

**THIAGO CÉSAR DE SOUZA PINTO**

**APLICAÇÃO DE TÉCNICAS CLÁSSICAS PARA POLPAS NÃO  
FLOCULADAS DE DIMENSIONAMENTO DE ESPESSADORES  
APLICADAS A SUSPENSÕES DE SALMOURA E LODO BIOLÓGICO**

**Dissertação apresentada à Escola  
Politécnica da Universidade de  
São Paulo como requisito à obtenção  
do título de Mestre em Engenharia.**

**São Paulo  
2007**

**THIAGO CÉSAR DE SOUZA PINTO**

**APLICAÇÃO DE TÉCNICAS CLÁSSICAS PARA POLPAS NÃO  
FLOCULADAS DE DIMENSIONAMENTO DE ESPESSADORES  
APLICADAS A SUSPENSÕES DE SALMOURA E LODO BIOLÓGICO**

**Dissertação apresentada à Escola  
Politécnica da Universidade de  
São Paulo como requisito à obtenção  
do título de Mestre em Engenharia.**

**Área de Concentração:  
Engenharia Mineral**

**Orientador:  
Prof. Dr. José Renato Baptista de Lima**

**São Paulo  
2007**

## **DEDICATÓRIA**

Dedico este trabalho aos meus pais, Geraldo e Luci, e aos irmãos, Luciana e Eduardo, que não mediram esforços para minha educação e fortalecimento de meus ideais.

## AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus, que me permitiu concluir mais este projeto em minha vida.

À minha família, pela paciência e ajuda em todos os momentos.

Ao meu tio Luís César, pela ajuda e motivação.

Ao grande amigo e mestre Dr. Deovaldo de Moraes, que tanto contribuiu em minha formação profissional e pessoal, bem como à sua esposa e amiga Marlene Silva de Moraes.

Ao meu orientador e amigo Dr. José Renato Baptista de Lima, pelos votos de confiança e ajuda durante todas as fases do trabalho.

Ao amigo Eduardo Apolinário, pelo apoio e ajuda imprescindível na realização do trabalho.

Aos amigos Gilmar Alcântara, Volnei de Lemos e Eduardo Ferreira dos Santos, por todo apoio e incentivo dado.

Às amigas Sabrina Martins e Michelle Trindade Silva pela colaboração e apoio.

À Cristina Bonésio, coordenadora da biblioteca do Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo da EPUSP, pela paciência e colaboração durante a realização do trabalho.

Ao Prof. Dr. Laurindo de Salles Leal Filho, pela colaboração e atenção na realização do trabalho bem como a disponibilização das dependências do Laboratório de Físico-Química de Colóides da EPUSP.

À Ivani Villanova e ao colega Odair Alves de Lima, pela ajuda e colaboração na realização dos ensaios.

A todos os amigos que diretamente ou indiretamente colaboraram para que eu pudesse realizar este projeto.

## Sumário

Dedicatória	iii
Agradecimentos	iv
Sumário	vi
Lista de Símbolos	viii
Lista de Figuras	ix
Lista de Tabelas	xii
Resumo	xiv
Abstract	xv
1. INTRODUÇÃO	1
2. OBJETIVO	6
3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	7
3.1 PRINCIPAIS MODELOS DE ESPESSADORES INDUSTRIAIS	7
3.2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS DA SEDIMENTAÇÃO	18
3.2.1 GENERALIDADES SOBRE CONCEITOS DE SEDIMENTAÇÃO	18
3.2.2 ENSAIOS DE PROVETA	27
3.2.3 FLOCULANTES E COAGULANTES	38
3.3 MÉTODOS DE DIMENSIONAMENTO DE ESPESSADORES INDUSTRIAIS	46
3.3.1 MÉTODO DE TALMADGE-FITCH	48

3.3.2 MÉTODO DE ROBERTS	51
3.3.3 MÉTODO DO FLUXO DE SÓLIDOS	53
3.4 DESVIOS DAS ÁREAS PELAS TÉCNICAS DE PROJETO	57
4. MATERIAIS E MÉTODOS	60
5. RESULTADOS E DISCUSSÕES	63
5.1 EQUIPAMENTOS E POLPA	63
5.2 ENSAIOS DE ESPESSAMENTO	68
5.3 TÉCNICAS DE DIMENSIONAMENTO	75
5.3.1 TALMADGE-FITCH	75
5.3.2 ROBERTS	80
5.3.3 FLUXO DE SÓLIDOS	83
6. CONCLUSÕES	87
7. SUGESTÕES	89
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	90

## Lista de Símbolos

<b>t</b>	tempo
$\delta$	massa específica do fluido
$\delta_s$	massa específica do sólido
<b>g</b>	aceleração da gravidade
<b>V</b>	volume da partícula.
<b>V<sub>c</sub></b>	velocidade terminal de queda da partícula
<b>d</b>	diâmetro
<b>F<sub>d</sub></b>	força de arraste
<b>C<sub>d</sub></b>	coeficiente de arraste
<b>A</b>	área
<b>h</b>	altura
<b>G</b>	fluxo de sólidos
<b>C</b>	concentração de sólidos
<b>pH</b>	potencial hidrogeniônico
$\tau$	tempo de residência
<b>Q</b>	vazão volumétrica
<b>Z<sub>E</sub></b>	altura
<b>F<sub>L</sub></b>	fluxo limitante de sólidos



## Lista de Figuras

FIGURA 1.1 – CORTE ESQUEMÁTICO DE UM ESPESSADOR (MORAES, 1990).

FIGURA 3.1 – ESPESSADOR INDUSTRIAL TÍPICO (CHAVES, 1996).

FIGURA 3.2 – ESQUEMA DE UM CONE ESPESSADOR. (GOMIDE 1980).

FIGURA 3.3 – ESQUEMA DE DIFERENTES TIPOS DE RASTELO (“Rakes”)  
(McKETTA, 1993).

FIGURA 3.4 – “RAKE” APOIADO POR CABOS. (“CABLE TORK”) (WEISS,  
1985).

FIGURA 3.5 – CLARIFICADOR COM RECIRCULAÇÃO DE SÓLIDOS (WEISS,  
1985).

FIGURA 3.6 – ESPESSADOR DE BANDEJAS (WEISS, 1985).

FIGURA 3.7 – ESPESSADOR RETANGULAR, (WEISS,1985).

FIGURA 3.8 – PRINCÍPIO DE FUNCIONAMENTO DE UM ESPESSADOR DE  
LAMELAS (CHAVES, 1996).

FIGURA 3.9 – ESBOÇO DE UM ESPESSADOR DE LAMELAS (CHAVES, 1996).

FIGURA 3.10 – REGIMES DE SEDIMENTAÇÃO IDEAL, (McKETTA, 1993).

FIGURA 3.11 – REGIMES DE SEDIMENTAÇÃO, GRÁFICO DE PARAGÊNESES,  
(FITCH, 1962).

FIGURA 3.12 – CURVA DE ALTURA EM FUNÇÃO DO TEMPO (COE E CLEVINGER, 1916).

FIGURA 3.13 – COMPORTAMENTO DA POLPA EM ENSAIOS DE PROVETA, (COE E CLEVINGER, 1916).

FIGURA 3.14 – MÉTODO DO TUBO LONGO.

FIGURA 3.15 – CURVA DO FLUXO DE SÓLIDO VERSUS CONCENTRAÇÃO (KYNCH, 1951).

FIGURA 3.16 – VARIAÇÃO DE CONCENTRAÇÃO ATRAVÉS DO FLUXO DE SÓLIDOS (FITCH, 1966).

FIGURA 3.17 – ESQUEMA DE APROXIMAÇÃO DE DUAS PARTÍCULAS. (OSBORN, 1981).

FIGURA 3.18 – ESQUEMA DE DIFERENTES TIPOS DE AGLOMERAÇÃO (BOHUSLAV, 1993).

FIGURA 3.19 – PROCEDIMENTO GRÁFICO SEGUNDO TALMADGE-FITCH (1955).

FIGURA 3.20 – MÉTODO GRÁFICO DE ROBERTS EM ESCALA LOG-LOG.

FIGURA 3.21 – PROCEDIMENTO GRÁFICO DO FLUXO DE SÓLIDOS (METCALF, 1979), (MORAES, 1990).

FIGURA 5.1– CURVA DOS TESTES DE POTENCIAL ZETA PARA O LODO BIOLÓGICO.

FIGURA 5.2 – CURVA DOS TESTES DE POTENCIAL ZETA PARA A SALMOURA

FIGURA 5.3 – ALTURA DA INTERFACE Z EM FUNÇÃO DO TEMPO  $\theta$  PARA A SUSPENSÃO DE LODO BIOLÓGICO.

FIGURA 5.4 – ALTURA DA INTERFACE Z EM FUNÇÃO DO TEMPO  $\theta$  PARA A SUSPENSÃO DE SALMOURA.

FIGURA 5.5 – DISTRIBUIÇÃO GRANULOMÉTRICA DO “OVERFLOW” PARA A POLPA DE LODO BIOLÓGICO.

FIGURA 5.6 – CURVA DE ESPESSAMENTO PELO MÉTODO DE ROBERTS APLICADO À SUSPENSÃO DE LODO BIOLÓGICO.

FIGURA 5.7 – CURVA DE ESPESSAMENTO PELO MÉTODO DE ROBERTS APLICADO À SUSPENSÃO DE SALMOURA.

FIGURA 5.8 – CURVA DO FLUXO DE SÓLIDOS PARA A SUSPENSÃO DE LODO BIOLÓGICO.

FIGURA 5.9 – CURVA DO FLUXO DE SÓLIDOS PARA A SUSPENSÃO DE SALMOURA.

## Lista de Tabelas

TABELA 5.1 – DADOS DOS EQUIPAMENTOS INDUSTRIAIS.

TABELA 5.2 – PROPRIEDADES FÍSICO-QUÍMICAS DAS POLPAS DE SALMOURA E LODO BIOLÓGICO

TABELA 5.3 – CONCENTRAÇÕES INICIAIS E DENSIDADES PARA O LODO BIOLÓGICO

TABELA 5.4 – CONCENTRAÇÕES INICIAIS E DENSIDADES PARA A SALMOURA.

TABELA 5.5 – CONCENTRAÇÕES E DENSIDADES DO “OVERFLOW” E “UNDERFLOW” DOS ESPESSADORES INDUSTRIAIS.

TABELA 5.6 – ENSAIOS DE SEDIMENTAÇÃO PARA A SUSPENSÃO DE LODO BIOLÓGICO.

TABELA 5.7 – ENSAIOS DE SEDIMENTAÇÃO PARA A SUSPENSÃO DE SALMOURA.

TABELA 5.8 – VELOCIDADES DE SEDIMENTAÇÃO ATRAVÉS DOS ENSAIOS DE PROVETAS.

TABELA 5.9 – VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO EM FUNÇÃO DA CONCENTRAÇÃO APLICADA À SALMOURA.

TABELA 5.10 – VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO EM FUNÇÃO DA CONCENTRAÇÃO DO LODO BIOLÓGICO.

TABELA 5.11 – RESULTADOS ATRAVÉS DO MÉTODO DE TALMADGE-FITCH

TABELA 5.12 – RESULTADOS ATRAVÉS DO MÉTODO DE ROBERTS.

TABELA 5.13 – FLUXO DE SÓLIDOS PARA A SUSPENSÃO DE LODO BIOLÓGICO.

TABELA 5.14 – FLUXO DE SÓLIDOS PARA A SUSPENSÃO DE SALMOURA.

TABELA 5.15 – RESULTADOS ATRAVÉS DO MÉTODO O FLUXO DE SÓLIDOS.

## RESUMO

O espessamento é uma operação unitária que tem como finalidade separar, por diferença de massa específica entre o sólido e o líquido, sólidos suspensos em meio fluido, pela ação da gravidade. É bastante empregado industrialmente em processos contínuos no adensamento de polpas e minérios, em unidades com reação de precipitação e no tratamento de efluentes, dentre outros.

Os equipamentos que realizam esta operação, chamados espessadores, são, em geral, tanques abertos de formato cilíndrico, instalados no eixo vertical com a entrada da suspensão na parte superior central, de fundo ligeiramente cônico para a retirada da polpa espessada e calha circulando o topo para descarga do líquido clarificado.

As várias técnicas de projeto destas unidades contínuas são comumente baseadas em ensaios de bancada com provetas. Não é raro ocorrerem para os mesmos dados experimentais, áreas de projeto com desvios superiores a 50%.

O presente trabalho visou verificar a validade das técnicas de seleção de TALMADGE-FITCH, ROBERTS e FLUXO DE SÓLIDOS, para o dimensionamento de espessadores industriais com salmoura e lodo biológico. Foram realizados para este fim, ensaios de espessamento em provetas com as próprias suspensões industriais, calculadas as áreas pelas técnicas supracitadas e comparadas com os resultados das secções dos equipamentos contínuos industriais.

Os desvios médios dos diâmetros para cada técnica em relação ao espessadores industriais apresentaram contra a segurança dos equipamentos um valor de 42% para o método de Talmadge-Fitch, 45,5% para Roberts e 43,5% para o método do Fluxo de sólidos.

Concluiu-se, para as condições estudadas, que os métodos de provetas utilizados forneceram valores na mesma ordem de grandeza e que requerem um fator de escala para o dimensionamento das unidades industriais contínuas.

## ABSTRACT

Thickening is a unit operation that has the goal of solid-liquid separation. The principle of this separation is the difference of specific weight between solid and liquid. This unit operation is used in mineral industries, to ore concentrate, wastewater, and others.

The tanks called thickeners are usually open, with the feed on the top of the equipment. The solids discharge is done through the bottom in a conical shape.

The most techniques of sizing thickeners are based on graduated cylinders, and it is a common get result that has a difference area in about 50%.

This happens because security coefficient, difficulties for results interpretation and scales factors.

This research has the goal to apply the techniques of selection of Solids Flux, Roberts and Talmadge-Fitch in graduated cylinders. These methods are classical for thickener sizing.

A comparison has been made between the results by those methods with the data obtained from continuous industrial units for salt solution and biological brine.

The shunting line for the techniques obtained was 42% for Talmadge-Fitch, 45,5% for Roberts and 43,5% for Solid Flux in the relationship with industrial thickeners.

In conclusion, for the studied condition, all methods showed values in the same order and requires a scale factors to sizing the continuous thickeners.

## 1.INTRODUÇÃO

A separação de sólidos suspensos em um meio fluido, baseados na sedimentação por ação da gravidade, é denominada de espessamento.

Tal mecanismo tem como princípio de separação a diferença de peso específico entre os sólidos e o fluido e, como agente de separação, a força gravitacional.

Na Indústria Mineral esta operação tem como propósito o adensamento de polpas de minérios e rejeitos, com adequação da concentração de sólidos para operações posteriores, para o simples desaguamento, bem como para a recuperação da água, usada em grandes volumes. Tal operação é comumente denominada de espessamento.

Os espessadores podem receber suspensões bastante diluídas, sendo em geral entre 5 a 10% e adensá-las entre 65 e 75% de sólidos. A capacidade de adensamento do equipamento depende principalmente do sistema de bombeamento do “underflow” (CHAVES et al. 1996).

O limite do adensamento geralmente é função da capacidade de manuseio destes sólidos, visto que se adensado demais torna-se muito difícil manuseá-los.

A sedimentação também é largamente utilizada por diversos segmentos industriais. Pode ter como objetivo concentrar suspensões, obter um líquido clarificado ou ambos simultaneamente.



Portanto, a questão da terminologia aplicada à sedimentação usa o termo “espessamento” para operações de adensamento de polpas e “clarificação” quando o objetivo é a remoção de sólidos suspensos e a recuperação de água em tratamentos de resíduos, (PERRY, 1999).

Os espessadores típicos compõem-se de um tanque cilíndrico vertical, com fundo ligeiramente cônico, dotado de um rastelo que auxilia na remoção dos sólidos precipitados (“underflow”), o qual é extraído pela região central do fundo cônico através de bombas adequadas ao manuseio de polpas ou suspensões.

Apresenta ainda um dispositivo de alimentação da suspensão e outro de descarga do clarificado, que consiste em uma calha que circunda externamente todo o equipamento (“overflow”), como pode ser observado na figura 1.1.

A operação pode ser realizada tanto em regime contínuo, onde as vazões de alimentação e de saída são constantes, bem como o regime descontínuo ou batelada.

Os equipamentos usados para clarificação como objetivo principal diferem dos espessadores clássicos, basicamente por serem equipamentos de maior altura, o que permite maior clarificação do líquido e em alguns casos não possuem rastelo, já que não existe a preocupação com a qualidade do “underflow”.

As técnicas de dimensionamento de espessadores contínuos, apesar de antigas, não são totalmente precisas devido às muitas variáveis que envolvem o processo e às dificuldades de interpretação dos ensaios de sedimentação.

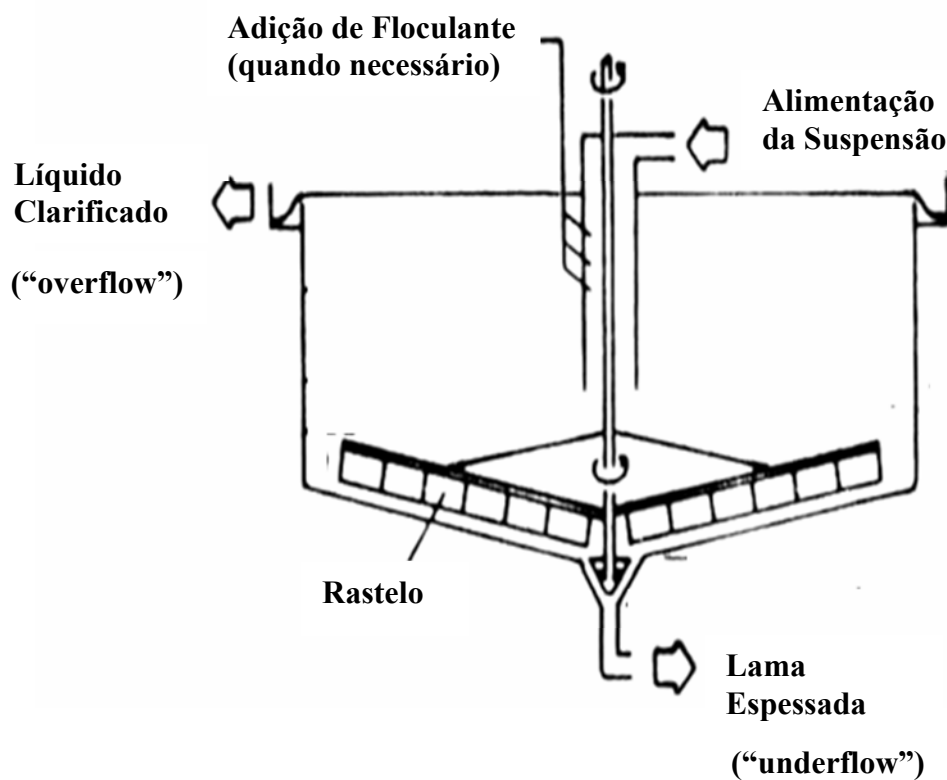


FIGURA 1.1 – Corte esquemático de um espessador (MORAES, 1990).

Os parâmetros básicos para o dimensionamento são a capacidade requerida, o tamanho e a distribuição granulométrica das partículas, a forma, o peso específico, tanto do fluido como do sólido, a viscosidade, a razão sólido-

líquido dentre outros como temperatura, forma das partículas, presença de ultrafinos, coagulantes, floculantes, dispersantes (OSBORN, 1981).

Outro fator que pode influenciar no dimensionamento é a velocidade de transporte do sistema, lembrando que o mínimo de turbulência na alimentação é desejado.

Em 1913, Coe e Clevenger publicaram trabalhos que buscaram estabelecer critérios para o dimensionamento de espessadores. Tais estudos são usados até os dias atuais.

Várias outras técnicas e métodos surgiram a partir de variações do método destes autores, que sugerem ensaios em provetas de batelada, na escala de bancada, para o dimensionamento de espessadores contínuos industriais visando o cálculo da área do equipamento.

Devido às particularidades de cada polpa e de cada processo, as técnicas de projeto apresentam, para os mesmos ensaios de bancada, resultados, em geral, bastante discrepantes.

