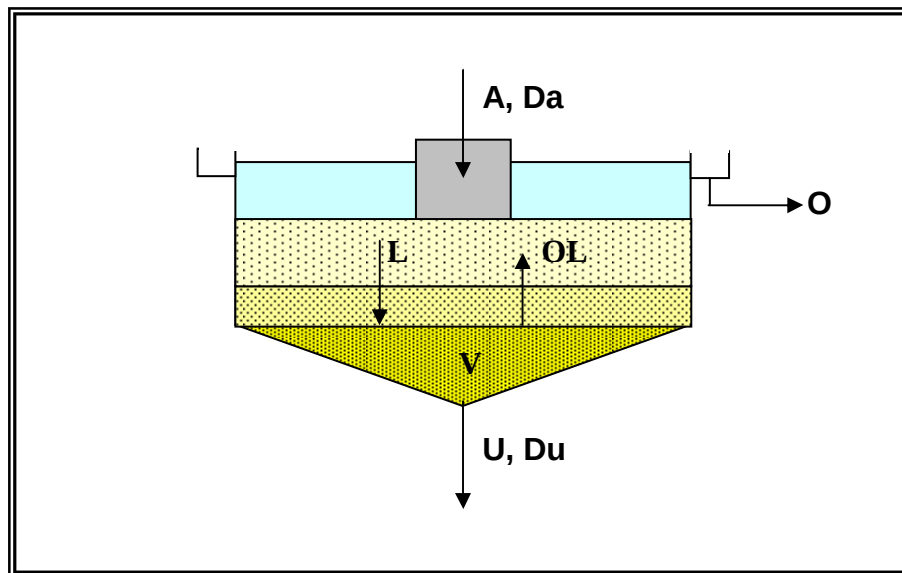


Figura 6 – Croqui de um espessador – Coe e Clevenger

Neste modelo, há a introdução do termo de volume de controle (V) e o nível arbitrário de sólidos (L).

Onde:

A – Taxa de sólidos na alimentação – t/h;

D_a – Diluição da alimentação – t/t (água/sólido);

U – Taxa de sólidos na descarga (“*underflow*”) – t/h;

D_u – Diluição da descarga – t/t (água/sólido);

O – Vazão de água no “**overflow**” – m^3/h .

L – Nível de sólidos – m;

V – Volume de controle – m^3 ;

OL – Fluxo mássico de água – m^3/h

3.5.4.1. Balanço de sólidos

Considerando o sistema contínuo em equilíbrio, o nível de sólidos (L) na zona de compactação será igual ao fluxo mássico de sólidos no “**underflow**” (U) e a taxa de sólidos na alimentação (A), mostrado na equação a seguir:

$$L = U = A \quad [\text{Eq.9}]$$

3.5.4.2. Balanço de água

A vazão mássica de água no nível (L), e igual a vazão mássica de água (O_L) ascendente neste nível mais a vazão mássica de água no “**underflow**”, considerando (D_L) e (D_u) as diluições dos sólidos no nível (L) e “**underflow**” respectivamente, teremos:

$$LD_L = O_L + UD_u \quad O_L = LD_L - UD_u$$

Como $L = U = A$, substituindo (L) e (U) por (A) teremos:

$$O_L = AD_L - AD_u \quad \therefore \quad O_L = A(D_L - D_u) \quad [\text{Eq.10}]$$

3.5.4.3. Vazão de água eliminada do volume de controle

Sendo (f) a densidade da fase líquida, (Q_L) e (O_L) a vazão volumétrica e a vazão mássica de água respectivamente, que saem do volume de controle, resulta:

$$Q_L = \frac{O_L}{f} \quad \text{então:} \quad Q_L = \frac{A(D_L - D_u)}{f} \quad [\text{Eq.11}]$$

3.5.4.4. Velocidade de sedimentação dos sólidos

Conforme explicado anteriormente, a velocidade do fluxo volumétrico de sólido (V_s) que entra deve ser igual a velocidade do fluxo volumétrico de água ascendente que sai do volume de controle.

