



INSTITUTO TECNOLÓGICO VALE



**Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e
Automação de Processos de Mineração (PROFICAM)
Escola de Minas, Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)
Associação Instituto Tecnológico Vale (ITV)**

Dissertação

**MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DE DENSIDADE DE POLPA EM
ESPESADORES**

Sabrina de Almeida Fontana Magalhães

**Ouro Preto
Minas Gerais, Brasil
2019**

Sabrina de Almeida Fontana Magalhães

**MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DE DENSIDADE DE POLPA EM
ESPESSADORES**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração da Universidade Federal de Ouro Preto e do Instituto Tecnológico Vale, como parte dos requisitos para obtenção do título de Mestre em Engenharia de Controle e Automação.

Orientador: Prof. Thiago Antonio Melo Euzébio,
D.Sc.

Coorientador: Prof. Paulo Marcos de Barro
Monteiro, Ph.D.

Ouro Preto
2019

SISBIN - SISTEMA DE BIBLIOTECAS E INFORMAÇÃO

M188m Magalhães, Sabrina de Almeida Fontana .
Modelagem, simulação e controle de densidade de polpa em espessadores.
[manuscrito] / Sabrina de Almeida Fontana Magalhães. - 2019.
63 f.: il.: color., gráf., tab..

Orientador: Prof. Dr. Thiago Antonio Melo Euzébio.

Coorientador: Prof. Dr. Paulo Marcos de Barro Monteiro.

Dissertação (Mestrado Profissional). Universidade Federal de Ouro Preto.

Programa de Mestrado Profissional em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração. Programa de Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração.

Área de Concentração: Engenharia de Controle e Automação de Processos Mineraiis.

1. Engenharia de controle e automação. 2. Beneficiamento de minério. 3. Modelagem matemática. I. Magalhães, Sabrina de Almeida Fontana . II. Euzébio, Thiago Antonio Melo. III. Monteiro, Paulo Marcos de Barro. IV. Universidade Federal de Ouro Preto. V. Título.

CDU 681.5:622.2

Bibliotecário(a) Responsável: Sione Galvao Rodrigues - CRB6 / 2526

Mestrado Profissional em Instrumentação, Controle e Automação de Processos
de Mineração - PROFICAM

Modelagem, Simulação e Controle de Densidade de Polpa em Espessadores

Sabrina de Almeida Fontana Magalhães

Dissertação defendida e aprovada em 23 de agosto de 2019 pela banca
examinadora constituída pelos professores:



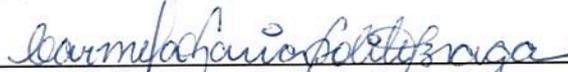
D.Sc. Thiago Antonio Melo Euzébio
Orientador – Instituto Tecnológico Vale Mineração (ITV-MI)



D.Sc. Paulo Marcos de Barros Monteiro
Coorientador – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)



D.Sc. José Alberto Naves Cocota Júnior
Membro interno – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)



D.Sc. Carmela Maria Polito Braga
Membro externo – Universidade Federal de Minas Gerais (UFMG)

A minha mãe, Denize

Agradecimentos

Agradeço à minha mãe Denize e às minhas irmãs, Thaís e Priscila, por todo o suporte durante essa etapa, por estarem sempre presente, incentivando e torcendo por mim, amo vocês! Agradeço aos meus mestres, em especial ao meu orientador Thiago Euzébio e coorientador Paulo Monteiro, por toda a paciência, ensinamentos transmitidos e por confiarem na minha capacidade e no meu trabalho, muito obrigada!

O presente trabalho foi realizado com apoio da Coordenação de Aperfeiçoamento de Pessoal de Nível Superior, Brasil (CAPES), Código de Financiamento 001; do Conselho Nacional de Desenvolvimento Científico e Tecnológico (CNPq); da Fundação de Amparo à Pesquisa do Estado de Minas Gerais (FAPEMIG); e da Vale SA.

*“Feliz aquele que transfere o que
sabe e aprende o que ensina”
(Cora Coralina)*

Resumo

Resumo da Dissertação apresentada ao Programa de Pós Graduação em Instrumentação, Controle e Automação de Processos de Mineração como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Mestre em Ciências (M.Sc.)