Isto é particularmente preocupante, pois, não é recomendado realizar ensaios contínuos em pequena escala, uma vez que estes ensaios não são representativos, já que não simulam as condições e fenômenos ocorridos em equipamentos contínuos industriais, o que provoca enorme importância no aprimoramento das técnicas clássicas em provetas, sendo que os resultados dos ensaios de bancada devem ser suficientemente confiáveis para o dimensionamento dos equipamentos industriais

Uma vez que são equipamentos muito caros, grandes e inflexíveis, a técnica de seleção torna-se fundamental, particularmente pela interpretação dos resultados de bancada.

Os modelos escolhidos para a realização dos trabalhos desta pesquisa foram aperfeiçoados para polpas. Soluções salinas ou de lodo biológico apresentam peculiaridades, por isto recomenda-se pesquisa para verificar se as técnicas clássicas de dimensionamento se aplicam ou não para estas condições, particularmente porque as técnicas clássicas foram desenvolvidas para polpas dispersas, ou seja, não coaguladas ou floculadas.

## **2. OBJETIVO**

O presente trabalho teve como objetivo verificar a validade das técnicas de seleção de ROBERTS, TALMADGE-FITCH e FLUXO DE SÓLIDOS, para o dimensionamento de espessadores contínuos, aplicados a suspensões de lodo biológico e salmoura e, a partir de ensaios de provetas, verificar se estas técnicas se aplicam e qual delas apresenta melhores resultados.

Tais resultados de bancada serão usados para o dimensionamento de espessadores industriais, comparando-se os resultados teóricos com os resultados industriais para verificar a aplicabilidade destes métodos para as condições estudadas.

### 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

#### 3.1 PRINCIPAIS MODELOS DE ESPESSADORES INDUSTRIAIS

São vários os modelos que visam simular espessadores reais procurando entender e prever o comportamento de um equipamento industrial em batelada ou em regime contínuo.

A figura 3.1 mostra um esquema de um espessador típico usado na indústria.

O conceito básico, segundo Weiss (1985), de um espessador típico é a alimentação ser feita pelo centro de equipamento. Este pode possuir uma ponte que atravessa o diâmetro do tanque ou uma coluna central que sustenta o mecanismo. Menos comum são espessadores com sistemas diferentes, geralmente usados para equipamentos muito grandes como o tipo “caisson” da GLV.

Os sólidos precipitam-se lentamente, com ou sem o auxílio de reagentes químicos (coagulantes e/ou floculantes) e estes sólidos ou flocos precipitados são arrastados para o centro pelo rastelo.

Este rastelo desempenha as funções de arraste do sólido para o centro, além de melhorar o espessamento, pois, ao remexer os sólidos, libera a água, rearranja as partículas e adensa um pouco mais o material.

Os sólidos saem adensados pelo fundo ligeiramente cônico e o líquido clarificado transborda pela parte superior do equipamento.

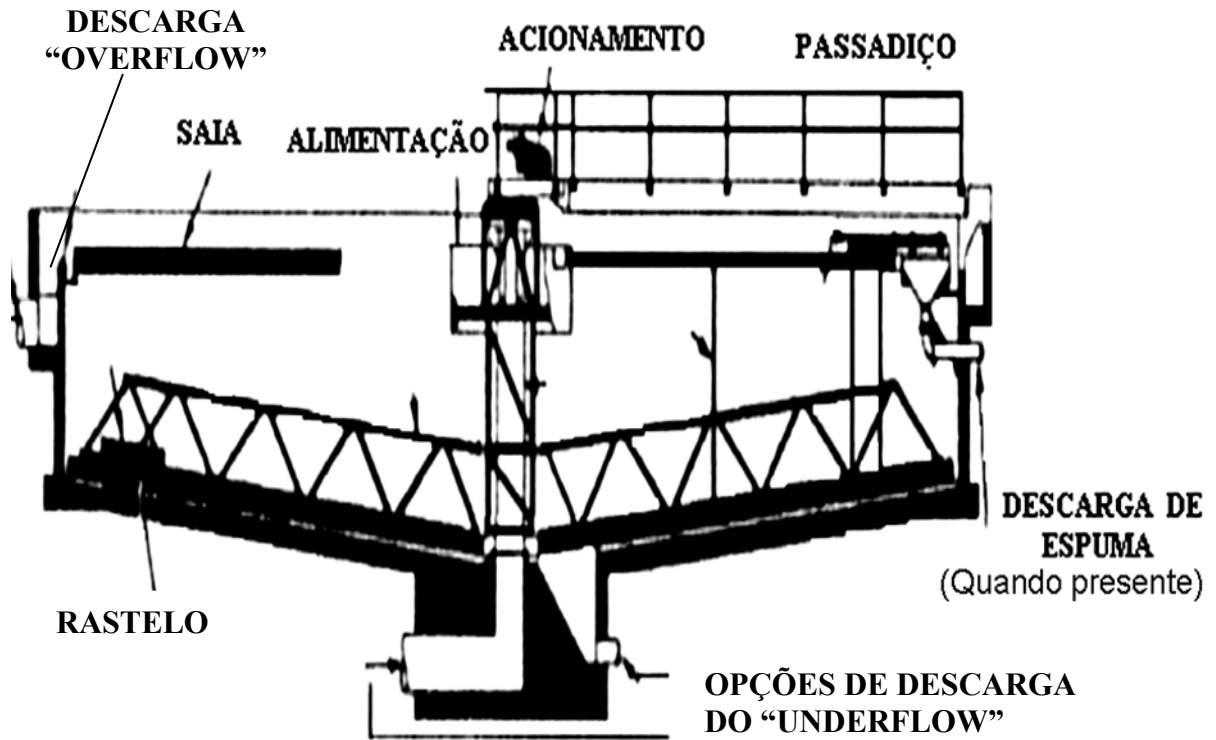


FIGURA 3.1 – Espessador industrial típico (CHAVES, 1996).

Outro modelo muito usado industrialmente é o equipamento no formato cônico. A alimentação é feita pela parte superior central do equipamento e a lama é retirada pelo fundo.

O ângulo do cone não deve ser maior que 45° a 60° (Gomide, 1980), para facilitar a descarga dos sólidos, uma vez que, em geral, este não possui rastelo para o arraste dos mesmos para o centro.

Este modelo de equipamento é considerado como um cone adensador e realiza o trabalho de espessamento em que a polpa se encontra de forma desordenada no equipamento.

A figura 3.2 traz um esquema deste equipamento.

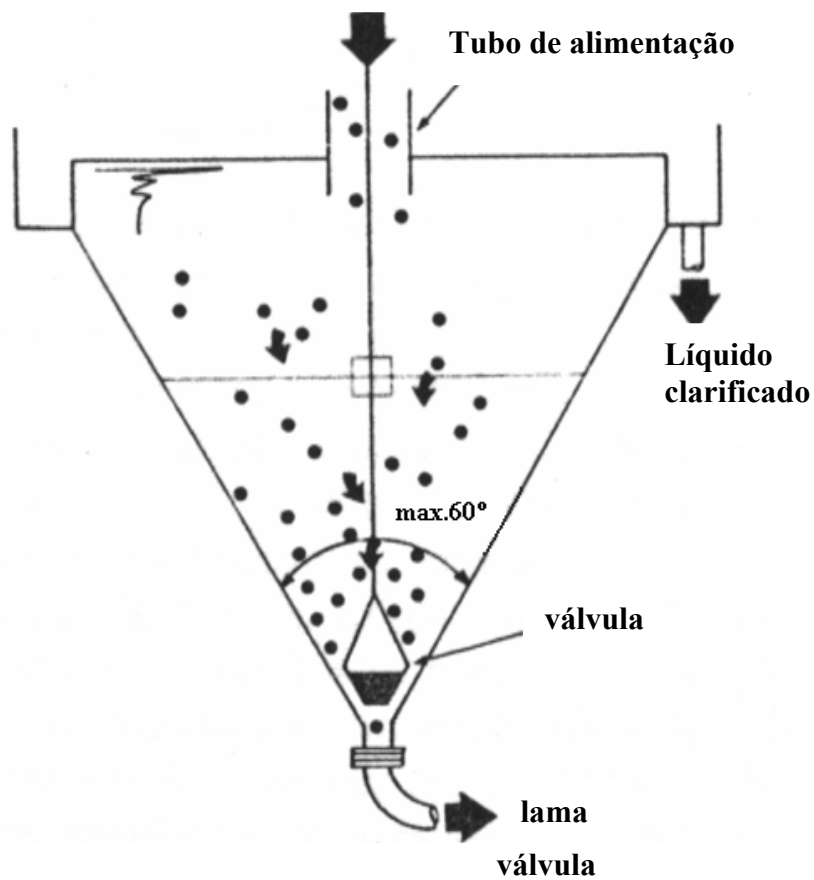


FIGURA 3.2 – Esquema de cone adensador (GOMIDE 1980).

De acordo com Mcketta (1993), o uso adequado do rastelo no espessador vem a ser um importante diferencial na operação final, já que ele



auxilia na remoção dos sólidos pela parte central do fundo cônico, bem como no desprendimento de possíveis bolhas entre os sólidos no fundo do equipamento.

Problemas como o arraste de finos pelo clarificado, (“overflow”), são condições não desejadas, haja vista que, em geral, busca-se um líquido com o mínimo de sólidos e deve-se, a princípio, espessar o máximo possível os sólidos, porém, estes não podem ser adensados demais, a ponto de não mais poderem ser manuseados ou serem retirados por bombeamento, quando pode ocorrer o aterramento do espessador.

Os rastelos devem se mover lentamente e cumprir as funções de transportar e adensar os sólidos e facilitar a retirada do “underflow” em operações contínuas.

A velocidade do movimento dos rastelos tem que ser exatamente calculada para que as condições de operação sejam atendidas, visto que uma velocidade muito baixa dificultará o movimento dos braços do rastelo para a retirada do “underflow”, devido a uma compactação excessiva e, uma velocidade maior do que o necessário, produzirá turbulências e a descompactação da polpa no “underflow”.

A velocidade ideal permite a retirada do concentrado pelo fundo e ainda promove a abertura de canais na polpa floculada, propiciando a saída de uma parte da água que iria para o “underflow” (McKETTA, 1993).

A figura 3.3 mostra alguns esquemas de tipos de rastelos utilizados em equipamentos contínuos na indústria.

Outro tipo de rastelo utilizado é o de uma estrutura reduzida e apoiado por cabos, como observado na figura 3.4, onde os braços são livres e podem ser erguidos sobrepujando algum obstáculo no fundo e a velocidade controlada.

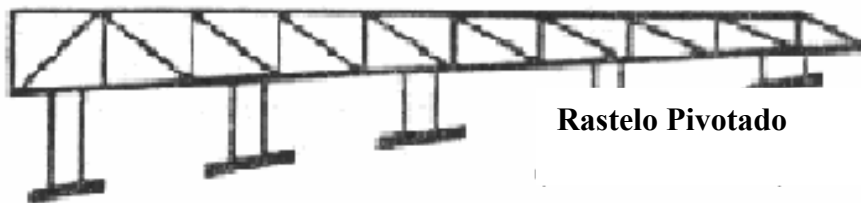
Os braços são, em geral, uma estrutura pivotada e a grande vantagem deste modelo se dá em trabalhos com polpas onde existem problemas de incrustações como, por exemplo, polpas de aluminato de sódio.



**Rastelo convencional**



**Rastelo usado para tanques de diâmetros maiores**



**Rastelo Pivotado**

FIGURA 3.3 – Esquema de diferentes tipos de rastelo (“Rakes”)  
(McKETTA, 1993).

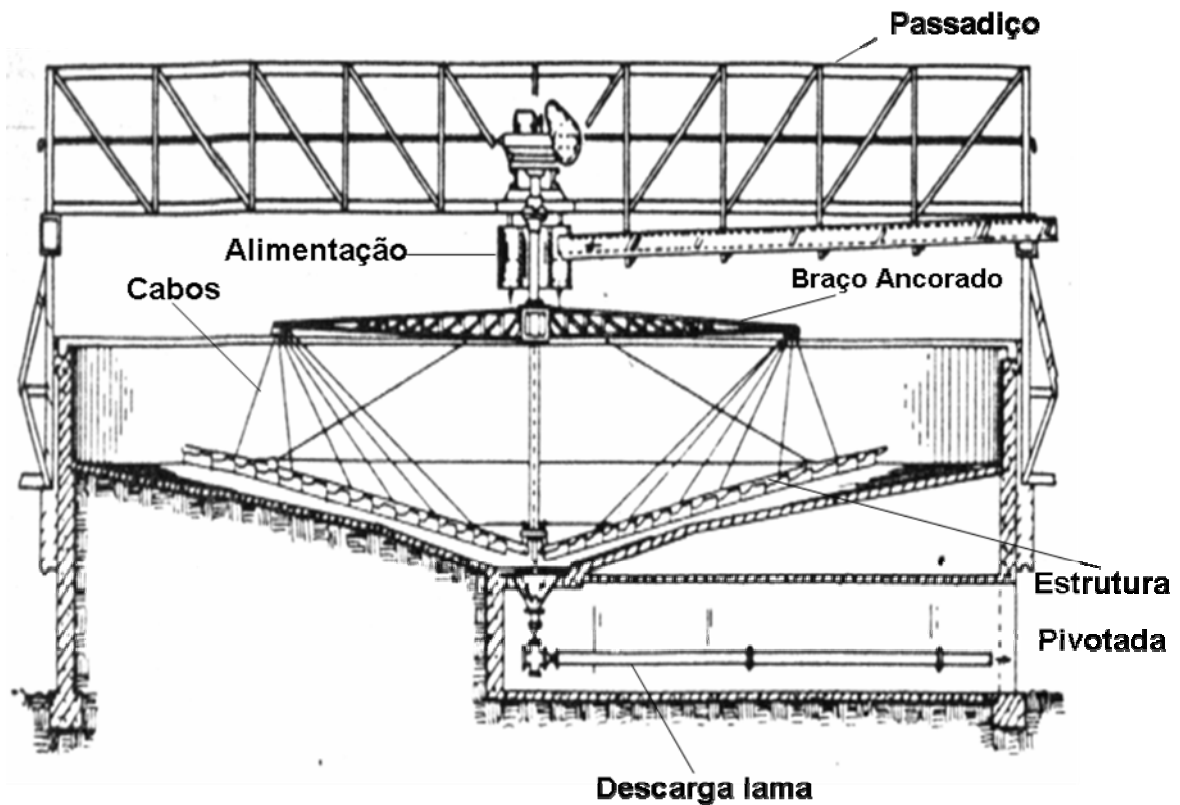


FIGURA 3.4- “Rake” apoiado por cabos (“CABLE TORK”).

Equipamentos com recirculação de sólidos são utilizados com o objetivo de aumentar a porcentagem de sólidos na alimentação para uma maior floculação e, assim, obter um aumento no tamanho dos flocos evitando o arraste de finos para o “overflow”.

A figura 3.5 traz um equipamento em que a recirculação de sólidos possui um compartimento específico para a adição de floculantes.

Equipamentos como estes são muito utilizados na indústria de tratamento de água.

Clarificadores são equipamentos que diferem de espessadores por possuírem uma altura maior, para melhor clarificação do líquido e, em muitos casos, não possuem rastelos, já que não se tem a preocupação com a qualidade nem com a concentração dos sólidos adensados.

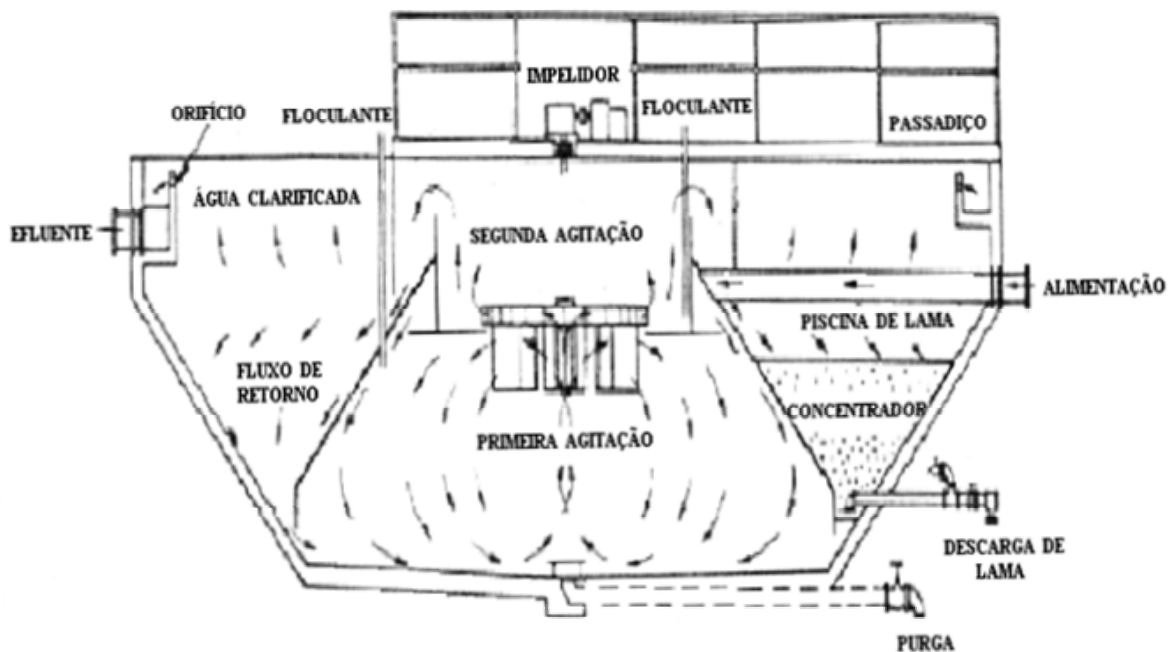


FIGURA 3.5 – Clarificador com recirculação de sólidos.

Outro tipo de equipamento, segundo Weiss (1985), é o espessador de bandejas, onde várias bandejas são montadas umas em cima das outras. Normalmente são usados 6 compartimentos e os rastelos são movimentado por um único mecanismo. É muito empregado quando se retira a mesma composição no espessado, ou processos em séries de espessamento. A grande

vantagem deste tipo de equipamento é a redução de área na sua construção. A figura 3.6 ilustra o equipamento, bem como a economia com acionamento único.

Outro tipo é o espessador retangular. Weiss, (1985), afirma que a principal vantagem deste tipo de equipamento é o seu baixo custo em relação a outros tipos, porém possui um custo de manutenção mais elevado.

São conhecidos como tanques de arraste e o “underflow” é retirado pelo lado oposto ao de entrada, sendo bombeado ou elevado através de rastelos. A figura 3.7 ilustra o equipamento.

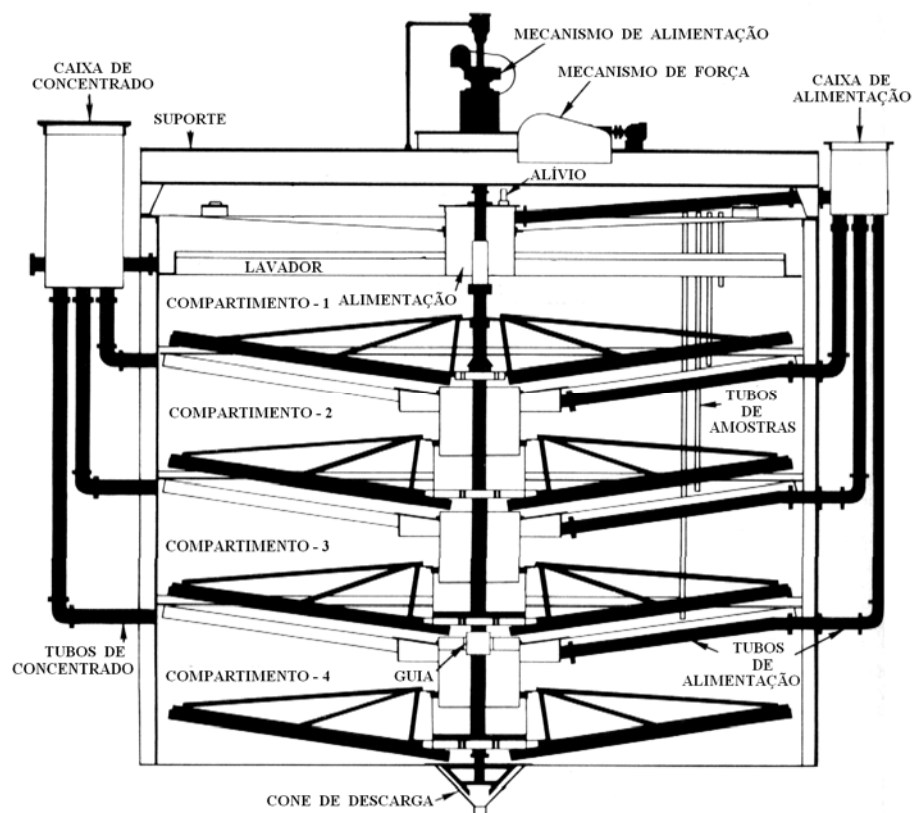


FIGURA 3.6- Espessador de bandejas (WEISS, 1985).