A velocidade de saída da água eliminada do volume de controle (V_f) e dada pela razão entre a vazão volumétrica (Q_L) e a área da seção transversal do espessador (S), conforme a seguir:

$$V_f = \frac{Q_L}{S} \quad \therefore \quad V_f = \frac{A(D_L - D_u)}{f \times S}$$

Como $V_s = V_f$ temos que:

$$V_s = \frac{A(D_L - D_u)}{f \times S} \quad [\text{Eq.12}]$$

3.5.4.5. Fluxo mássico de sólidos no espessador

Como fluxo mássico de sólidos no espessador (G) é a razão entre o fluxo mássico de sólidos por unidade de tempo que entra na alimentação (A) e a área da seção transversal do espessador (S) pode-se calcular a área através do desenvolvimento a seguir:

$$\text{Sendo } V_s = \frac{A(D_L - D_u)}{f \times S} \quad \text{então:} \quad S = \frac{A(D_L - D_u)}{V_s \times f}$$

Como $G = \frac{A}{S}$ substituindo (S) teremos:

$$G = \frac{V_s \times f}{D_L - D_u} \quad [\text{Eq.13}]$$

3.5.4.6. Área unitária

Conforme explicado anteriormente, a área unitária (AU_0) é o inverso do fluxo mássico de sólidos então ela pode ser deduzida por:

$$AU_0 = \frac{1}{G} = \frac{D_L - D_u}{V_s \times f} \times 1,30 \quad \therefore$$

$$AU_0 = \frac{D_L - D_u}{V_s \times f} \times 1,30 \quad \text{para} \quad V_s > 0. \quad [\text{Eq.14}]$$

3.5.5. Método de Kynch

O método de Kynch é similar ao método desenvolvido por Coe e Clevenger, tendo como diferença a utilização de um único ensaio em batelada para obtenção dos dados para o dimensionamento. O gráfico 1, mostra o desenvolvimento feito por “Kynch” para determinação do ponto crítico de compressão.

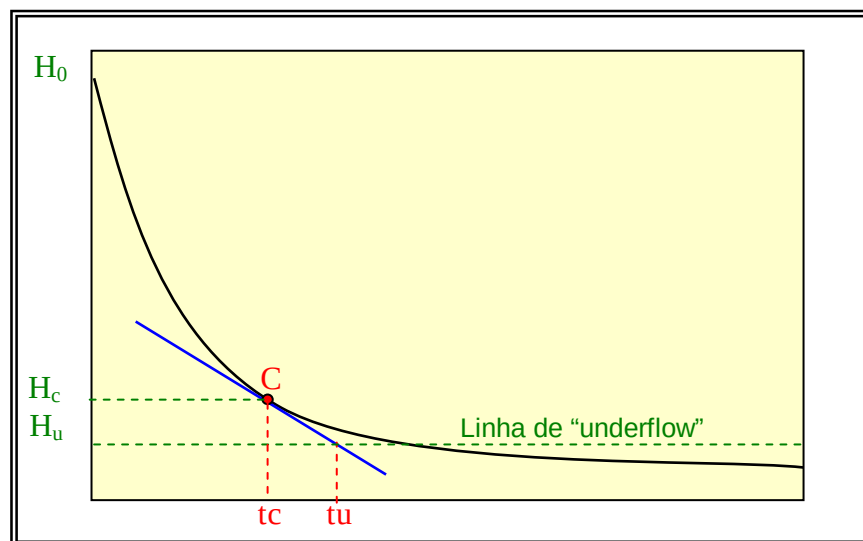


Gráfico 1 – Determinação do tempo necessário (t_u) para atingir a concentração de sólidos no “underflow” – Método Kynch

Este método utiliza o tempo sedimentação necessário para atingir a concentração de sólidos desejada no “**underflow**” do espessador, através da interpretação gráfica dos dados gerados no ensaio, sendo o tempo distribuído na abscissa e a altura da interface na ordenada, o tempo é então determinado pela interseção da tangente no ponto crítico de compressão (**C**) que é prolongada até a linha de “**underflow**” onde será determinado o tempo (**tu**) pela abscissa. O gráfico 1 mostra o desenvolvimento do processo.

3.5.5.1. Área unitária

A área é calculada pela equação:

$$AU_0 = \frac{tu}{C_0 \times H_0} \quad [\text{Eq.15}]$$

Onde:

AU₀ = Área unitária – (m²/t/dia)

tu = Tempo necessário para atingir a concentração de sólidos desejada – (dias)

H₀ = Altura inicial da interface – (m)

C₀ = Concentração de sólidos inicial – (g/L)

A dificuldade apresentada por este método é a determinação do ponto de compressão e segundo Simonsen & Almeida (1991) “[...] Eventualmente este método pode subestimar o fluxo de sólidos no espessador, levando ao super dimensionamento da área requerida. [...]”.

Como o método Coe e Clevenger, o fator de escalonamento (**scale up**) para este método também é de 1,3 (valor de extrapolação do ensaio de bancada para o industrial).

3.5.6. Método de Talmage & Fitch.

Este método tem com base o método de Kynch, podemos dizer que se trata de uma evolução do método. Partindo-se do primeiro período de decréscimo da velocidade

de sedimentação em um ensaio “batch”, determina-se a zona crítica através de métodos gráficos.