MODELAGEM, SIMULAÇÃO E CONTROLE DE DENSIDADE DE POLPA EM ESPESSADORES

Sabrina de Almeida Fontana Magalhães

Agosto/2019

Orientadores: Thiago Antonio Melo Euzébio
Paulo Marcos de Barro Monteiro

No tratamento de minérios a maioria das operações unitárias acontece a úmido, por isso, nos estágios finais do tratamento, é necessário separar o produto ou rejeito gerado, da água. Um dos processos de separação é o espessamento contínuo. O espessamento contínuo consiste na separação sólido-líquido por meio da gravidade. O objetivo é obter uma polpa concentrada com determinada concentração no *underflow* e água livre de sólidos no *overflow*. Este trabalho tem como objetivo implementar um simulador por meio de um modelo matemático do processo de espessamento contínuo e projetar controladores para esse processo. As estratégias de controle propostas aqui serão validadas no simulador implementado, de forma a ser possível a aplicação dos controladores em uma planta real.

Palavras-chave: Controle Avançado, Espessadores, Modelagem Matemática.

Macrotema: Usina; **Linha de Pesquisa:** Análise e Projeto de Sistemas de Controle Avançado; **Tema:** Melhoria da Qualidade de Produtos; **Área Relacionada da Vale:** .

Abstract

Abstract of Dissertation presented to the Graduate Program on Instrumentation, Control and Automation of Mining Process as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Master of Science (M.Sc.)

MODELLING, SIMULATION AND SLUDGE DENSITY CONTROL FOR THICKENERS

Sabrina de Almeida Fontana Magalhães

August/2019

Advisors: Thiago Antonio Melo Euzébio
Paulo Marcos de Barro Monteiro

The majority of unit operations in mineral processing uses water, given that it is necessary to separate the wanted product or waste from the water. One dewatering process is the thickening. This process consists in solid-liquid separation by gravity means. The objective is to obtain a concentrated underflow with a determined solids concentration and a water overflow free of solids particles. This work aims to implement a simulator by a mathematical model of the continuous thickening process and to design controllers for this process. The control strategies to be proposed here will be validated on the simulator implemented, in such a way that it is going to be possible the application of the controllers in a real plant.

Keywords: Advanced Control, Thickeners, Mathematical Modelling.

Macrotheme: Mining Plant; **Research Line:** Analysis and Design of Advanced Control Systems; **Theme:** Product Quality Improvement; **Related Area of Vale:**

Lista de Figuras

Figura 3.1	Fluxo da polpa em um espessador Napier-Munn e Wills (2006).	21
Figura 3.2	Espessador com configuração em ponte, visão superior Napier-Munn e Wills (2006).	22
Figura 3.3	Espessador com configuração em coluna Napier-Munn e Wills (2006).	23
Figura 3.4	Espessador com configuração em caisson 911Metallurgist (2017).	23
Figura 3.5	Espessador contínuo e zonas de concentração (NAPIER-MUNN e WILLS, 2006).	24
Figura 4.1	Figura esquemática de um espessador (BETANCOURT <i>et al.</i> , 2014).	28
Figura 4.2	Subdivisão do espessador em camadas para resolução do modelo por método numérico. A camada do overflow é denominada por H, e a zona de compactação é denominada por B. Adaptado de Bürger <i>et al.</i> (2013)	30
Figura 4.3	Objeto do espessador no software de simulação IDEAS	34
Figura 5.1	Estrutura de controle para a concentração e vazão do <i>underflow</i>	37
Figura 5.2	Estrutura do controle supervisorio <i>fuzzy</i>	37
Figura 5.3	Funções de pertinência para $\Delta\varphi_u$ e φ_u	38
Figura 5.4	Funções de pertinência para a saída do controlador <i>fuzzy</i>	38
Figura 5.5	Perturbações aplicadas na concentração e na vazão de entrada	40
Figura 5.6	Resposta do controle regulatório	40
Figura 5.7	Resposta do controle supervisorio <i>fuzzy</i>	41
Figura 6.1	Horizonte Móvel.	44
Figura 6.2	Estrutura de controle.	47
Figura 6.3	Resposta do sistema.	49
Figura 6.4	Variável manipulada.	50
Figura 6.5	Perturbações aplicadas na concentração e na vazão de entrada.	50
Figura 6.6	Resposta ao distúrbio.	51
Figura 6.7	Variável manipulada para o segundo cenário	51
Figura 7.1	Estrutura de controle override	54
Figura 7.2	Perturbações aplicadas na concentração e na vazão de entrada	55
Figura 7.3	Variáveis de processo	56