Espessadores de lamelas são equipamentos que diferem dos espessadores convencionais. A figura 3.9 traz um esboço deste tipo de espessador.

Sua característica fundamental é ser mais alto, porém traz como grande vantagem o fato de ocupar uma área muito menor que o equipamento tradicional.

Em geral é necessário o uso de reagentes e floculantes para sua operação.

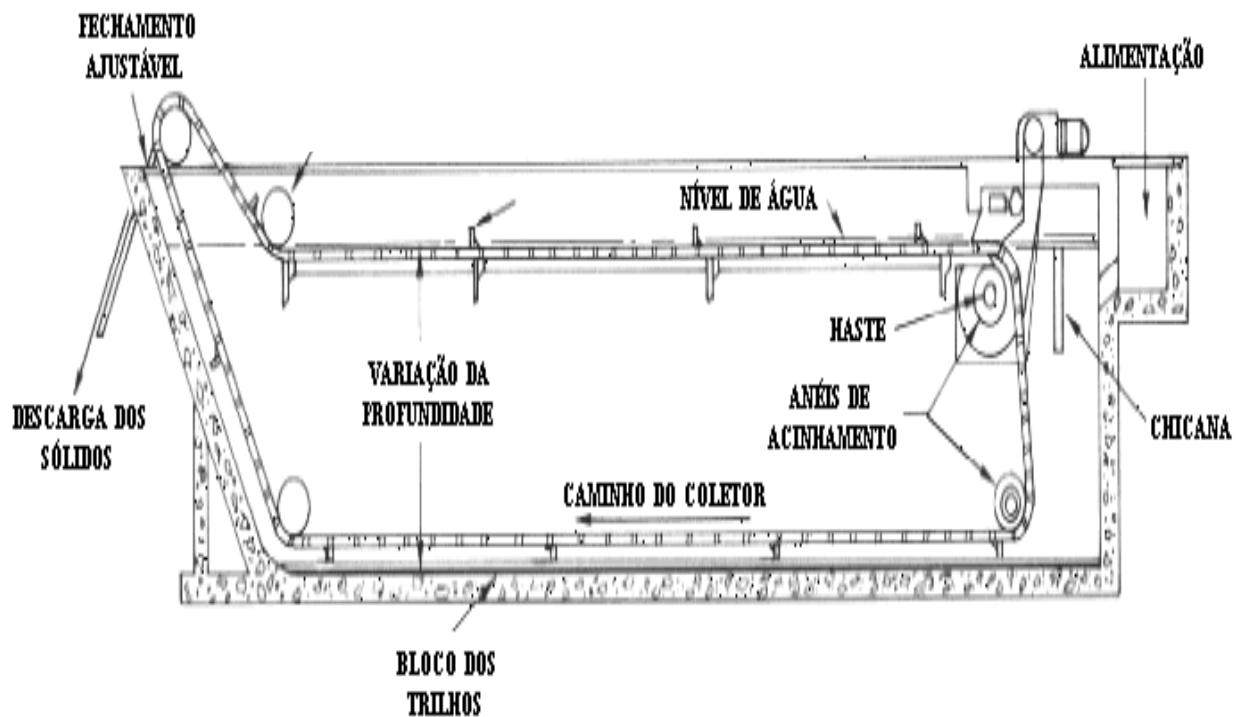


FIGURA 3.7- Espessador retangular, (WEISS,1985).

A opção por uso de espessadores de lamelas hoje em dia é lenta, devido ao conservadorismo dos profissionais da área (CHAVES, 1996).

Além disto trata-se de um equipamento com custo de aquisição mais elevado. Seu uso maior acontece em ampliações de unidades onde, de forma geral, o espaço disponível é restrito.

O funcionamento operacional dos espessadores de lamelas é feito pelo uso de um conjunto de placas inclinadas, dispostas umas sobre as outras, onde a partícula sólida percorre estas placas, diminuindo assim a distância que a partícula tem de percorrer até o fundo, o que acaba diminuindo o volume deste. Pode-se observar na figura 3.8 o princípio de funcionamento do espessador de lamelas.

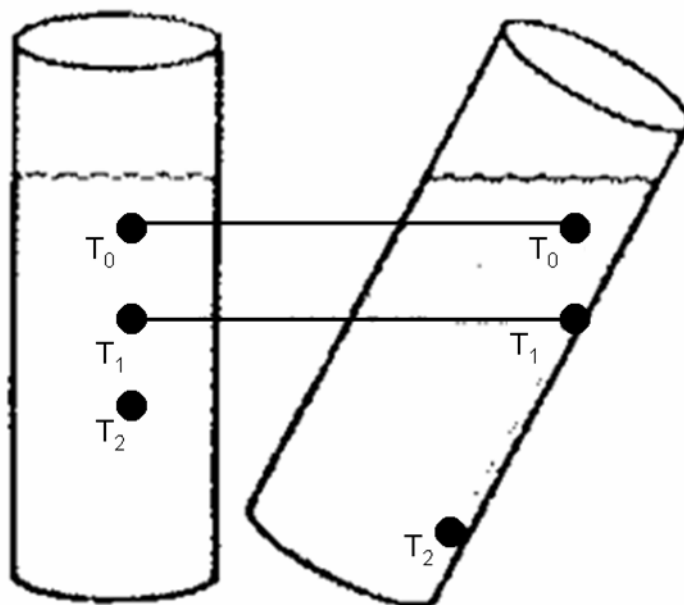


FIGURA 3.8- Princípio de funcionamento de um espessador de lamela (CHAVES, 1996).



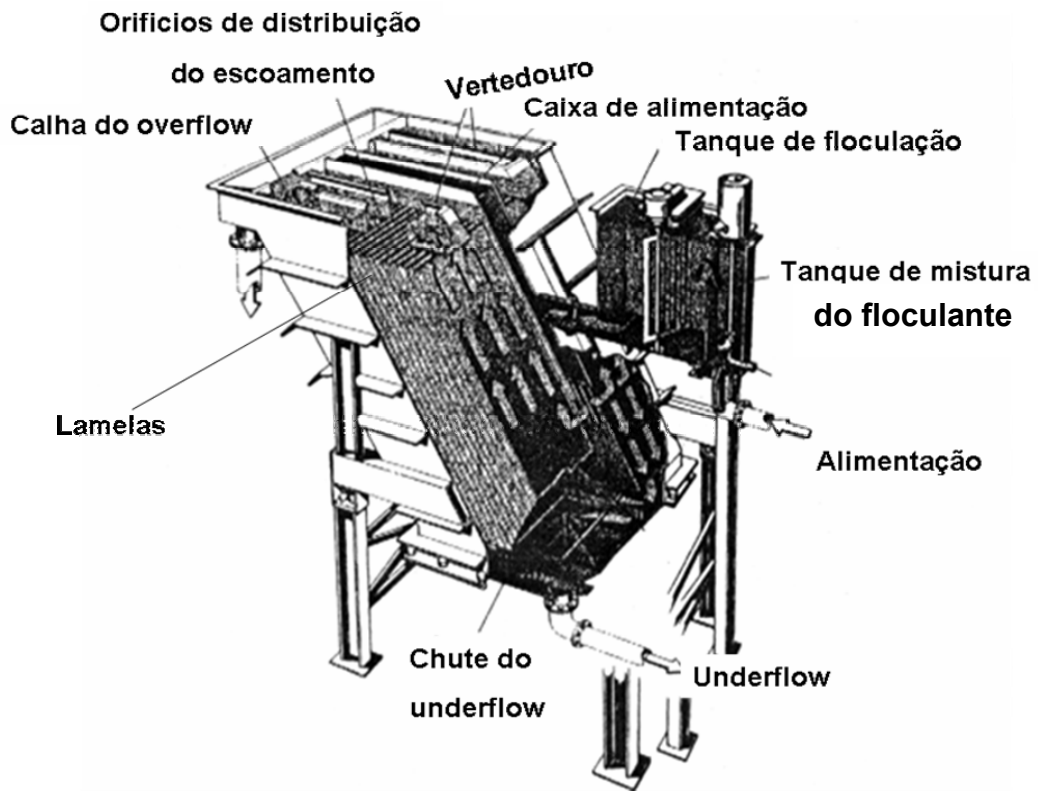


FIGURA 3.9- Esboço de um espessador de lamelas (CHAVES, 1996).

## 3.2 FUNDAMENTOS TEÓRICOS DA SEDIMENTAÇÃO

### 3.2.1 GENERALIDADES SOBRE CONCEITOS DE SEDIMENTAÇÃO

Sedimentação é um processo onde partículas sólidas em um meio fluido decantam por ação da gravidade, observada em operações unitárias de clarificação e espessamento.

Ambas visam a separação de sólidos em uma dada suspensão.

A diferença principal entre clarificação e espessamento é que no primeiro caso a preocupação é com a eliminação de sólidos suspensos, assim os equipamentos são mais profundos e em muitos casos o rastelo não é utilizado. Já o espessamento tem o objetivo de adensar polpas e aumentar a porcentagem de sólidos em uma dada suspensão.

Ocorre em equipamentos grandes e inflexíveis e o rastelo desempenha um papel importante na remoção, compactação e ajustes na concentração dos sólidos adensados. Em ambos os casos a floculação pode ser uma opção na operação.

Historicamente, a sedimentação por gravidade é um processo largamente utilizado na indústria minero-metalúrgica e na engenharia sanitária (McKETTA, 1993).

Até os dias atuais ainda existe um questionamento sobre os conceitos de clarificação e espessamento.

De acordo com Mcketta, (1993), o termo clarificação é usado para identificar a operação sobre o que acontece entre a alimentação e o “overflow”, isto é, quando o objetivo é a água com um mínimo de sólidos. E envolve o comportamento da velocidade em que o líquido se move para o “overflow” e o tempo de retenção do líquido na zona de clarificação.

Já o espessamento se preocupa com o que acontece entre a alimentação e o “underflow”, ou seja, o objetivo é a obtenção de sólidos com o mínimo de água. Envolve o comportamento de queda do fluxo de sólidos e a profundidade da zona de compressão. E, para isto, tanto a clarificação quanto

o espessamento demandam uma área para que o fluxo de líquido e de sólidos, respectivamente, operem de maneira satisfatória.

No espessador formam-se zonas teoricamente definíveis. Estas zonas caracterizam-se por um comportamento reológico próprio. Assim, admite-se que formam-se zonas que podem ser visualizadas na figura 3.10.

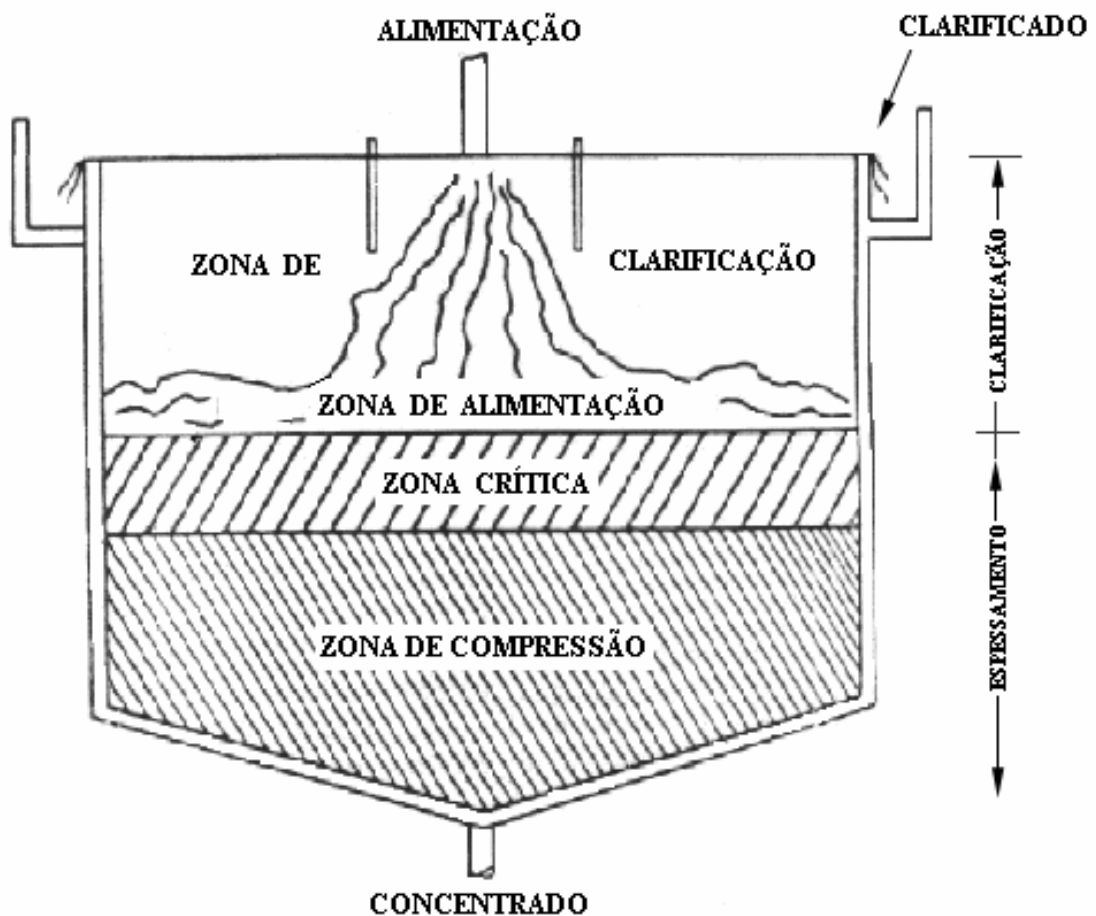


FIGURA 3.10- Regimes de sedimentação ideal, (McKETTA, 1993).

Baseado nos conceitos da sedimentação e nas características que influenciam o processo são comumente descritos na literatura três regimes de

sedimentação. Tais regimes são apresentados por autores como, Fitch (1966), Michaels e Bolger (1962), Perry (1999), entre outros, como sendo regimes de clarificação, sedimentação por zonas e compressão.

O regime de clarificação se localiza acima da zona de alimentação (ver figura 3.10) e é caracterizada por uma região de menor concentração de sólidos no espessador.

Na zona de alimentação, ou zona de sedimentação livre, os sólidos são admitidos no equipamento e começam a sedimentar em regime aleatório e a concentração local baixa faz com que os sólidos tenham uma movimentação livre.

A zona crítica é caracterizada por uma região em que os sólidos se encontram com diâmetros variados e o contato entre eles passa a ser mais intenso. O mecanismo de espessamento agora passa a ser similar a uma rede porosa, onde, caso existam, as partículas agregadas (coaguladas ou floculadas) sedimentam juntas permitindo que a água assuma um movimento ascendente entre elas. É uma zona de transição para a passagem para a próxima fase.

A zona de compressão se localiza no fundo do equipamento e os sólidos passam a ser espessados pelo próprio peso das partículas, que se comprimem mutuamente. Nesta zona ocorre também uma eliminação de água da lama e uma melhor compactação da mesma. O rastelo também tem a função de melhorar a compactação, ajudando na eliminação de água.

Estes regimes nem sempre podem ser observados em função da formação de canais preferenciais provocados por reciclagem de sólidos,

gradientes de temperaturas e possíveis bolhas resultantes de processos fermentativos (MORAES, 1990). Na indústria mineral, normalmente não há processos fermentativos, porém pode-se admitir que usando uma água com elevado conteúdo orgânico este fenômeno possa ocorrer.

O conhecimento e a relevância de tais regimes são de suma importância para o projeto e o dimensionamento dos espessadores. Tais regimes são apresentados na figura 3.11.

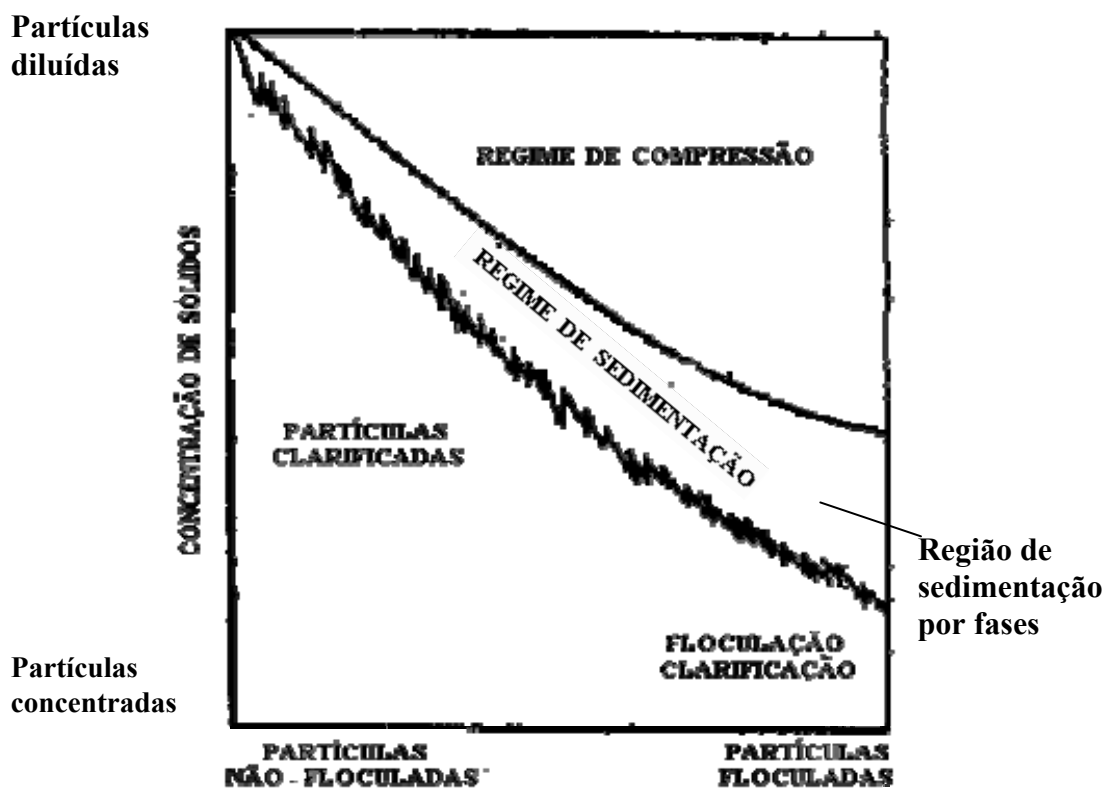


FIGURA 3.11– Regimes de sedimentação, Gráfico de parâmetros, (FITCH, 1966).

Em baixas concentrações de partículas floculadas ou não, ocorre o regime denominado de clarificação.

De acordo com FITCH (1966), as partículas estão mais livres para sedimentarem, porém colisões ainda existem. Se as partículas apresentarem propriedades aglomerantes, elas “aumentam” de tamanho, portanto, aumentam sua massa e apresentam uma velocidade maior de queda. A principal característica desta fase, e que pode ser observada em ensaios de batelada, é que se faz função exclusiva da concentração de sólidos na alimentação.

Este regime, onde atuam forças hidrodinâmicas, o comportamento da sedimentação pode ser descrito aproximadamente pelas leis de Newton e Stokes.

Classicamente, conforme demonstrado por vários autores, a lei de Stokes aplica-se para partículas mais finas e a lei de Newton para partículas mais grossas.