Após execução dos ensaios em batelada e coleta dos dados, plota-se a curva tempo **versus** altura da interface. De posse da concentração de sólidos desejada para o “**underflow**” (C_u), calcula-se a altura da interface correspondente (H_u) através da equação:

$$H_u = \frac{C_0 \times H_0}{C_u} \quad [\text{Eq.16}]$$

Onde:

C_0 = Concentração de sólidos inicial – (g/L)

H_0 = Altura inicial de polpa – (m)

C_u = Concentração de sólidos desejada para o “**underflow**” – (g/L)

Para o método em questão, deve-se tomar o cuidado de observar a altura da interface (H_u) em relação ao ponto de compressão, se (H_u) estiver acima do ponto de compressão, (t_u) será lido diretamente na curva de sedimentação no ponto correspondente a (H_u) conforme o gráfico 2 .

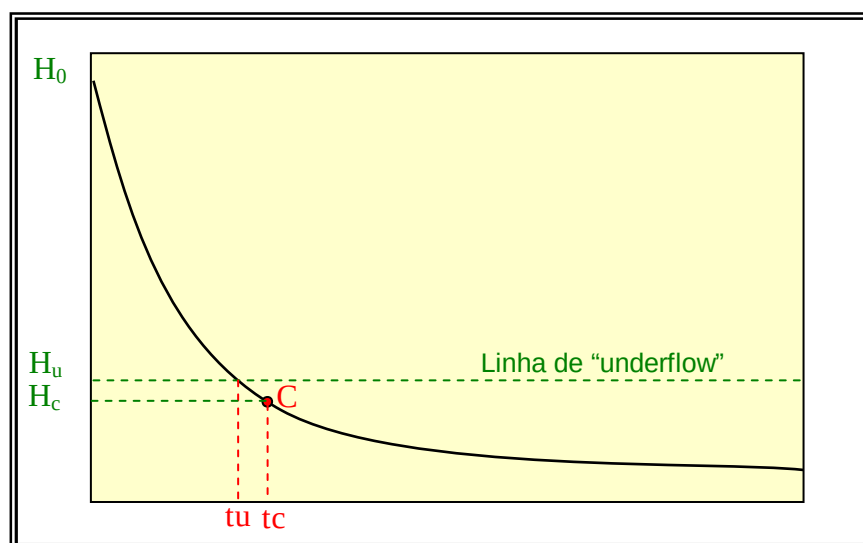


Gráfico 2 – Determinação do tempo necessário (t_u) quando (H_u) estiver acima do ponto de compressão (C).

Se (H_u) estiver abaixo do ponto de compressão(C), (t_u) será lido conforme descrito no método de Kynch.

Para determinar o ponto crítico(C) com melhor precisão, Talmage & Fitch publicaram um processo que melhor se adapta a determinação deste ponto. Interpretando a curva de sedimentação, pode-se afirmar que, no início do ensaio, a curva é caracterizada pela sedimentação livre, com velocidade quase constante e no final do ensaio, quando as concentrações de sólidos são elevadas e as velocidades mais baixas, porém se mantendo constante. O processo descrito por Talmage & Fitch sugere-se que seja traçada uma tangente a essas duas partes da curva de sedimentação, uma partindo do início do ensaio(A) e a outra do final do ensaio(B).

As duas tangentes são prolongadas até que se interceptem originando um ponto, a partir deste ponto, traça-se então a bissetriz(D) do ângulo formado entre as duas retas tangentes indo em direção à curva de sedimentação, a interseção desta bissetriz com a curva de sedimentação dá uma estimativa do ponto crítico(C). Determinado o ponto(C). Traça-se então outra reta tangente(E) a este ponto prolongando-a até a linha de “**underflow**” onde será determinado o tempo (t_u) pela abscissa. O gráfico 3 mostra o desenvolvimento do processo.