A lei de Newton reza que a velocidade terminal de queda da partícula é dada pela ação da força gravitacional, pela resistência friccional ou arraste e depende do meio fluido e da partícula, como se pode observar na equação 1.

$$G = (\delta_s - \delta)gV \quad (1)$$

Sendo G a força gravitacional,  $\delta$  a massa específica do fluido,  $\delta_s$  a massa específica do sólido, g a aceleração da gravidade e V o volume da partícula, em unidades coerentes.

A força de arraste depende da velocidade da partícula, densidade do fluido, viscosidade e diâmetro da partícula e é definida pela equação 2.

$$F_d = \frac{C_D A \delta V^2}{2} \quad (2)$$

Sendo  $F_d$  a força de arraste,  $C_d$  o coeficiente de arraste,  $A$  a área da partícula na direção da queda e  $V$  a velocidade terminal de queda.

Para partículas esféricas a lei de Newton fica descrita conforme a equação 3:

$$V_c = \left[ \frac{4}{3} \frac{g(\delta_s - \delta)d}{C_D \delta} \right]^{\frac{1}{2}} \quad (3)$$

sendo  $V_c$  a velocidade terminal da partícula e  $d$  o seu diâmetro, assumindo-se partículas esféricas.

O coeficiente de arraste assume diferentes valores, dependendo do regime e pode ser descrito pelo Número de Reynolds.

O Número de Reynolds é usado para caracterizar regimes de fluxo em dois tipos: laminar ou turbulento.

Ele se caracteriza pela transferência de quantidade de movimento por mecanismos de turbulência, pela transferência de quantidade de movimento por mecanismos de viscosidade, (KELLY, 1982).

A equação (4) expressa o número de Reynolds observando as características do fluido e dos sólidos:

$$\text{Re} = \frac{\delta v d}{\mu} \quad (4)$$

sendo  $\delta$  a massa específica,  $\mu$  a viscosidade,  $v$  a velocidade e  $d$  o diâmetro em unidades coerentes.

Assim, a forma da partícula influencia no coeficiente de arraste. Para o número de Reynolds igual ou acima de  $10^4$  (regime turbulento) é descrito conforme a equação 5:

$$C_D = \frac{24}{N_R} \quad (5)$$

Para o número de Reynolds menor que 0,3, tem-se a lei de Stokes que em regime laminar, é descrito para uma esfera pela equação 6 e 7, resultante do equilíbrio entre as forças gravitacional, de arraste e empuxo.

$$V_C = \frac{g(\delta_s - \delta)d^2}{18\mu} \quad (6)$$

$$F_D = 3\pi\mu Vd \quad (7)$$



Com a suspensão se tornando mais concentrada, com o passar do tempo, aumentam-se às colisões entre as partículas, passando agora o processo de sedimentação a não mais depender exclusivamente das forças hidrodinâmicas, mas também das forças mecânicas. Tal regime é denominado de sedimentação por zonas. Nota-se também, em ensaios de bateladas, a formação mais nítida de uma interface sólido-líquido.

Com o aumento da concentração das partículas sólidas, elas passam a exercer um movimento de compressão e compactação umas sobre as outras, regime este denominado de sedimentação por compressão. Nestas condições fica claro que as condições de sedimentação não dependem mais somente da concentração dos sólidos na alimentação.

A carga exercida pelas partículas umas sobre as outras, no regime por compressão, faz manifestar o fluxo ascendente do fluido, evidenciando o regime por canalizações, que pode ser observado em ensaios de proveta.

Tal regime só ocorre em polpas floculadas, onde as partículas sedimentadas são maiores e porosas, permitindo o movimento ascendente do fluido entre elas.

Sendo assim, de acordo com Masini (1995), fica evidenciado que a operação de espessamento está relacionada com o comportamento individual da polpa nos regimes acima descritos.

### 3.2.2 ENSAIOS DE PROVETA

O início dos estudos sobre sedimentação, bem como os primeiros conceitos, foram estabelecidos pelos pesquisadores Coe e Clevenger, em 1916.

Eles postularam uma teoria onde coexistem dois regimes de sedimentação. O primeiro baseia-se no conceito de sedimentação livre, que diz que, em um primeiro momento, as partículas sofrem influências apenas de forças hidráulicas.

Já o segundo conceito expressa que as partículas sofrem um esforço mecânico, com isto as próprias partículas exercem forças de compressão umas sobre as outras.

Os autores concluíram que a velocidade de sedimentação da interface depende da concentração inicial da polpa. E que, para cada concentração inicial, a velocidade tem um valor constante.

A passagem da polpa para o segundo regime foi conceituada pelos autores como ponto crítico, isto é, o momento em que a suspensão passa para o regime de compressão.

Na figura 3.12, observa-se que a partir do ponto crítico C a curva passa a ter uma variação na altura mais constante ao longo do tempo.

Inicialmente a sedimentação ocorre com velocidade constante até o ponto C e após o ponto crítico, início da zona de compressão, a velocidade de sedimentação diminui drasticamente.

Isto fica evidenciado através da observação de que as partículas na zona de compressão passam a sedimentar através de uma compressão mútua.

É notório que o desenvolvimento de toda teoria da sedimentação atual partiu dos trabalhos iniciais de Coe e Clevenger, em 1916.

Foram propostos por estes autores ensaios em provetas graduadas, onde se descrevem os comportamentos da suspensão pela altura da interface em função do tempo. O comportamento da curva obtida através deste ensaio, onde se observa a velocidade de sedimentação da interface sólido/líquido, é mostrado na figura 3.12. A identificação do ponto crítico C, através da curva, é necessário para a utilização das técnicas aqui propostas para o dimensionamento de espessadores.

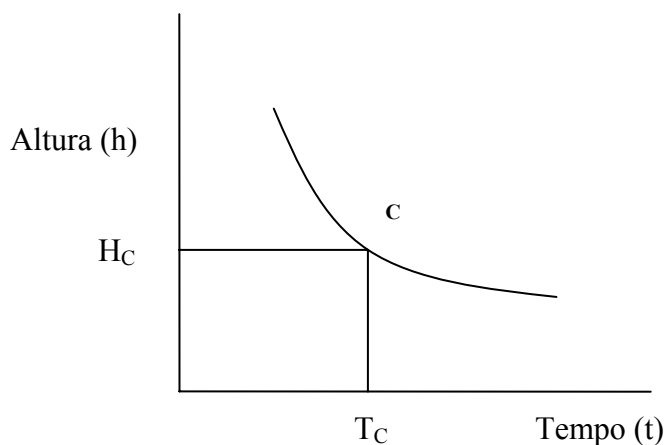


FIGURA 3.12- Curva altura em função do tempo (COE E CLEVINGER, 1916).

Com o desenvolvimento de trabalhos na continuidade do que foi proposto por Coe e Clevenger, outros autores também adotaram os ensaios em proveta.

É evidente a importância do entendimento dos fenômenos que ocorrem na sedimentação, que através de uma revisão na literatura (Fitch, 1966; Kynch, 1951; Yoshioka et al., 1955; Perry, 1999) são identificados como três regimes e um possível quarto regime, o de canalização, descrito anteriormente.

A figura 3.13 evidencia os regimes e o comportamento das polpas nas provetas.

Inicialmente o ensaio consiste em se registrar a altura da interface (h), em uma proveta graduada, em função do tempo (t).

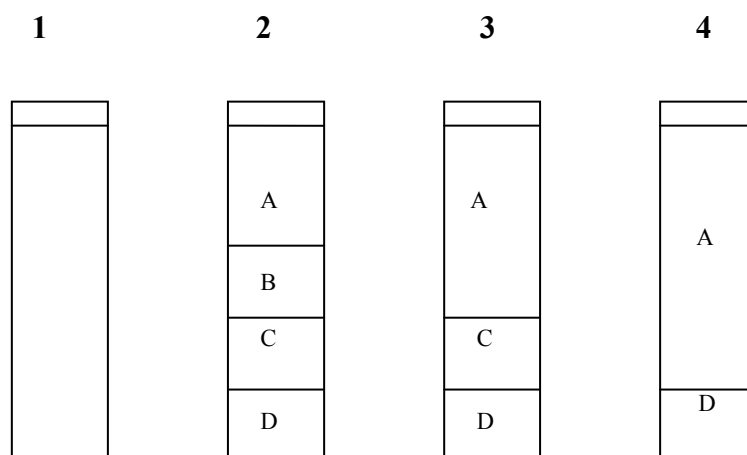


FIGURA 3.13 – Comportamento da polpa em ensaios de proveta, (COE E CLEVINGER, 1916).

A polpa é mecanicamente agitada, de forma a uniformizar a suspensão, e a partir deste momento, interrompe-se a agitação e começa o registro da altura da interface em função do tempo.

Observa-se na figura 3.13, na qual 1 é a polpa homogênea, 2 o início da formação de zonas, 3 a fase com desordenamento das partículas e 4 a formação da fase de compactação e as zonas:

A- zona de partículas ultrafinas (líquido clarificado);

B- zona de formação da interface;

C- zona de partículas não uniformes; e

D- zona de compactação.

Logo no início do ensaio, tem-se uma suspensão homogênea, como observado no tubo 1 (instantaneamente os sólidos começam a sedimentar).

Com o passar do tempo, uma interface passa a ser observada (tubo 2) sendo que no topo da proveta encontram-se partículas de menor diâmetro e formas semelhantes (fase B). No fundo da proveta nota-se a formação de um sedimento mais denso (fase D).

Com o andamento do ensaio, a zona B move-se de maneira uniforme para o fundo, arrastando as partículas mais finas, que sofrem com o refluxo ascendente do líquido, um arraste no mesmo sentido (OSBORN, 1981).

Entre as fases B e D nota-se a formação de uma zona C, região esta não muito bem definida, onde ocorre o acúmulo de partículas de concentração não uniforme.

Com o avanço do tempo, as fases B e C desaparecem e a fase D entra em regime de compressão lenta, até que se atinja a máxima concentração da polpa.

Todo este procedimento, inicialmente proposto por Coe e Clevenger, é de grande valia para a análise do comportamento individual de cada polpa no processo de sedimentação.

O resultado da montagem gráfica do ensaio pode ser observado na figura 3.12.

Talmadge-Fitch (1955), Roberts (1949) e Metcalf (1979), entre outros autores, utilizam a curva de sedimentação da altura em função do tempo como análise do mecanismo de sedimentação para entender o processo e projetar, através de modelagem gráfica ou matemática, a área necessária para espessadores contínuos.

Um outro método de análise, através de testes em batelada, é o do tubo longo. Normalmente se utiliza um tubo com 3 m de comprimento (10 ft) e com 0,1 m (4 ") de diâmetro.

O tubo é preenchido com a polpa a ser ensaiada. Ao longo do tubo existem pontos de retirada de amostra, como mostrado na figura 3.14, onde são retiradas, simultaneamente frações e analisadas as concentrações ao longo do tubo.

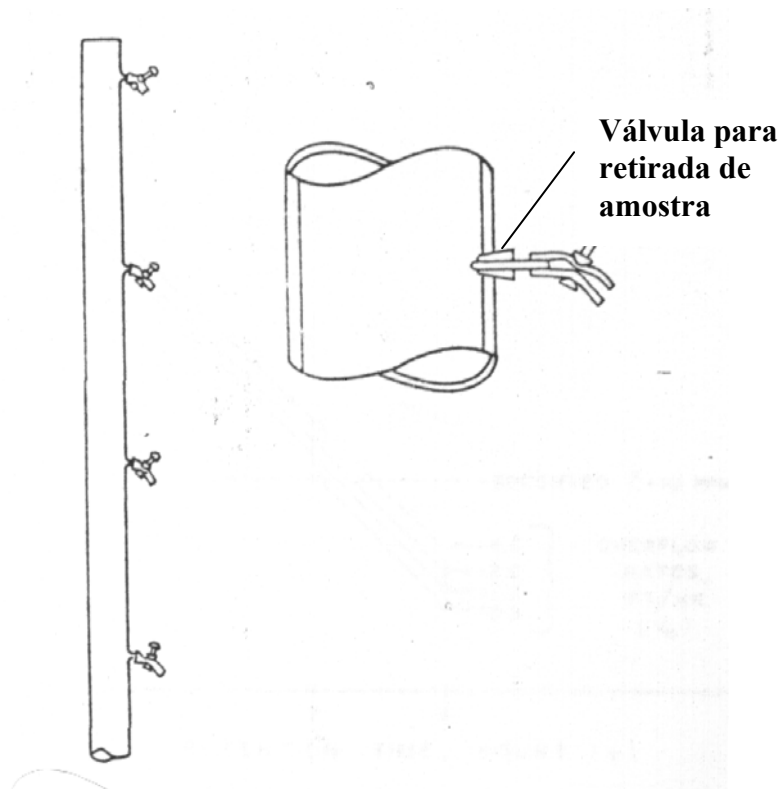


FIGURA 3.14 – Método do tubo longo.

Para a retirada, o tubo perpendicular é introduzido até cerca da metade do diâmetro. Abre-se a válvula e retira-se um volume da polpa que será avaliada.

É importante ressaltar que para ensaios de polpas floculadas, o processo é mais complicado e devem ser considerados também rearranjos físicos e forças de colisão ao longo do tubo (OSBORN, 1981).

Kynch, em 1951, através de análise dos trabalhos de Coe e Clevenger, estabeleceu um modelo matemático sobre o processo de sedimentação.

Este postulou que a velocidade de queda das partículas em dispersão na suspensão depende única e exclusivamente da concentração das partículas ao seu redor.

A teoria de Kynch é o primeiro trabalho que destaca a importância de dados experimentais e sua análise. Mostra ainda que a curva de velocidade versus concentração possibilita, em um único experimento, verificar que cada processo é função particular da suspensão ensaiada.

Através da premissa de que a velocidade de queda das partículas é função da concentração das partículas de sua vizinhança, a concentração local mostra que a quantidade de sólidos por unidade de volume por unidade de área da suspensão possui tamanho e forma semelhantes. Logo, conclui que o fluxo de sólidos é obtido pela equação 8.

$$G_c = V_c \times C \quad (8)$$

sendo  $G_c$  o fluxo de sólidos, isto é, a quantidade de sólidos que atravessa a secção horizontal por unidades de área e por unidade de tempo;  $C$  a concentração de sólidos, que cresce a partir de zero até o máximo  $C_m$  e  $V$  a velocidade de queda dos sólidos, que decresce de um valor infinitesimal até zero.

A análise do fluxo de sólidos  $G$ , segundo Kynch (1955), é mais complexa, porém assume-se desta forma para melhor exposição e análise.



Para o autor, como há uma variação da concentração ao longo do tubo, conforme demonstrado através da equação 9, a interface sólido-líquido através das variações de concentração propaga-se com velocidade constante.

$$U_c = \frac{-dG_c}{dC} \quad (9)$$

sendo  $G_c$  o fluxo de sólidos (massa de sólidos que atravessa uma secção de área por tempo) e  $U_c$  a velocidade da interface na concentração local referente à área da secção.

Kynch adotou em sua análise o sentido ascendente como positivo, sendo assim, as velocidades descendentes têm sinal negativo.

Outra premissa adotada por Kynch (1951), diz que com a alteração da concentração entre dois pontos, a interface sólido/líquido se propaga com velocidade constante de acordo com a equação 10.

$$V_2 = \frac{(G_1 - G_2)}{(C_2 - C_1)} \quad (10)$$

A figura 3.15 mostra a curva obtida por Kynch, onde se têm valores do fluxo de sólidos  $G$  no eixo das abscissas e a concentração  $C$  da camada de referência.

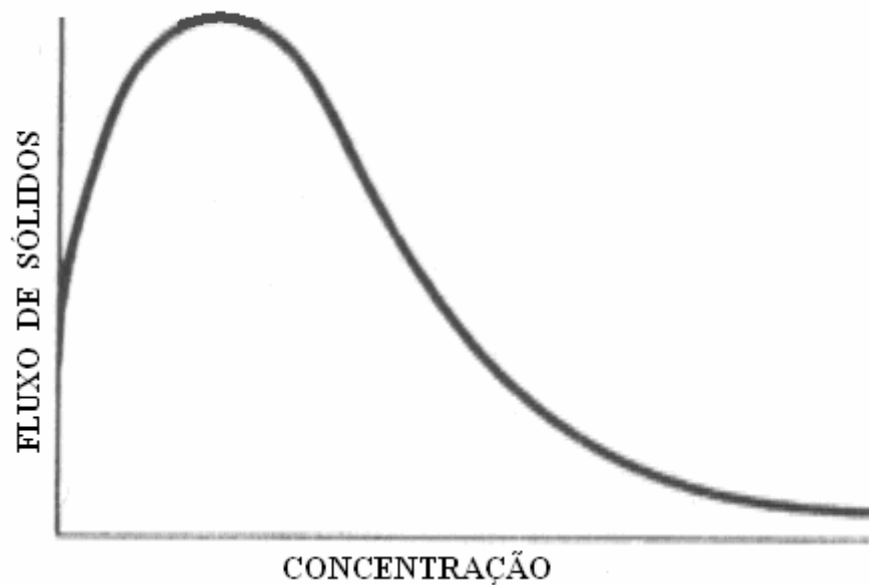


FIGURA 3.15 – Curva fluxo de sólidos versus concentração (KYNCH, 1951).

De acordo com Masini (1995), os trabalhos que se destacaram na análise e verificação da teoria proposta por Kynch (1951), foram de Fitch 1966, Yoshioka et al. 1955, Hasset (1970), entre outros.

Conforme Fitch (1966), canalizações em processos de espessamento não são teoricamente comprovadas, mas podem ser observadas através da análise do comportamento da polpa nos ensaios em provetas.

A figura 3.16 traz a variação de concentração em dois pares de pontos (a-b, g-h) distribuídos sobre a curva de fluxo de sólidos versus concentração.

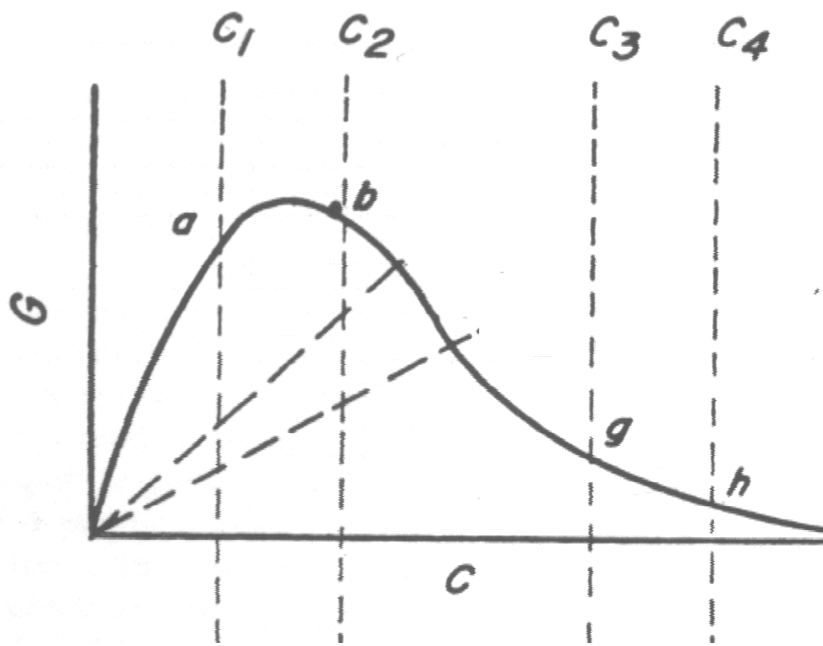


FIGURA 3.16– Variação da concentração através do fluxo de sólidos (FITCH, 1966).

Para Fitch (1966), é reconhecido experimentalmente que certos tipos de comportamento existem, como por exemplo, o regime por canalizações, porém, o autor reforça o ponto de que não há provas diretas que eles são causados pelos regimes postulados. Por outro lado, tais mecanismos são reforçados e reconhecidos por evidências circunstanciais que os estudos sobre os mecanismos de sedimentação têm mostrado.

Roberts (1949), através dos estudos dos trabalhos de Coe e Clevenger, propôs um método matemático através de função logarítmica, na curva de altura, em função do tempo para ensaios descontínuos de espessamento.

O autor relaciona o final do processo de sedimentação com um comportamento logarítmico e propõe um método gráfico onde o ponto crítico, início do regime de compressão, fica evidenciado.

Este método é muito utilizado até os dias atuais para o cálculo de área de equipamentos contínuos.

Michaels e Bolger (1962), através de estudos em polpas floculadas de caulim, correlacionam equações com dados em que se assume que suspensões floculadas possuem agregados pequenos onde também há água aprisionada, denominada de flocos. Estes flocos guardam suas propriedades sob as forças dos regimes de sedimentação.

De acordo com os autores supracitados, estes agregados se arranjam em grupos e há a formação de redes que se estendem até as paredes do tanque que as contêm, dando à suspensão propriedades plásticas e estruturais.

Para os autores, a velocidade de sedimentação depende da concentração inicial da polpa e assume comportamentos que podem ser descritos por equações, para as diferentes faixas de variação de concentração. Para faixas menores é assumido um valor para uma concentração inicial de 0,05 g/mL ou menor. Concentrações entre 0,05 e 0,21 g/mL são assumidos como razão de valores intermediários e faixas acima de 0,21 g/mL ou maiores para concentrações consideradas mais altas.

Shannon e Tory (1963) publicaram um trabalho em que se afirma que o processo de espessamento se baseia na mudança de concentração ao longo do tanque, com a movimentação de queda dos sólidos.

As aplicações de ensaios em provetas, com esferas rígidas em água, mostraram que a velocidade de sedimentação da polpa induzida é função da retirada do “overflow”, procedimento este típico de operações contínuas.

Metcalf e Eddy (1979) sugerem um método gráfico, que a partir dos estudos propostos por Coe e Clevenger (1916), analisa o fluxo de sólidos através de ensaios em provetas para o cálculo da área do espessador contínuo.

Este método estuda o fluxo de sólidos limitante (máximo) para uma dada área por unidade de tempo, através de ensaios em provetas para diferentes concentrações de alimentação, evitando assim que haja arraste dos mesmos para o “overflow” ocasionado pela falta de área do equipamento.

Através da concentração desejada no “underflow” calcula-se o fluxo limitante referente.

A partir deste fluxo limitante dimensiona-se a área do espessador.

### 3.2.3 FLOCULANTES E COAGULANTES

Ensaio de provetas, citados anteriormente, também podem ser realizados com o uso de floculantes e coagulantes. Neste caso, no entanto, o uso de ensaios em tubos longos é recomendado.

Em operações contínuas industriais o uso da coagulação e floculação é largamente utilizado.

Partículas finas em uma suspensão não são hidrodinamicamente estáveis. Porém a estabilidade do comportamento de partículas coloidais

individuais pode ser diminuída pela redução da interface e desestabilização das forças repulsivas através de processos de coagulação e/ou floculação.

Na operação de espessamento, a presença de partículas finas e ultrafinas afeta a eficiência do processo.

Processos onde se encontram partículas finas, que de acordo com Somasundaran (1980), são maiores que 10  $\mu\text{m}$  e menores que 100  $\mu\text{m}$ , e ultrafinas, que também de acordo com o autor são partículas maiores que 1  $\mu\text{m}$  e menores que 10  $\mu\text{m}$  em suspensão são muito usados na indústria mineral.

Este acúmulo de finos pode vir do processo de cominuição, britagem e moagem, ou mesmo do próprio minério, pois, particularmente em países de clima quente e úmido como o Brasil, o efeito do intemperismo pode gerar grandes quantidades de partículas finas e ultrafinas.

Tais partículas não representam o tempo calculado para o espessamento e possuem um comportamento individual, assim descaracterizando o tempo de sedimentação calculado pra a operação.

A agitação térmica e o movimento browniano, juntamente com a diferença de cargas entre as partículas promovem a não sedimentação dos sólidos suspensos.

Potencial zeta é a medida do potencial elétrico entre a superfície correspondente ao plano de cisalhamento e o meio líquido da suspensão (NETTO, 1987).

Os colóides são muito sensíveis aos eletrólitos introduzidos na suspensão.

Assim, as resultantes entre as forças de atração e repulsão sofrem variações significativas em função dos íons presentes.

Logo se faz necessária a redução dos valores de potencial zeta para que possa haver uma maior facilidade de atração entre os sólidos suspensos, promovendo assim a sua aglomeração.

De acordo com Netto (1987), as condições básicas para o mecanismo de coagulação e floculação são:

- redução do potencial zeta a valores próximos de zero;
- fornecer energia ao meio para haver um maior número de choques entre as partículas, sem que haja quebra de flocos;
- introduzir agentes químicos que auxiliem na formação de coágulos e aglomerados entre as partículas.

O pH é uma grandeza que exerce grande influência no processo de coagulação/floculação, particularmente da coagulação.

Existem faixas em que o pH tem maior eficiência e reduz o tempo de sedimentação e a dosagem dos reagentes utilizados. Porém pode variar muito em função das características da polpa e dos produtos utilizados no processo.

Outro fator importante é a densidade da polpa para o ponto máximo de floculação. Aumentando a densidade da polpa ou diminuindo, através de processos de dispersão (diluição), podem-se atingir melhores resultados.

A interação entre as partículas é feita através das forças de Van der Waals, força elétrica, natureza atrativas ou repulsivas das partículas, também dependendo das propriedades de solubilidade e adsorção das partículas.

Levando-se em conta tais fatores, são estudados os processos e reagentes utilizados como coagulantes/floculantes para a otimização do mecanismo de espessamento.

Agentes aglomerantes podem ser divididos em duas categorias, dependendo das condições de trabalho: orgânicos e inorgânicos.

Os agentes inorgânicos mais largamente utilizados são eletrólitos polivalentes como sais de cálcio, alumínio e ferro. Tais agentes são usados para uma coagulação não-específica.

Já os agentes orgânicos normalmente são grupos de hidrocarbonetos solúveis em água, que de acordo com Stroh, (1993) possuem massa molecular entre  $10^4$  e  $10^6$  g/mol.

A classificação de polímeros floculantes é feita de acordo com as cargas dos grupos reagentes.

Segundo Cohen (1971), os termos coagulação e floculação vêm sendo usados de forma indiscriminada.

Ainda de acordo com o autor, existe uma diferença importante entre as nomenclaturas.

O processo de coagulação é a adição de reagentes químicos a uma suspensão coloidal que resulta na desestabilização das partículas, interferindo nas propriedades microscópicas dos sólidos, que produzem forças repulsivas, produzindo assim uma redução na tendência das partículas de se manterem afastadas, fazendo com que forças de Van der Waals predominem permitindo assim a aglomeração das mesmas.



A maioria das partículas em soluções aquosas possui cargas superficiais negativas que podem ser atenuadas apenas com a modificação do pH da suspensão (STROH, 1993).

As partículas finas são mais suscetíveis à coagulação, já que a superfície de contato é maior, sendo assim mais fácil de alterar forças superficiais. Os aglomerados formados por influência da coagulação são menores e menos estáveis que os flocos formados pela floculação, segundo Stroh, 1993.

Logo, coagular significa reduzir as forças eletrostáticas de repulsão devido às cargas superficiais das partículas, possibilitando que estas se aproximem e se juntem através de forças de Wan der Waals, formando um aglomerado denominado “coágulo”.

A coagulação é feita industrialmente adicionando-se um reagente químico adequado que dará propriedades de “adesividade” quando as partículas estiverem em contato. Faz-se necessário uma rápida mistura para uma boa dispersão do coagulante na polpa. Todo processo ocorre em um curto espaço de tempo, às vezes menos de um segundo (COHEN, 1971).

A figura 3.17 mostra a aproximação de duas partículas que carregam cargas negativas e residuais positivas, o que também pode ocorrer, trazendo um esquema de aproximação entre elas, em que caso a força de Van der Waals predomine, as interações entre elas irão permitir sua desestabilização e a atração será possível.

Os principais mecanismos que atuam na coagulação são *compressão da camada difusa*, que ocasiona a desestabilização dos finos com a adição de íons de carga contrária; *adsorção e neutralização*, em que também ocorrem desestabilizações através de reações do coagulante com os colóides, mas com uma dosagem bem menor de coagulante; *adsorção e formação de pontes*, utilizando polímeros como agentes que formam sítios ionizáveis ao longo de suas cadeias e *varredura*, que é um processo onde ocorre a formação de precipitados formados através de reações dos coagulantes com os sólidos presentes.

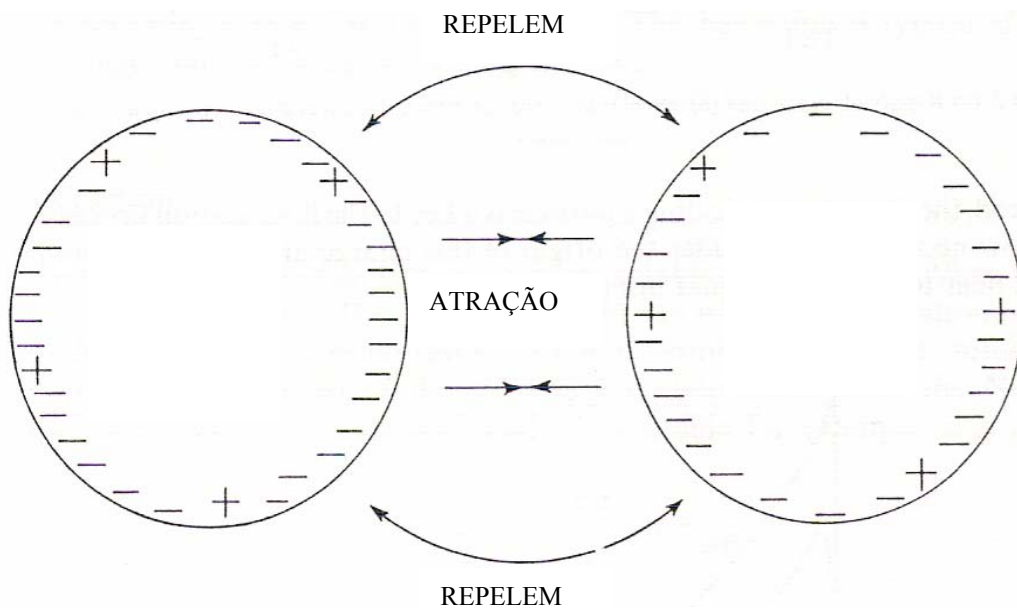


FIGURA 3.17- Esquema de aproximação de duas partículas (OSBORN, 1981).

## **Floculação**

A floculação, segundo (Cohen, 1971), ocorre onde há a formação de flocos porosos desordenados.

Os floculantes são comumente empregados para agregar partículas formando flocos. Estes são maiores que as partículas individuais e, portanto, sedimentam com maior velocidade. Não são empregados em casos específicos onde possa haver restrições, tanto da polpa quanto das operações subsequentes (PERRY, 1999).

Durante o processo de floculação, os sólidos são entrelaçados com a formação de pontes entre as partículas em âmbito macroscópico devido à ação de reagentes químicos denominados floculantes.

Stroh, 1993, diz que o requisito para isto ocorrer é a adsorção de polímeros diretamente na superfície das partículas ou ainda na camada da interface iônica. A floculação cria flocos estáveis que podem incorporar todas as partículas da suspensão.

A terminologia, segundo a IUPAC, diz que coagulação se refere aos tipos específicos de agregação em que são formados grupos arranjados e feita através da desestabilização das forças eletrostáticas das partículas. Já na floculação ocorre uma agregação das partículas formando assim flocos abertos ou independentes.

A floculação é obtida industrialmente por uma mistura prolongada de agentes floculantes que promovem uma agregação dos sólidos em suspensão,

aumentado assim o tamanho das partículas através da formação de flocos (COHEN,1971).

A figura 3.18 ilustra alguns possíveis mecanismos de aglomeração.

São necessários cuidados com a dosagem de agentes flocculantes, já que, o excesso dos mesmos pode causar um efeito indesejável de dispersão na suspensão.

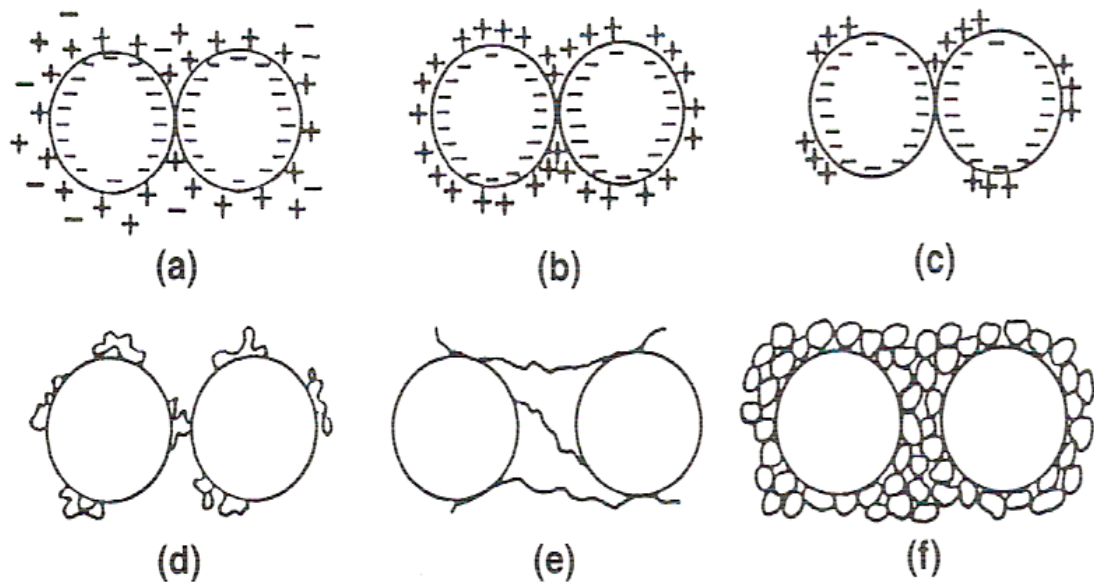


FIGURA-3.18 – Esquema de diferentes tipos de aglomeração, (BOHUSLAV, 1993).

Na figura 3.18:

- (a) é a representação da rede eletrostática por eletrólitos;
- (b) a rede eletrostática por adsorção de superfície polieletrólitos;
- (c) a rede eletrostática por adsorção de superfície em sítios de polieletrólitos;
- (d) as pontes via adsorção de polímeros;
- (e) as pontes por adsorção de polímeros livres e
- (f) a imersão em estrutura de gel por ligações de polímeros.

Pode-se resumir como conceito de coagulação reagentes que promovem a desestabilização de forças eletrostáticas repulsivas das partículas fazendo com que se predominem forças de Wan der Vaals, com a formação de coágulos e floculação reagentes que promovem a formação de flocos através de pontes entre as partículas.

### 3.3 MÉTODOS DE DIMENSIONAMENTO DE ESPESSADORES INDUSTRIAIS.

Há diversas técnicas que calculam a área necessária para o espessador.

Coe e Clevenger (1916) propõem adicionar valores experimentais para cada ensaio através da equação que identifica o fluxo de sólidos crítico para cada operação, como pode ser observado na equação 11.

$$G = \frac{u}{\frac{1}{C} - \frac{1}{C_U}} \quad (11)$$

O procedimento de Coe e Clevenger (1916) requer uma série de ensaios, para cada ponto de concentração da polpa.

A análise de Kynch (1951), através de um único ensaio, identifica a razão de sedimentação em diversas concentrações em uma mesma polpa, desde sua alimentação até a zona de compressão.

De acordo com Chaves et al. (1996), o espessador deve atender às necessidades completas da operação.

O objetivo do equipamento é adequar a polpa a uma concentração desejada para operações subseqüentes.

Alguns parâmetros que controlam a razão de concentração do equipamento são o tempo de residência, representado pela equação 12 e a vazão de alimentação, identificada pela equação 13.

$$\tau = \frac{V}{Q} \quad (12)$$

Em que  $\tau$  é o tempo de residência, em horas, Q a vazão volumétrica, em l/h e V o volume, em litros.

$$Q = v.A \quad (13)$$

Sendo  $Q$  a vazão, em  $\text{m}^3/\text{h}$ ,  $v$  a velocidade, em  $\text{m}/\text{h}$  e  $A$  a área, em  $\text{m}^2$ .

Baseado nas informações apresentadas no item 3.2 foram propostas inúmeras técnicas de dimensionamento. Apresentam-se a seguir, três métodos clássicos que são normalmente empregados para o projeto de espessadores contínuos, a partir de ensaios em provetas.

### 3.3.1 MÉTODO DE TALMADGE-FITCH

Através da análise dos trabalhos de Coe e Clevenger (1916), e baseado na teoria de Kynch (1951), em que o autor identifica a razão de espessamento através de um único ensaio de batelada, Talmadge-Fitch (1955), propõem um método gráfico para o dimensionamento de espessadores.

O método de Talmadge-Fitch é subjetivo, pois não fica clara a identificação do ponto crítico  $C$  através do ensaio de proveta. Usualmente são utilizados procedimentos auxiliares para esta identificação.

Os autores propõem em seu artigo original, uma escolha arbitrária através do balanço de massa no espessador para a identificação do ponto crítico  $C$ .

O método gráfico utilizado no trabalho foi proposto por Foust (1982), autor muito citado na área da engenharia química, que sugere o método da bissetriz para a identificação do ponto crítico.

O método consiste em um único ensaio de proveta, onde a polpa a ser espessada é colocada em uma proveta graduada. O conteúdo é agitado mecanicamente, de forma branda para maior homogeneidade e sem influência na sedimentação. Após a retirada do misturador da polpa inicia-se o ensaio de sedimentação.

Através do registro da altura da interface em função do tempo os dados são plotados através da curva da altura da interface em função do tempo.

A partir desta curva, são traçadas tangentes, uma pela zona de clarificação e outra pela zona de espessamento, e o ponto da curva cortado pela bissetriz entre essas duas tangentes identifica o ponto crítico C, início da zona de compressão. Este foi o método utilizado para auxiliar na identificação do ponto C.

A área da secção do espessador contínuo pelo método de Talmadge-Fitch é dada pela equação 14.

$$A = \frac{Q_0 * \theta_E}{Z_0} \quad (14)$$

Sendo,  $Q_0$  a vazão de alimentação ( $m^3/s$ ),  $\theta_E$  o tempo para se alcançar a concentração desejada,  $Z_0$  a altura do início do ensaio de proveta (m) e A é a área mínima do espessador contínuo ( $m^2$ ).



O tempo  $\Theta_E$  é obtido através de leitura gráfica, sendo que através do balanço de massa do espessador, a altura  $Z_E$  obtida na concentração desejada do “underflow” é dada pela equação 15.

$$Z_E = \frac{C_0 * Z_0}{C_E} \quad (15)$$

Em que  $Z_E$  é a altura (m) da interface referente à concentração desejada  $C_E$ . Já  $C_0$  é a concentração inicial dos sólidos ( $\text{kg/m}^3$ ),  $Z_0$  é a altura inicial da interface na proveta (m) e  $C_E$  a concentração final dos sólidos no espessado ( $\text{kg/m}^3$ ). A figura 3.19 apresenta o esboço do procedimento gráfico.