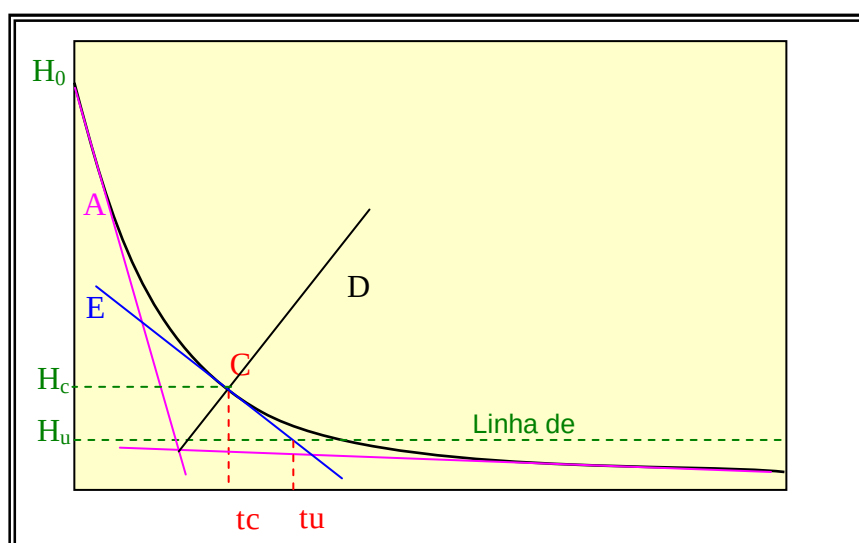


Gráfico 3 – Determinação do ponto crítico (C), pelo método da bissetriz.

3.5.6.1. Fluxo mássico de sólidos no espessador

O Fluxo de sólido que atravessa o espessador e calculado pela equação:

$$G = \frac{W}{1,2 \times K \times tu} \quad [\text{Eq.17}]$$

Onde:

G = Fluxo de sólidos que atravessa o espessador – (t/m²/hora)

1,2 = Constante referente ao fator de segurança de 20%

W = Massa de sólidos na proveta – (t)

K = Fator de conversão da leitura da interface da proveta em distancia – (mL/m)

tu = Tempo determinado no gráfico – (h)

3.5.6.2. Área unitária

A área unitária (**AU₀**), é o inverso da taxa de fluxo (**G**) conforme a equação a seguir:

$$AU_0 = \frac{1,2 \times K \times tu}{W \times 1440} \quad [\text{Eq.18}]$$

3.5.7. Método de Roberts.

Em muitas situações a determinação do ponto crítico (início da zona de compressão) é de difícil determinação, Roberts desenvolveu um método que evidencia e caracteriza este ponto através da construção do gráfico (Z **versus**) traçado em escala monologarítmica conforme o gráfico 4.

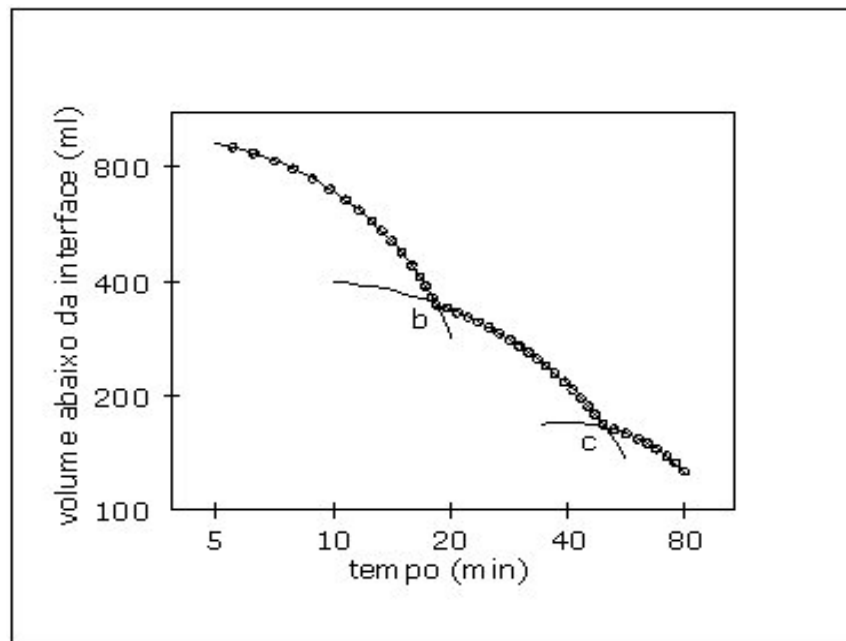


Gráfico 4 – Descontinuidades da curva altura da interface em função do tempo “log-log” – (Roberts).

Pode-se perceber com clareza a descontinuidade da curva mostrando o ponto crítico permitindo determinar com precisão u_c , conhecido este valor calcula-se então a área mínima necessária conforme a equação.

$$S_{\min} = \frac{Q_a \times C_a \left(\frac{1}{C_C} - \frac{1}{C_E} \right)}{u_C} \quad [\text{Eq.19}]$$

Onde:

$$C_C = \frac{C_0 \times Z_0}{Z_{ic}} \quad [\text{Eq.20}]$$

$$u_c = \frac{Z_{ic} - Z_c}{c} \quad [\text{Eq.21}]$$

3.5.8. Regra dos 3 pés

Através dos inúmeros estudos realizados até hoje, especialistas da área dizem que o método de Coe e Clevenger apresenta algumas restrições que podem levar a um sub-dimensionamento conforme a seguir:

“[...] A experiência tem mostrado que algumas vezes o método de Coe e Clevenger leva a um sub-dimensionamento, principalmente quando a concentração de sólidos desejada no “**underflow**” é muito alta e o tempo de compressão elevado. Para se evitar risco, é aconselhável sempre verificar a área através da regra dos 3 pés.[...]” Simonsen & Almeida (1991).