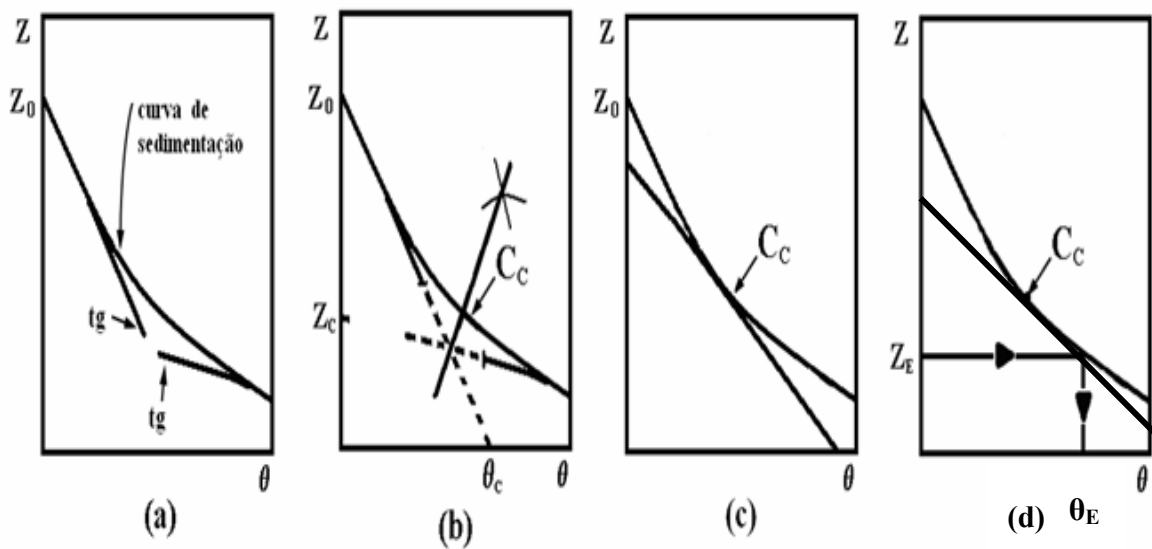


FIGURA 3.19 – Procedimento gráfico segundo TALMADGE-FITCH (1955), apud MORAES (1990).

Em que:

- (a) é o primeiro passo com o traçado das tangentes, uma pela zona de clarificação outra pela zona de espessamento;
- (b) procedimento para traçado da bissetriz;
- (c) reta tangente à curva altura em função do tempo que passa pelo ponto Cc;
- (d) determinação gráfica do tempo crítico  $\theta_e$  através de uma reta paralela ao eixo do tempo, de origem em Zc, que encontra a reta tangente.

### 3.3.2 MÉTODO DE ROBERTS

Roberts (1949), também analisando o trabalho de Coe e Clevenger, propôs um método gráfico que fornece uma curva da altura da interface (m) em função do tempo (min), traçada em papel mono log.

Este método evidencia e caracteriza o ponto crítico com a descontinuidade da curva. O método também é realizado com ensaios em provetas com um único ensaio.

Há algumas análises em que o procedimento de Roberts não é considerado como um método de dimensionamento e sim uma ferramenta que auxilia na identificação do ponto crítico da curva altura da interface versus tempo.

Neste trabalho será tratado como um método.

A área mínima (A) pela técnica de Roberts é dada pela equação 16.

$$A = \frac{Q_a C_a \left( \frac{1}{C_c} - \frac{1}{C_e} \right)}{u} \quad (16)$$

Sendo,  $Q_a$  a vazão de alimentação ( $\text{m}^3/\text{s}$ ),  $C_a$  a concentração da alimentação ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ),  $C_e$  a concentração da lama ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ),  $C_c$  a concentração crítica ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) e  $u$  a velocidade de sedimentação ( $\text{m}/\text{s}$ ).

As variáveis da equação da área pelo método de Roberts (1949) são obtidas pelas equações 17 e 18 respectivamente.

$$C_c = \frac{Z_o C_o}{Z_{ic}} \quad (17)$$

$$u = \frac{Z_{ic} - Z_c}{\theta_c} \quad (18)$$

Em que  $Z_c$  e  $\theta_c$  são obtidos pelo ponto de inflexão no gráfico  $\log(Z - Z_f)$ . Sendo  $Z_f$  a altura final da interface.

O  $Z_{ic}$  é determinado através da curva da altura  $Z$  em função do tempo, traçando-se uma tangente no ponto crítico.

A figura 3.20 mostra o procedimento gráfico do método de Roberts.

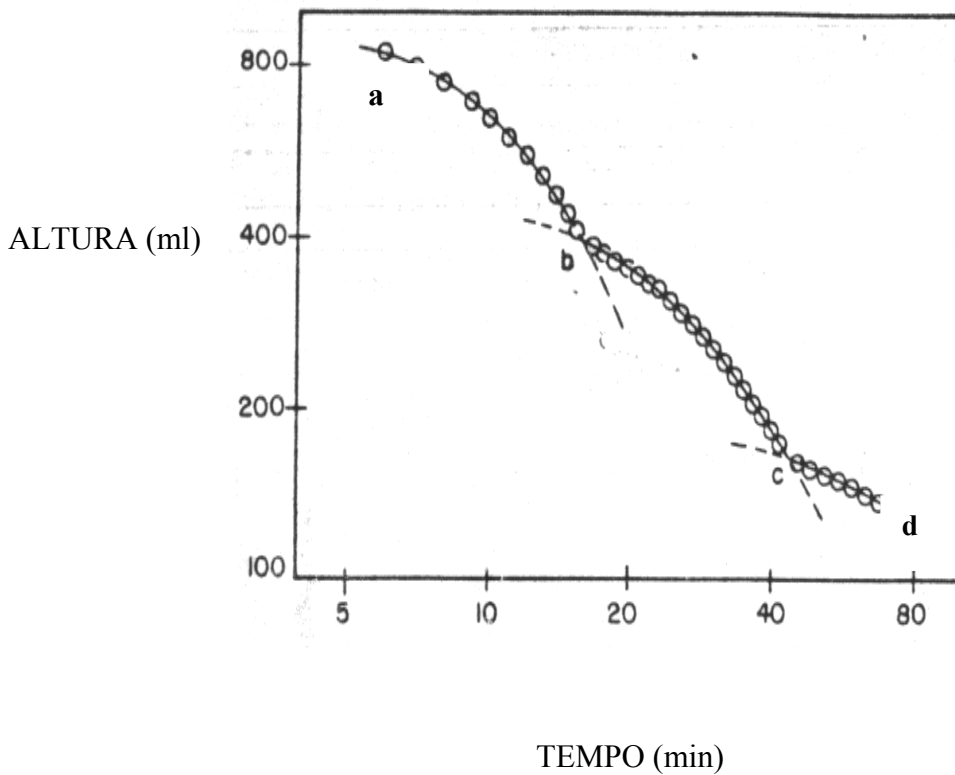


FIGURA 3.20- Método gráfico de Roberts em papel log-log.

### 3.3.3 MÉTODO DO FLUXO DE SÓLIDOS

O método de dimensionamento de espessadores através da análise do fluxo de sólidos foi estudado inicialmente por Coe e Clevenger (1916). Outros autores como Yoshioka et al., Dick e Young, também criaram métodos através da análise do fluxo de sólidos, McKETTA (1993).

O método proposto por Metcalf-Eddy (1979) segue a mesma premissa dos autores supracitados, no qual observa-se o fluxo de sólidos que passa por uma secção do equipamento por unidade de tempo no estado estacionário.

O método proposto por estes autores é muito utilizado para dimensionamento de espessadores na indústria de tratamento de resíduos.

A curva do fluxo de sólidos em função da concentração é mostrada na figura 3.17.

A concentração limitante é a quantidade máxima de sólidos, em massa, em um dado volume. Já o fluxo de sólidos é diretamente proporcional à concentração limitante e que permite a passagem em massa de sólidos por unidade de área e de tempo, sem que haja arraste de sólidos para o líquido clarificado do “overflow”.

A análise do fluxo limitante permite saber o limite de operação do espessador em termos de concentração máxima por área e tempo analisando, diretamente a eficiência da operação.

Este método considera que o fluxo de sólidos é função linear da concentração do sólido e da velocidade de sedimentação da polpa.

A curva do fluxo de sólidos em função da concentração, sendo tangenciada a partir do ponto de concentração desejada no “underflow” (eixo das abscissas), indica o fluxo de sólidos limitante da operação ( $F_L$ ), observado na equação 19.

$$F_l = C_i * V_i \quad (19)$$

Sendo  $F_1$  o fluxo de sólidos ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ),  $C_i$  a concentração de entrada do sedimentador ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) e  $V_i$  a velocidade inicial de sedimentação ( $\text{m}/\text{h}$ ).

A velocidade inicial para cada ponto é obtida através da inclinação da curva da altura em função do tempo, obtida pelos ensaios em provetas, dada pela equação 20.

$$V_i = \frac{\Delta Z_i}{\Delta \theta_i} \quad (20)$$

O balanço de material fornece a equação de dimensionamento do espessador, (massa que entra = massa que sai do equipamento), fornecendo a equação 21, de área.

$$A = \frac{Q_o * C_o}{F_L} \quad (21)$$

Em que,  $A$  é a área desejada ( $\text{m}^2$ ),  $Q_o$  a vazão volumétrica que entra no espessador ( $\text{m}^3/\text{h}$ ),  $C_o$  a concentração da suspensão de entrada ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ) e  $F_L$  o fluxo limitante ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{h}$ ).

São necessários vários ensaios em proveta em diferentes concentrações, para a obtenção da curva do fluxo de sólidos.

Independentemente do método utilizado para o dimensionamento do espessador, a análise do fluxo de sólidos fornece a vazão do clarificado e a vazão do concentrado através do balanço volumétrico e de massa, respectivamente, como observado nas equações 22 e 23.

$$Q_0 = Q_L + Q_E \quad (22)$$

$$Q_0 C_0 = Q_L C_L + Q_E C_E \quad (23)$$

Supondo uma operação ideal, em que não há presença de sólidos no clarificado ( $C_L=0$ ), tem-se a vazão do concentrado expressa pela equação 24.

$$Q_E = \frac{Q_0 C_0}{C_E} \quad (24)$$

A figura 3.21 mostra o procedimento gráfico do método de análise pelo fluxo de sólidos. O fluxo total ( $F_T$ ) é igual à soma do fluxo devido à gravidade ( $F_G$ ) e a do fluxo devido à retirada do concentrado pelo fundo “underflow” ( $F_E$ ).

Portanto, a tangente da curva ( $F_G$ ) tem a mesma inclinação da reta ( $F_E$ ), com sinal negativo. Sendo assim o fluxo limitante pode ser obtido através da tangente da curva ( $F_G$ ), a partir da concentração do concentrado ( $F_E$ ).

A figura 3.21 b permite afirmar que:

$$\operatorname{tg} \alpha = -\operatorname{tg} \beta$$

Assim sendo, o fluxo limitante pode ser obtido pela tangente que parte do ponto de concentração desejada no “underflow” passando pela curva de fluxo de sólidos.

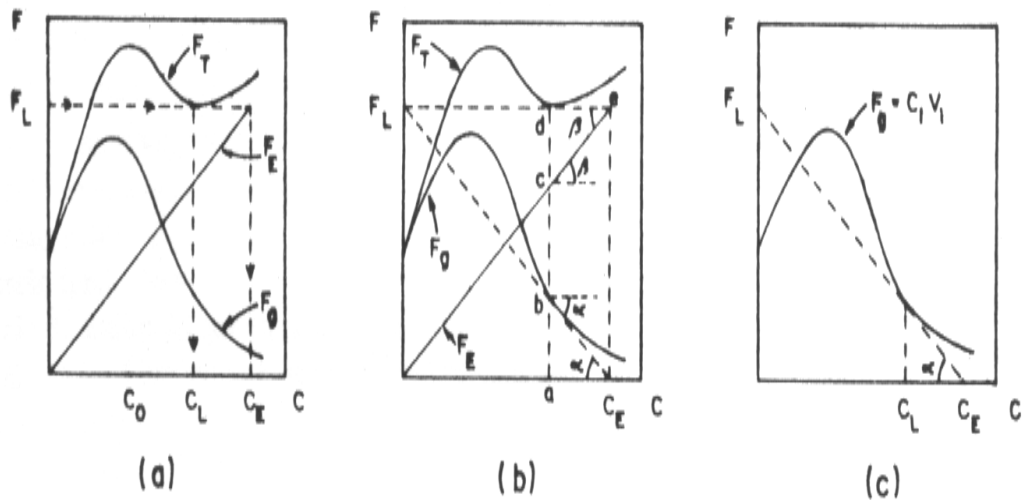


Figura 3.21– Procedimento gráfico do fluxo de sólidos (METCALF 1979, apud MORAES, 1990).

### 3.4 DESVIOS DAS ÁREAS PELAS TÉCNICAS DE PROJETO

Os métodos propostos para o cálculo da área de espessadores contínuos apresentam comumente desvios, para os mesmos dados de proveta, que podem chegar a 50%.



Segundo Masini (1995), é enorme o número de problemas que dificultam a análise dos métodos de dimensionamento de espessadores.

Alguns problemas que levam a estes erros são a complexidade da operação, má utilização dos métodos, fatores de escalas elevados, a não reprodução da operação contínua, a dificuldade em se correlacionar dados industriais com dados de ensaios de espessamento, entre outros. Como consequência, Masini (1995), diz que a literatura técnica mostra que não existe um método unanimemente aceito pela comunidade técnica.

É prática entre projetistas, duplicar a área obtida pelas técnicas de provetas para a construção das unidades industriais contínuas, adotando como fatores de escala 2, aplicados diretamente na área obtida através dos métodos, em função da reciclagem de sólidos pelas correntes térmicas, canais preferenciais, bolhas e possíveis oscilações de vazão e concentração de alimentação. Fatores de escala são usualmente usados para projetar o equipamento industrial através dos ensaios em provetas evitando também problemas com o subdimensionamento.

No dimensionamento de espessadores, dentro do procedimento adotado pelos métodos, são utilizados fatores de segurança, que têm o objetivo de não subdimensionar a área do equipamento.

Com isto, fica claro que as técnicas propostas até os dias atuais não cumprem o objetivo final do projeto de cálculo de área dos espessadores

plenamente, levando-se assim à necessidade de estudos mais abrangentes e, em muitos casos, a utilização de mais de um método.

Para salmoura e lodo biológico não foram encontradas referências sobre o método de dimensionamento.

Tais suspensões apresentam características reológicas diferentes da água ou da água contendo apenas sólidos.

Assim, este estudo procurou determinar se os métodos clássicos de dimensionamento de espessadores se aplicam a tais suspensões.

#### 4. MATERIAIS E MÉTODOS

As suspensões utilizadas foram a salmoura e lodo biológico de dois espessadores de unidades industriais do pólo industrial de Cubatão.

Após os desembaraços para o acesso às instalações industriais e acertos referentes à não divulgação das razões sociais das indústrias, pôde-se iniciar os trabalhos.

Os ensaios em provetas foram realizados pelo pesquisador nos laboratórios das próprias indústrias.

As concentrações da alimentação, lama e clarificado dos espessadores foram obtidas secando-se em estufa amostras de 100ml até peso constante, através das equações 25 e 26.

$$C = \frac{Ms}{V} \quad (25)$$

Sendo C a concentração (g/L), Ms a massa seca (g) e V o volume (L).

$$Ms = m(\text{béquer} + \text{sólido seco}) - m(\text{béquer}) \quad (26)$$

A massa específica da suspensão foi calculada através de um picnômetro de 50 ml, conforme equações 27 e 28. Para uma amostra da alimentação e mais cinco diluições da alimentação, lama e clarificado, com a

tara do picnômetro e o seu peso cheio. Os ensaios foram realizados à temperatura ambiente de 25° C, controlada pelo sistema de refrigeração mantido no laboratório da indústria.

As diluições foram obtidas através da equação 29, utilizando uma constante da proveta igual a 0,0201 (relação da graduação cm/ml), à temperatura ambiente da data da realização dos ensaios.

$$d = \frac{Mt}{V} \quad (27)$$

Em que  $d$  é a massa específica,  $Mt$  é a massa total (picnômetro+ solução) e  $V$  é o volume.

$$Mt = m\text{Picnômetro}(\text{cheio}) - m\text{Picnômetro}(\text{vazio}) \quad (28)$$

$$\%S = \frac{V_s}{V_s + V_L} \quad (29)$$

Sendo %S a concentração de sólidos em porcentagem,  $V_s$  o volume de sólidos em ml e  $V_L$  o volume de água em ml.

Também foram realizados ensaios de determinação de potencial zeta nas polpas estudadas utilizando-se o equipamento ZetaSize 3000, da Malvern, com a medição do pH das polpas, utilizando a técnica eletro-forética para o

ensaio de potencial zeta e o cálculo dos diâmetros das partículas do “overflow” no mesmo equipamento. A viscosidade foi determinada por um viscosímetro Brookfield em um banho termostatizado para controle da temperatura da polpa.

Todos estes ensaios foram feitos no laboratório de Físico-Química de Colóides do Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo da EPUSP.

Os ensaios em provetas foram executados colocando-se as amostras nas mesmas, previamente agitadas em “bombonas” de 20 litros, onde foram recolhidas do equipamento industrial, com o objetivo de uniformizar a concentração das mesmas.

Com as suspensões nas provetas, foi utilizado um disco misturador perfurado, acoplado a uma haste, para agitar a suspensão visando à homogeneização da concentração. Retirado o disco misturador, foi disparado o cronômetro para a contagem do tempo em função da altura da interface sólido-líquido, em provetas graduadas.

Com os dados da altura da interface em função do tempo, concentrações e vazões, foram aplicados os métodos de Talmadge-Fitch, Roberts e Fluxo de Sólidos para os cálculos das áreas dos espessadores através dos ensaios em provetas e comparados tais resultados com o diâmetro dos equipamentos industriais que já operam dentro do processo das indústrias.

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

### 5.1 Equipamentos e Polpas

Os primeiros dados obtidos foram as dimensões dos equipamentos industriais e condições operacionais com o objetivo de identificar a área dos mesmos. Tais informações foram apresentadas pelas indústrias onde os equipamentos foram utilizados. A tabela 5.1 apresenta estas informações.

Tabela 5.1- Dados dos equipamentos industriais.

<b>ESPESSADOR</b>	<b>VAZÃO DE ALIMENTAÇÃO</b> (m <sup>3</sup> /h)	<b>DIÂMETRO</b> (m)	<b>ÁREA</b> (m <sup>2</sup> )
SALMOURA	80,0	20,0	314,2
LODO BIOLÓGICO	13,0	9,1	65,0

As propriedades físico-químicas das polpas, como pH, massa específica, concentração, viscosidade, obtidas experimentalmente, tanto no laboratório de Físico-química de colóides da EPUSP como nos laboratórios da referidas indústrias, são apresentadas na tabela 5.2.

Tabela 5.2- Propriedades físico-químicas das polpas de salmoura e lodo biológico.

<b>POLPA</b>	<b>MASSA ESPECÍFICA (g/l)</b>	<b>CONCENTRAÇÃO INICIAL (g/l)</b>	<b>pH</b>	<b>VISCOSIDADE (cP)</b>
<b>SALMOURA</b>	1026,0	313,9	11,2	2,05
<b>LODO BIOLÓGICO</b>	1214,2	21,0	6,82	27,0

As técnicas de Talmadge-Fitch e Roberts, como visto anteriormente, foram realizadas com um único ensaio de proveta, com as concentrações apresentadas na tabela 5.2.

Já a técnica do Fluxo de Sólidos exigiu pelo menos 6 (seis) concentrações iniciais para a realização dos ensaios em provetas. Como as suspensões não podem ser alteradas nos equipamentos, os procedimentos de cálculo para as demais concentrações iniciais foram realizados através da equação 29 e a constante da proveta.

A tabela 5.3 e 5.4, apresentam as concentrações iniciais e as massas específicas das mesmas, obtidas pelo picnômetro, para o lodo biológico e salmoura, respectivamente.

As concentrações e massas específicas do “overflow” e do “underflow”, ambas obtidas experimentalmente, para as suspensões de lodo biológico e salmoura, são apresentadas na tabela 5.5.

Tabela 5.3- Concentrações iniciais e densidades para o lodo biológico

<b>CONCENTRAÇÃO (g/l)</b>	<b>MASSA ESPECÍFICA (g/l)</b>
21,0	1214,2
17,3	1192,2
14,5	1167,4
12,65	1140,6
11,12	1119,6
10,0	1090,8

Tabela 5.4- Concentrações iniciais e massas específicas para a salmoura.

<b>CONCENTRAÇÃO (g/l)</b>	<b>MASSA ESPECÍFICA (g/l)</b>
313,9	1026,0
256,3	1025,4
216,5	1023,4
190,5	1021,8
166,8	1019,6
149,4	1018,2



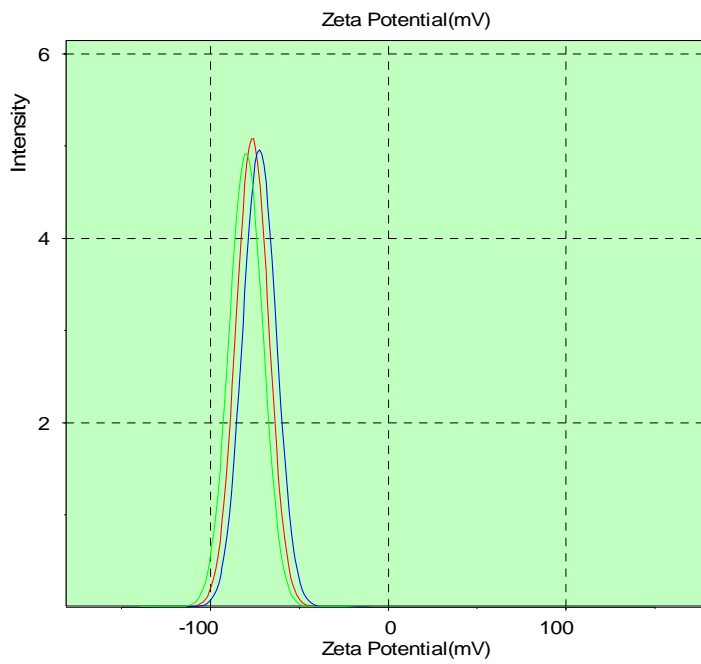
Tabela 5.5- Concentrações e massas específicas do “overflow” e “underflow” dos espessadores industriais.

SUSPENSÃO	CONCENTRAÇÃO “OVERFLOW” (g/l)	CONCENTRAÇÃO “UNDERFLOW” (g/l)	MASSA ESPECÍFICA “OVERFLOW” (g/l)	MASSA ESPECÍFICA “UNDERFLOW” (g/l)
SALMOURA	141,5	784,1	1017,0	1039,0
LODO BIOLÓGICO	10,8	45,5	1210,6	1339,8

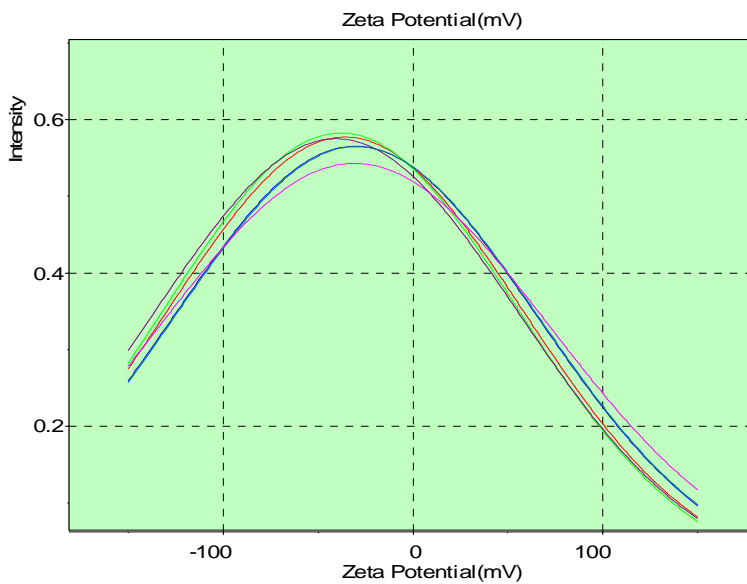
A análise do grau de floculação das polpas foi realizada através de ensaios de potencial zeta. O objetivo desta análise foi verificar para os ensaios de provetas o estado de agregação e/ou dispersão das polpas.

As retiradas das amostras nos equipamentos foram feitas após a adição de flocculantes das mesmas, segundo orientações da própria indústria. A análise do teste de potencial zeta serviu para verificar se as polpas estavam floculadas e qual o grau de floculação destas, já se tendo o conhecimento prévio de que foram utilizados polieletrólitos.

As figuras 5.1 e 5.2 apresentam as curvas dos resultados dos ensaios supracitados, em um total de 4 para cada suspensão.



Figuras 5.1- Curvas dos ensaios de potencial zeta para o lodo biológico.



Figuras 5.2- Curvas dos ensaios de potencial zeta para a salmoura.

A figura 5.1 apresenta um valor de potencial zeta de -64,3 mV para um valor máximo de intensidade de 5,4. Com este valor pode-se concluir que a suspensão de lodo biológico não se encontra em um estado ótimo de coagulação, apresentando uma certa dispersão, uma vez que o ideal seria um valor de pico da curva perto de zero, para o potencial zeta.

Observa-se na figura 5.2 apresentada para a salmoura, um melhor estado de coagulação da suspensão que indica um valor para o potencial zeta de -19,0 mV para uma intensidade máxima de 0,57. O estado de coagulação da salmoura se apresenta aparentemente em melhores condições que a suspensão de lodo biológico.

## 5.2 Ensaio de espessamento

Para a aplicação das técnicas de dimensionamento de espessadores propostas neste trabalho, foram realizados ensaios em provetas de acordo com a metodologia proposta pela literatura.

Os resultados da altura da interface (cm), em função do tempo (min), para as concentrações iniciais dos equipamentos e das demais concentrações, obtidas através das diluições, são apresentados nas tabelas 5.6 e 5.7, para as suspensões de lodo biológico e salmoura, respectivamente.

Tabela 5.6– Ensaio de Sedimentação para a suspensão de lodo biológico.

ENSAIO 1 C <sub>1</sub> =21,0 g/l		ENSAIO 2 C <sub>2</sub> =17,3 g/l		ENSAIO 3 C <sub>3</sub> =14,5 g/l		ENSAIO 4 C <sub>4</sub> =12,65 g/l		ENSAIO 5 C <sub>5</sub> =11,12 g/l		ENSAIO 6 C <sub>6</sub> =10,0 g/l	
Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)
40	0	40	0	40	0	40	0	40	0	40	0
35	7,0	35	2,93	35	1,2	35	0,76	35	0,58	35	0,5
30	11,2	30	6,43	30	2,75	30	1,6	30	1,06	30	0,96
25	18,5	25	12,0	25	4,66	25	2,5	25	1,5	25	1,41
20	32,0	20	23	20	8,81	20	4,5	20	2,6	20	1,9
15	61,0	15	49,2	15	22,91	15	11,0	15	4,3	15	2,5
12	157,2	10	126,8	10	59,04	10	41	10	16,3	10	6,08
12	240,0	10	240,0	9	240,0	7	240	6	240	5	59,0
-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	3	240

Tabela 5.7– Ensaio de Sedimentação para a suspensão de salmoura.

ENSAIO 1 C <sub>1</sub> =313,9 g/l		ENSAIO 2 C <sub>2</sub> =256,3 g/l		ENSAIO 3 C <sub>3</sub> =216,5 g/l		ENSAIO 4 C <sub>4</sub> =190,5 g/l		ENSAIO 5 C <sub>5</sub> =166,8 g/l		ENSAIO 6 C <sub>6</sub> =149,4 g/l	
Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)	Z (cm)	θ (min)
40	0	40	0	40	0	40	0	40	0	40	0
35	7,73	35	7,46	35	6,08	35	4,78	35	3,75	35	2,75
30	16,3	30	13,91	30	13,29	30	9,01	30	7,4	30	5,5
25	22,68	25	20,75	25	19,51	25	12,8	25	11,16	25	7,66
20	29,13	20	28,08	20	25,0	20	15,0	20	15,25	20	10,0
15	36,25	15	35,0	15	31,4	15	19,73	15	18,43	15	12,91
10	44,0	10	42,41	10	38,2	10	24,91	10	22,2	10	15,16
5	61,27	5	58,5	5	55,0	5	34,0	5	30,25	5	22,0
2	120,0	2	105,0	2	95,0	2	70,0	2	60,0	2	45,0
2	240,0	2	240,0	2	240,0	2	240,0	1	240,0	1	240,0

A partir destes dados do ensaio de espessamento, plotou-se a curva da altura da interface em função do tempo.

A tabela 5.8 apresenta as velocidades iniciais constantes dos ensaios de espessamentos em provetas.

Tabela 5.8- Velocidades de sedimentação através dos ensaios de provetas.

SUSPENSÃO	CONCENTRAÇÃO INICIAL (g/l)	CONCENTRAÇÃO FINAL (g/l)	VELOCIDADE INICIAL CONSTANTE (cm/min)
SALMOURA	313,9	784,1	0,683
LODO BIOLÓGICO	21,0	45,5	0,892

As velocidades constantes calculadas para trechos onde a curva apresenta um comportamento retilíneo a partir da zona de alimentação decrescem de acordo com o aumento da concentração e, por consequência, deixam de ser retilíneos e a velocidade passa a ser decrescente.

Isto ocorre devido às polpas obedecerem ao comportamento da velocidade estabelecido por Kynch, em que fica claro que a velocidade de sedimentação se altera repentinamente após a passagem para a zona crítica, início da zona de espessamento por compressão, sendo assim função da concentração local.

Foram utilizadas para cada suspensão, seis concentrações de alimentação diferentes. A tabela 5.9 mostra a variação da velocidade em

função da concentração para a salmoura e a tabela 5.10 apresenta o mesmo procedimento para a suspensão de lodo biológico.

Tabela 5.9-Velocidade de sedimentação em função da concentração aplicada à salmoura

<b>CONCENTRAÇÃO (g/l)</b>	<b>VELOCIDADE INICIAL CONSTANTE (cm/min)</b>
313,9	0,683
256,3	0,722
216,5	0,768
190,5	1,175
166,8	1,350
149,4	1,960

É possível verificar que com o aumento da concentração há um decréscimo na velocidade de sedimentação. De acordo com Kynch (1952) pode-se comprovar que quanto maior a concentração, maior é o volume ascendente de líquido no movimento de sedimentação dos sólidos ocasionando uma queda na velocidade das partículas. O maior contato entre os sólidos suspensos também ocasiona uma menor velocidade, justificando um aumento na velocidade com o decréscimo da concentração.

Tabela 5.10- Velocidade de sedimentação em função da concentração do lodo biológico.

<b>CONCENTRAÇÃO (g/l)</b>	<b>VELOCIDADE INICIAL CONSTANTE (cm/min)</b>
21,0	0,910
17,3	1,553
15,5	3,10
12,65	4,510
11,12	6.050
10,0	9,212

Para o lodo biológico também segue o comportamento da polpa de salmoura. Deixando claro que para as condições estudadas pode-se aplicar o modelo apresentado por Kynch em relação à velocidade de sedimentação.

Para as técnicas de Talmadge-Fitch e Roberts foram utilizados dados do ensaio 1 (um), das tabelas 5.6 e 5.7, que é a concentração das polpas nos espessadores industriais, já que estes métodos requerem somente um ensaio de espessamento em provetas.

As concentrações dos ensaios de 2 a 5 das tabelas supracitadas foram utilizadas somente para o método do Fluxo de Sólidos.

As figuras 5.3 e 5.4 apresentam as curvas de espessamento da altura da interface sólido-líquido em função do tempo para as referidas polpas.

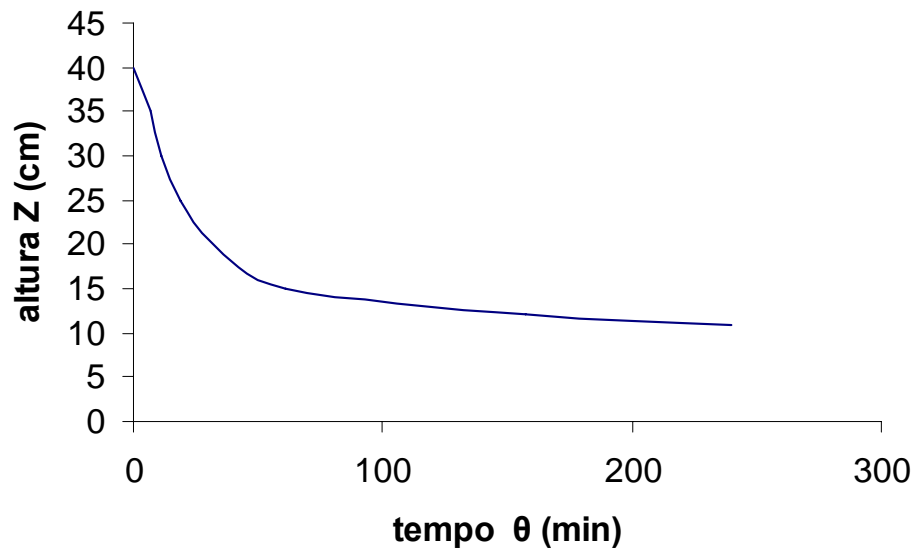


Figura 5.3– Altura da interface Z em função do tempo  $\theta$  para a suspensão de lodo biológico.

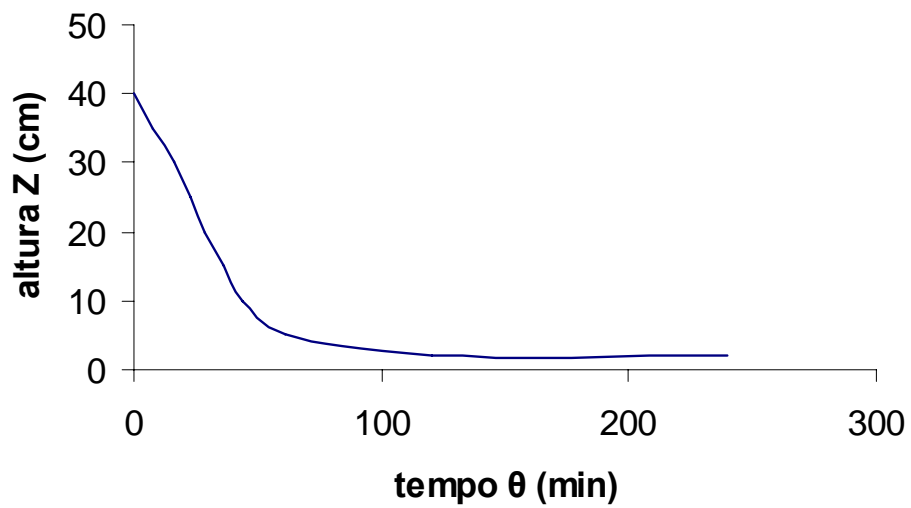


Figura 5.4– Altura da interface Z em função do tempo  $\theta$  para a suspensão de salmoura.



Através das curvas dos ensaios de espessamento pode-se notar que a altura  $Z$  máxima de espessamento atingida pelo lodo biológico é menor. Isto se deve ao fato de que o lodo biológico possui uma maior granulometria de sólidos suspensos. Já a salmoura, apesar de apresentar uma concentração maior, seus sólidos suspensos têm uma granulometria menor, atingindo assim uma altura  $Z$  de espessamento menor nas provetas.

Isto fica evidenciado também através dos ensaios de granulometria realizados no Laboratório de físico-química de colóides da EPUSP, utilizando o equipamento ZetaSize 3000 da Malvern para o “overflow” de cada polpa.

Analisando a amostra do “overflow” da salmoura disponibilizada pela indústria, não foi possível detectar sólidos suspensos na polpa. Já para o lodo biológico, o “overflow” apresenta a distribuição granulométrica apresentada na figura 5.5.

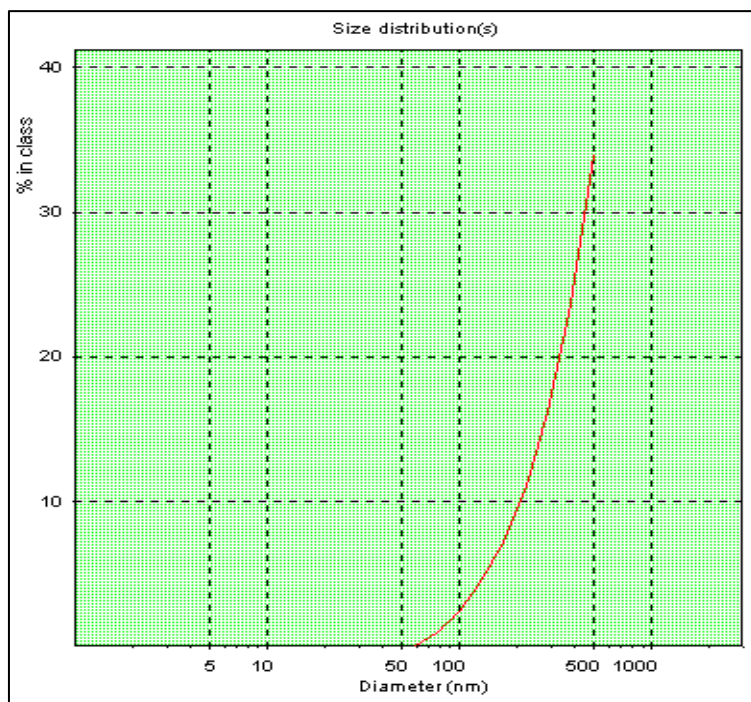


Figura 5.5- Distribuição granulométrica do “overflow” para a polpa de lodo biológico.

É importante observar que para os resultados obtidos nos diâmetros e áreas dos espessadores através dos métodos clássicos propostos neste trabalho não foram utilizados fatores de segurança.

### 5.3 Técnicas de Dimensionamento

#### 5.3.1 Talmadge-Fitch

É interessante notar, que as equações de cálculo de área propostas por Foust (1982), são as mesmas, com diferentes nomenclaturas, que as sugeridas

por Chaves et al. (1996), que seguem o equacionamento do artigo original de Talmadge-Fitch (1917).

Talmadge-Fitch em seu artigo original sugerem o cálculo de uma área unitária do espessador, o que autores como Chaves et al. (1996) denominam de razão de espessamento. Conforme descrito na equação 33.

$$R = \frac{t_c}{C_A H_A} \quad (33)$$

Sendo  $t_c$  o tempo crítico em h para se atingir a concentração do “underflow”,  $C_A$  a concentração de alimentação em  $t/m^3$  e  $H_A$  a altura inicial da proveta em m. A unidade de R é expressa em  $m^2/t.h$ .

Logo se tem a área calculada conforme equação 34.

$$A = Q.R.K \quad (34)$$

Em que A é a área em  $m^2$ , Q é a vazão mássica em t/h, R a razão de espessamento em  $m^2/t.h$  e K uma constante. Os autores adotam para K o valor de 1,29 (CHAVES et al. 1996).

A dificuldade na nomenclatura imposta pelas diferentes áreas da engenharia, aparentemente demonstra que há uma discordância no equacionamento do projeto pela técnica de Talmadge-Fitch.

A equação 14 apresentada por Foust (1982) é a mesma conforme demonstrado a seguir.

A vazão mássica  $Q$  da equação 34 pode ser descrita na forma da equação 35.

$$Q = C_A Q_A \quad (35)$$

Sendo  $Q$  a vazão mássica em t/h,  $C_A$  a concentração de alimentação em t/m<sup>3</sup> e  $Q_A$  a vazão volumétrica de alimentação em m<sup>3</sup>/h.

Observando-se o tempo  $\theta_E$ , dado em horas, pelo método proposto por Foust (1982), obtido graficamente através da altura crítica  $Z_E$  (equação 15) verifica-se que através do balanço de massa no espessador obtém-se a igualdade verificada na equação 36.

$$R = \frac{t_c}{C_A H_A} = \frac{\theta_E}{C_o Z_o} \quad (36)$$

Em que  $\theta_E$  é o tempo crítico, ou seja, tempo para se atingir a concentração desejada do “underflow”,  $C_o$  a concentração de alimentação e  $Z_o$  a altura inicial.

Assim substituindo a equação 35 na equação 34 e mantendo a igualdade observada na equação 36, tem-se a nova área descrita conforme a equação 37:

$$A = C_A Q_A \frac{\theta_E}{C_O Z_O} \quad (37)$$

Simplificando os termos da equação 37,  $C_A$  e  $C_O$ , já que ambos são a concentração de alimentação, tem-se finalmente a equação 14.

$$A = \frac{Q_A \theta_E}{Z_0} \quad (14)$$

Com a nomenclatura entre as diferentes áreas da engenharia agora uniformizadas, o método proposto pelos autores utilizou as figuras 5.3 e 5.4 dos ensaios de espessamento para o cálculo das áreas dos equipamentos.

O método utilizado para a identificação do ponto crítico C, isto é, início da zona de compressão, foi o método das bissetrizes.