Esta regra diz que sempre que a altura da camada de polpa no fundo do espessador for maior que 3 pés, pode-se estar ocorrendo um sub-dimensionamento, então quando isto ocorrer, recalcula-se a área de sedimentação. Esta correção é totalmente empírica. Esta regra foi confirmada na maioria das práticas sendo adotada como medidas padrão de altura conforme a seguir:

- o Zona de clarificação – 2ft
- o Zona de alimentação – 2ft
- o Zona de transição – 2ft
- o Zona de compressão – 0.5 a 3ft
- o Altura total = 6,5 a 9ft

3.5.8.1. Cálculo da altura de compressão.

O cálculo da altura de compressão é feito pela relação entre o volume de polpa e a área da seção transversal do espessador conforme a seguir:

$$h_{(ft)} = \frac{\left[\left(\left(\frac{ms \times 100}{Cu} \right) - ms \right) \times \left(\frac{1}{dfl} \right) \right] + \left(\frac{ms}{Sg} \right)}{a \times 0,3048} \quad [\text{Eq.22}]$$

Sendo:

h = Altura da zona de compressão – ft;

m_s = Massa de sólidos processada – t;

C_u = Concentração de sólidos no “***underflow***” - %;

D_{fl} = Densidade da fase líquida – t/m³;

S_g = Densidade dos sólidos – t/m³;

a = Área da seção transversal do espessador – m².

4. SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Realizar os ensaios comparativos utilizando vários tipos de minérios, de imediato conforme enunciado no resumo, utilizando os finos de bauxita proveniente de Paragominas – PA, para os ensaios chegando a um dimensionamento e comparando com o espessador de rejeito existente na Usina de Paragominas.

Como o processo é contínuo, pode-se avaliar melhor o efeito das diluições dos floculantes e pontos de dosagem (“**feed line e feed wheel**”) em relação ao tamanho de floco e clarificação do **overflow**, obtendo assim uma melhor otimização.

5. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

LUZ, Antônio Benvindo da.; SAMPAIO, João Alves.; ALMEIDA, Salvador L.M. de. ***Tratamento de Minérios***. 4ª edição revisada e ampliada. Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2004.867p.

RUSHTON, Albert.; A.S.Ward.; R.G.Hodich.; ***Solid-Liquid Filtration and Separation Technology***. Weinheim, New York; Basel; Cambridge; Tokyo: VCH, 1996.562p.

CHAVES, Arthur Pinto. ***Teoria e Prática do Tratamento de Minérios***. 1ª edição. São Paulo, 1996. 424p.

FRANÇA, S.C.. ***Equações Constitutivas para a Sedimentação de Suspensões Floculentas***. Tese de Doutorado. Rio de Janeiro: PEQ/COPPE/UFRJ, 2000.96p.

Alves, Vladmir Kronemberger.; Gobbo, Oliver.; Gonçalves, Keila Lane. ***Desenvolvimento de uma Metodologia para Escalonamento e Otimização de Espessadores***. Relatório Técnico CVRD-MTI (Mineral Technologies Internacional, Inc.) Contrato nº175509. Santa Luzia: CDM/CVRD, 2004. 62p.

LUZ, José Aurélio Medeiros da.; ARAÚJO, Armando Corrêa de. ***Fenômenos de Agregação: sua Influência sobre Operações de Processamento de Minerais***. Belo Horizonte: EPC/UFMG, 1991.10p.

VALADÃO, George Eduardo Sales.; ARAÚJO, Armando Correa.; ANDRADE, Vânia Lúcia de Lima. ***Curso de Sedimentação***. Belo Horizonte: Fundação Christiano Ottoni / Cia Vale do Rio Doce, 1991.186p.

PINTO, Thiago César de Souza.; ***Dimensionamento de espessadores: validação experimental de três técnicas convencionais***. Tese de Doutorado. São Paulo: Escola Politécnica da USP.

NUNES, Patrícia Nasraui.; ***Dimensionamento de adensadores por gravidade.***
Trabalho apresentado no XXVIII Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y
Ambiental, Cancún, México, 2002.