Os resultados do cálculo da área através do método de Talmadge-Fitch, são apresentados na tabela 5.11. Na mesma tabela também se encontram os desvios comparativos com os diâmetros dos equipamentos industriais.

Tabela 5.11- Resultados através do método de Talmadge-Fitch

<b>POLPA</b>	<b>ÁREA PELO MÉTODO (m<sup>2</sup>)</b>	<b>DIÂMETRO PELO MÉTODO (m)</b>	<b>DESVIOS DOS DIÂMETROS (%)</b>
SALMOURA	113,0	12,0	40
LODO BIOLÓGICO	20,0	5,0	44

Através dos resultados apresentados na tabela 5.11 verificou-se que o referido método apresenta um desvio para a suspensão de salmoura, em relação ao diâmetro do equipamento industrial de 40% menor que o espessador industrial.

Tal desvio no diâmetro do equipamento pode ser explicado, dentre as várias causas, por uma baixa concentração do “underflow” conseguida pelo equipamento. Também ao fato do equipamento estar super dimensionado, situação esta citada pela indústria, o que acarretaria uma maior dispersão da suspensão no equipamento. Como o tempo de retirada do “underflow” é intermitente, este período seria insuficiente para que o mesmo atinja a concentração desejada.

Já para a suspensão de lodo biológico os ensaios apresentaram um desvio no diâmetro para o equipamento através do método de Talmadge-Fitch de 44%.

De acordo com a aplicação do método de Talmadge-Fitch, o espessador de lodo biológico apresenta uma área maior que a área calculada.

A suspensão de lodo biológico apresentou um estado de agregação dos sólidos suspensos fora do ponto ótimo, conforme demonstrado na figura 5.1. Esta dispersão da suspensão faz com que o equipamento não consiga atingir a melhor concentração para o “underflow”.

Assim como a salmoura, o tempo de residência da suspensão no espessador se mostra insuficiente.

O que demonstra que provavelmente, o equipamento se encontra no limite de sua aplicação, o que dificultaria qualquer ampliação no processo de produção.

Pode-se concluir que para a aplicação do referido método, o espessador de salmoura apresentou um menor desvio em relação ao diâmetro que o espessador de lodo biológico referente à área dos equipamentos industriais.

### 5.3.2 Roberts

Como visto anteriormente, o método de Roberts muitas vezes não é considerado como tal. No presente trabalho foi considerado como método de dimensionamento.

Roberts utiliza um método gráfico que, através do log da diferença das alturas na interface sólido-líquido, evidencia o ponto crítico do espessamento.

As figuras 5.6 e 5.7 apresentam o resultado gráfico pelo método.

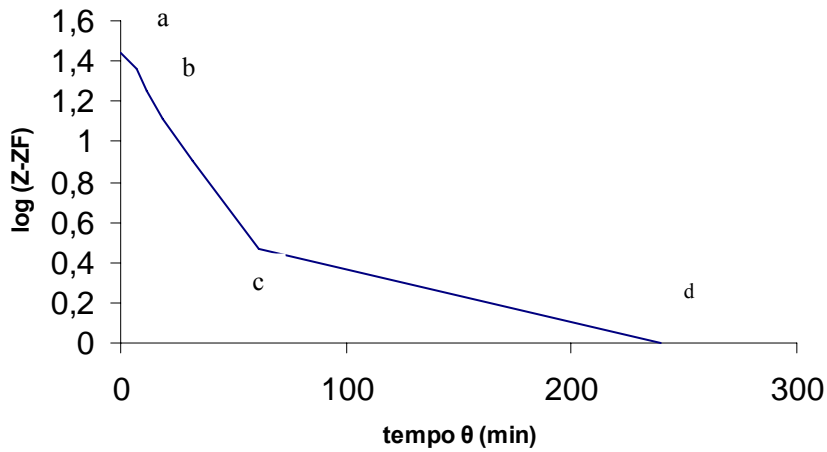


Figura 5.6- Curva de espessamento pelo método de Roberts aplicado à suspensão de lodo biológico.

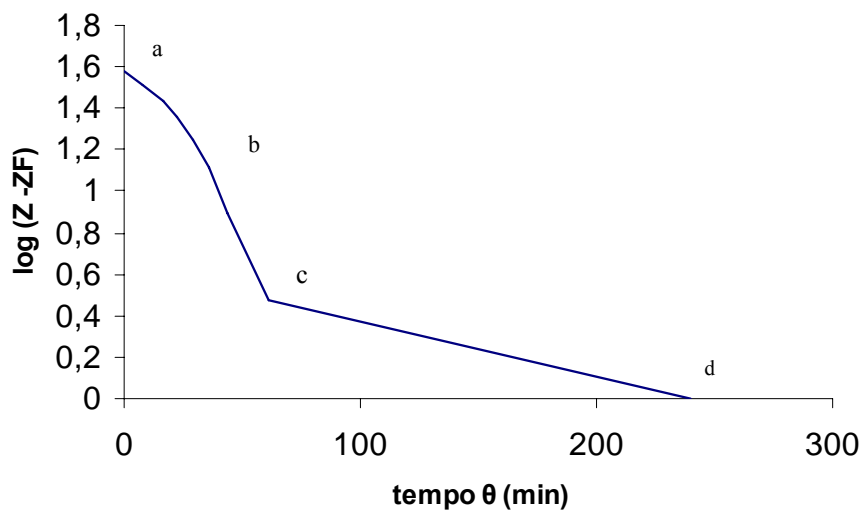


Figura 5.7- Curva de espessamento pelo método de Roberts aplicado à suspensão de salmoura.



Os pontos a,b,c,d nas curvas caracterizam as mudanças de fases no espessamento.

O trecho a-b, não tão bem evidenciado nas curvas, caracteriza a zona de sedimentação livre, tanto para salmoura como lodo biológico. O ponto c, caracteriza a passagem da polpa para a zona de compressão, em que a velocidade de sedimentação diminui repentinamente.

Os resultados da área obtida pelo referido método, bem como seus desvios em relação aos equipamentos industriais são apresentados na tabela 5.12.

Tabela 5.12- Resultados através do método de Roberts.

<b>POLPA</b>	<b>ÁREA PELO MÉTODO (m<sup>2</sup>)</b>	<b>DIÂMETRO PELO MÉTODO (m)</b>	<b>DESVIOS DOS DIÂMETROS (%)</b>
SALMOURA	113,0	12,0	40
LODO BIOLÓGICO	15,5	4,4	51

Para as condições estudadas, o espessador de salmoura apresentou um desvio pelo método menor que o equipamento da suspensão de lodo biológico. Tal fato, também visto anteriormente, reforça a idéia de que a concentração do

“underflow” do espessador de lodo está abaixo do que as condições de projeto verificam.

Levou-se em consideração na análise dos desvios que nenhum fator de segurança foi utilizado nas projeções das áreas pelo método.

### 5.3.3 Fluxo de sólidos

O método do fluxo de sólidos proposto por Metcalf-Eddy, utilizado neste trabalho também fica evidenciado nos trabalhos de Coe-Clevenger, Kynch, Yoshioka et al., entre outros.

A curva do fluxo de sólidos foi obtida através do cálculo das velocidades para as concentrações iniciais. O produto da concentração versus velocidade inicial nos fornece o fluxo de sólidos para a referida concentração.

As tabelas 5.13 e 5.14 apresentam estas informações.

Tabela 5.13- Fluxo de sólidos para a suspensão de lodo biológico.

<b>CONCENTRAÇÃO (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>VELOCIDADE (m/h)</b>	<b>FLUXO DE SÓLIDOS (kg/m<sup>2</sup>h)</b>
21,0	0,54	11,34
17,30	0,90	15,57
14,5	1,80	26,1
12,65	2,70	34,15
11,12	3,60	40,0
10,0	5,40	54,0

Tabela 5.14- Fluxo de sólidos para a suspensão de salmoura.

<b>CONCENTRAÇÃO (kg/m<sup>3</sup>)</b>	<b>VELOCIDADE (m/h)</b>	<b>FLUXO DE SÓLIDOS (kg/m<sup>2</sup>h)</b>
313,9	0,401	125,87
256,3	0,550	140,96
216,5	0,760	164,5
190,5	0,9101	172,90
166,8	1,100	183,48
149,4	1,490	222,60

De acordo com o decréscimo da concentração, a velocidade de sedimentação aumenta, como já visto, e o fluxo de sólidos também aumenta com o decréscimo da concentração. Logo se observou que o fluxo de sólidos por seção e unidade de tempo aumenta com a queda de valores da concentração inicial.

As figuras 5.8 e 5.9 apresentam o resultado gráfico para as suspensões estudadas.

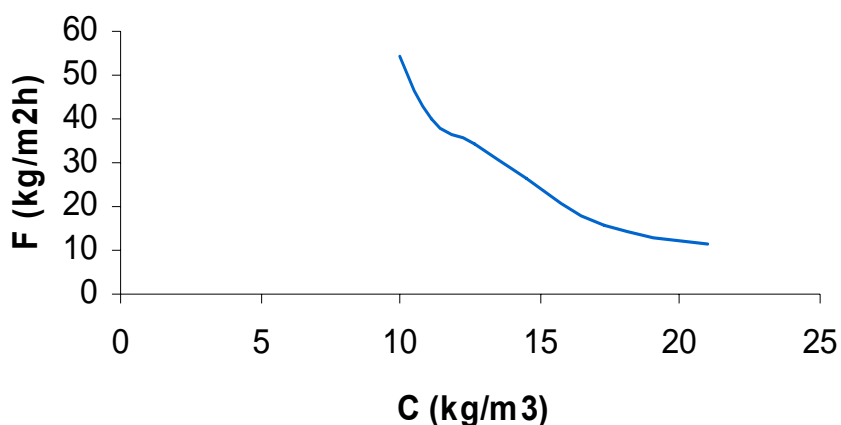


Figura 5.8- Curva do fluxo de sólidos para a suspensão de lodo biológico.

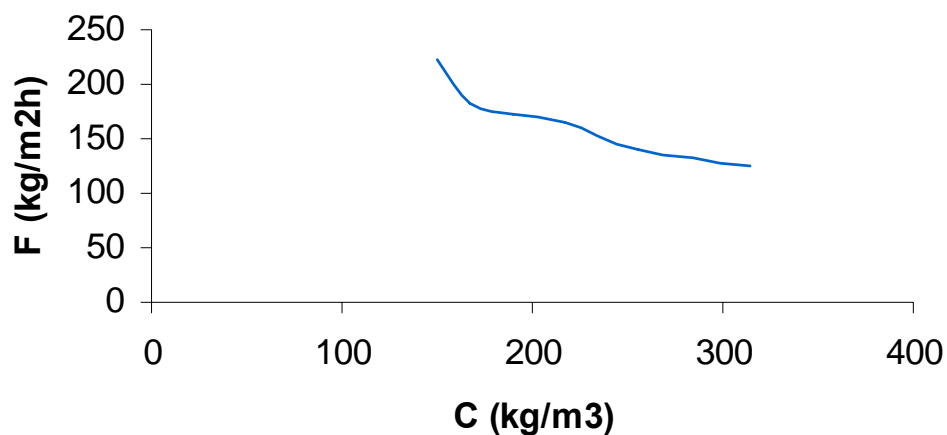


Figura 5.9- Curva do fluxo de sólidos para a suspensão de salmoura.

A partir das concentrações do “underflow” são traçadas retas tangentes às curvas supracitadas e determinado o fluxo limitante em função da concentração.

A tabela 5.15 apresenta os resultados obtidos pelo método.

Tabela 5.15- Resultados através do método o fluxo de sólidos.

<b>POLPA</b>	<b>ÁREA PELO MÉTODO (m<sup>2</sup>)</b>	<b>DIÂMETRO PELO MÉTODO (m)</b>	<b>DESVIOS DOS DIÂMETROS (%)</b>
SALMOURA	119,5	12,4	38
LODO BIOLÓGICO	16,5	4,6	49

De acordo com os resultados, pôde-se verificar que as concentrações limitantes, isto é, a concentração máxima que consegue atravessar o espessador por unidade de área por unidade de tempo é insuficiente.

As concentrações do “underflow” estão menores do que o equipamento conseguiria fornecer e o tempo de retirada do mesmo está curto, não permitindo um espessamento ideal. E novamente observa-se isto com maior evidencia no espessador do lodo biológico, que apresenta um maior desvio em relação ao diâmetro dos equipamentos industriais.

Nota-se, no entanto, que isto pode ser uma opção operacional que as indústrias adotam por razões diversas, como por exemplo, facilidade de manuseio, uso posterior destes sólidos em uma polpa não muito espessa, segurança operacional que pode levar a operação de espessamento abaixo do limite para não correr o risco de aterramento, dentre outros.

## 6. CONCLUSÕES

O trabalho permitiu concluir que, para as condições estudadas, o método de dimensionamento de Talmadge-Fitch apresentou para o espessador de salmoura um desvio contra a segurança de 40% em relação ao diâmetro do equipamento industrial. Já para o lodo biológico, a mesma técnica apresentou um desvio de 44%.

O método de Roberts apresentou para a salmoura um desvio contra a segurança no diâmetro de projeto em relação ao diâmetro do espessador industrial de 40% para a salmoura e 51% para o lodo biológico.

O método do Fluxo de sólidos, sugerido por Metcalf-Eddy, mostrou um desvio também contra a segurança em relação ao diâmetro obtido através do método com o espessador industrial de 38% para a salmoura e 49% para o espessador de lodo biológico.

Os desvios médios para cada técnica em comparação aos diâmetros dos espessadores industriais apresentaram um valor de 42,0% para o método de Talmadge-Fitch, 45,5% para Roberts e 43,5% para o método do fluxo de sólidos.

Concluiu-se assim que os métodos se mostraram aplicáveis para as condições estudadas, e requerem a aplicação de um fator de escala, apresentando um pequeno desvio entre si.

O método de Talmadge-Fitch apresentou um menor desvio médio dentre os métodos aplicados em relação ao diâmetro dos espessadores industriais.

Os espessadores em operação podem estar com uma capacidade superior à taxa de alimentação hoje praticada, mas ainda que se considere que estes estejam no máximo de sua capacidade, pode-se observar que os métodos utilizados foram adequados, pois se fossem utilizados fatores de segurança durante a aplicação dos métodos, todos alcançariam resultados muito próximos em relação aos equipamentos industriais.

Assim, pode-se concluir baseado nos dois equipamentos observados que estes métodos se aplicam na seleção de espessadores para lodo biológico e salmoura, se mostrando a necessidade de um fator de escala.

Observam-se ainda desvios extremamente coerentes entre os métodos, ainda que não tenham sido concebidos para tal tipo de polpa, particularmente porque estas estavam coaguladas e floculadas.

## 7. SUGESTÕES

Visando a continuidade dos estudos sugere-se:

- a) Verificar os métodos de provetas em espessadores contínuos em operação com outras suspensões.
- b) Propor fatores de escala para cada categoria de espessadores e suspensões, obtendo uma maior segurança para os projetistas.



## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BRYAN, J.E.; *Size Reduction*. In: Perry's chemical engineers' handbook. 7. ed. Cap. 20. New York: McGraw-Hill, 1999.

CAMPOS, J.R; POVINELLI, J.; *Coagulação e Floculação*. In Técnica de abastecimento e tratamento de água. São Paulo: CETESB, 1987. v. 2, cap. 19, p. 91-130.

CHAVES, A.P.; *Teoria e Prática no Tratamento de Minérios*, v.2 p.280-347. (1996) ed. Signus/Mineral.

COE, H.S.; CLEVINGER, G.H.; *Methods for determining the capacities of slime settling tanks*. Transactions of the American Institute of Mining, Metallurgical and Petroleum Engineers, v.60, p. 356-358; (1917).

COHEN, J.M.; HANNAH, S.A.; *Coagulation and Flocculation*, In: Water Quality and Treatment, McGraw- Hill, Nova York, 1971.cap.3. pág. 66 a 122.

DAHLSTROM, D.A.; FITCH, E.B. *Thickening*. In: WEISS, N. L.; Mineral Processing Handbook, 1985, vol. 1.seção 9, capítulo 2.

DOBIÁS, B.; *Coagulation and Flocculation: Theory and applications*. Marcel Dekker inc., Nova York, 1993.vol.47. 704 páginas.

EMMET,R.G.; *Líquid-Sólid Operation and Equipaments*. In: Perry's chemical engineers' handbook. 7. ed. Cap. 18 New York: McGraw-Hill, 1999.

FITCH, B.; *A Mechanism of Sedimentation*. Industrial and Engineering Chemistry, vol.5 pag, 129-134, 1966.

*FLOCCULATION, dispersion and selective flocculation*. In: International Symposium on Fine Particles Processing, 1980, Las Vegas. Fine particles processing: proceedings. New York: AIME, 1980. v.2, pt. 6, p. 945-1152.

FOUST, A.S.; *Princípios Das Operações Unitárias*. Trad. Horácio Macedo. 2 ed. Rio de Janeiro, Guanabara dois, 1982. 670 pg.

GOMIDE, R; *Operações Unitárias. Separações Mecânicas*. Edição do autor. V.3, cap.3 (1980).

- GAUDIN, A. M.; *Principles of Mineral Dressing*, capítulos XIV e XX, McGraw-Hill Nova York, pág. 318-333, 1939.
- KYNCH, G.J.; *Theory of Sedimentation*. Transactions Faraday Society; v.48, p.166-176 (1952).
- KELLY, E.G.; SPOTTISWOOD, D.J.; *Introduction to mineral processing*; Wiley interscience inc., Nova York, 1982.
- NETTO, J.M.A; *Decantação* In: Técnica de abastecimento e tratamento de água. São Paulo: CETESB, 1987. v. 2, cap. 21, p. 167-194.
- MASINI, E.A; *Efeito das Dimensões de Provetas no Dimensionamento de Espessadores*, Tese de doutorado apresentada a EPUSP, 1995, São Paulo.
- McKETTA, JOHN J.; *Unit Operations Handbook*. 1993, volume 1, cap. 2.
- METCALF; EDDY, Inc. *Wastewater engineering: Treatment, Disposal, Reuse*, 2 ed. New York, McGraw-Hill, 1979, 920p.
- MICHAELS, A. S.; BOLGER, J.C.; *Settling rates and sediment volumes of flocculated kaolin suspensions*. Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals, v.1 pág 24-32, 1962.
- MORAES JR., D. ; *Separações Sólido-Líquido: moendas, centrífugas, espessadores e filtros*. São Carlos (1990)-UFSCAR.Ed. São Carlos.
- PARLATORE, A.C.; *Mistura e Flocculação*. In: Técnica de abastecimento e tratamento de água. São Paulo: CETESB, 1987. V. 2, cap. 20, p. 131-168.
- PERES, A.E.C.; COELHO, E.M.; ARAÚJO, A.C. *Flotação, espessamento, filtragem, deslamagem e flocculação seletiva*. Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia; In memorian Prof. Paulo Abib; 1980, VII Encontro Nacional de Tratamento de Minérios e Hidrometalurgia, Recife, capítulo 3.
- PERRY, R. H.; GREEN, D.W. *Chemical Engineers Handbook*, 1999, 7º ed., Mc Graw-Hill. Pág. 18-133.
- ROBERTS, E.J.; *Thickening, art or science*; Mining Engineering v.1; p. 61 (1949).

SHANNON, P T.; TORY, E. M.; *Batch and Continuous Thickening*, Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals, v.2 pag 203-211, 1970.

SOLID/LIQUID Separation. In: International Symposium on Fine Particles Processing, 1980, Las Vegas. Fine particles processing proceedings. New York: AIME, 1980. v.2, pt. 10, p. 1547-1706.

SOMASUNDARAN, P.; *Fine Particles Processing*; vol.2, 1980, capítulos 6 e 10, Nova York.

TALMAGE, W.P.; FITCH, E.B.; *Determining Thickener unit areas*, Ind. Eng. Chem., v.47 (1955).

WEISS, N. L.; *Mineral Processing Handbook*, 1985, vol. 1.seção 9, capítulo2.

WILHELM, J.H.; NAIDE, Y.; *Sizing and Operation Continuous Thickener* (1981) AIME n. 79, pág.1710-1718.

YORSRY, A. A.; *Flocculation in Biotechnology and Separation Systems*; Elsevier, 1987, pág. 599-729.