Figura 7.4	Variáveis manipuladas	56
Figura 7.5	Estrutura de controle override e feed forward.	58
Figura 7.6	Variáveis de processo	59
Figura 7.7	Variáveis manipuladas	59

Lista de Tabelas

Tabela 5.1	Base de regras para o controlador supervisorío <i>fuzzy</i>	39
Tabela 6.1	Parâmetros de sintonia DMC linear	48
Tabela 6.2	Modelos identificados	49
Tabela 6.3	Parâmetros de sintonia DMC adaptativo	49
Tabela 6.4	Índice de desempenho para o primeiro cenário	50
Tabela 6.5	Índice de desempenho para o segundo cenário	51
Tabela 7.1	Dados utilizados na simulação	53
Tabela 7.2	Ganhos dos controladores PI.	55

Lista de Siglas e Abreviaturas

EDP Equação Diferencial Parcial

PI Proporcional Integral

Lista de Símbolos

A área da seção transversal

B profundidade do *underflow* a partir da alimentação

c constante da função de densidade de fluxo

φ_f concentração da alimentação

φ_u concentração do *underflow*

φ_c concentração crítica

φ concentração

d diâmetro médio das partículas

d_{comp} função de compressibilidade

Δp diferença entre densidade do sólido e do líquido

F função de fluxo convectivo

f_{bk} função densidade de fluxo de Kynch

G_j fluxo numérico de Godunov

g aceleração da gravidade

H profundidade do *overflow* a partir da alimentação

N número de camadas internas do espessador

n constante da tensão efetiva

D_j primitiva de d_{comp}

z profundidade

σ_0 constante da tensão efetiva

σ_e tensão efetiva

sp setpoint

t tempo

u_∞ velocidade máxima de sedimentação

Q_f vazão de entrada

Q_e vazão do overflow

Q_u vazão do *underflow*

Sumário

1	Introdução	16
1.1	Contexto	16
1.2	Motivação	17
1.3	Objetivos	17
1.4	Estrutura da Dissertação	17
2	Revisão Bibliográfica	19
2.1	Comentários Finais	20
3	Princípio de Funcionamento dos espessadores	21
3.1	Descrição do equipamento	21
3.2	Mecanismos do espessamento	23
3.3	Prática Operacional	25
4	Modelagem e simulação de Espessadores	27
4.1	Modelo de Burger	27
4.1.1	Discretização do modelo matemático	29
4.1.2	Condição de convergência	32
4.1.3	Algoritmo do Método das Linhas	33
4.1.4	Limitações do modelo	34
4.2	Simulação dinâmica IDEAS	34
4.2.1	Descrição do objeto Espessador/Clarificador	35
4.2.2	Limitações do modelo	35
5	Controle Supervisório Fuzzy	36
5.1	Introdução	36
5.2	Controlador Supervisório <i>Fuzzy</i>	37
5.3	Resultados e Discussões	39
5.4	Conclusão	41
6	Controle de Espessadores por MPC adaptativo	42
6.1	Introdução	42

6.2	Controle por matriz dinâmica (DMC)	43
6.3	DMC Adaptativo	46
6.4	Resultados e discussões	48
6.4.1	Implementação do controlador DMC linear	48
6.4.2	Implementação do controlador DMC adaptativo	48
6.4.3	Resultados	49
6.5	Conclusão	51
7	Técnica Especial de Controle Regulatório para Espessadores	53
7.1	Introdução	53
7.2	PI Override	54
7.3	PI e Feedforward	57
7.4	Conclusão	60
8	Conclusão	61
	Referências Bibliográficas	62
	Apêndices	64
A	Código Implementado	65
A.1	Constantes	65
A.2	Estado Estacionário	69
A.3	Entradas	71
A.4	Função de Fluxo de Godunov	71
A.5	Integração da função de compressibilidade	72
A.6	Método das linhas para solução do modelo do espessador	73

1. Introdução

1.1. Contexto

Grande parte das operações unitárias no tratamento de minérios acontece a úmido. Para separar o minério, ou rejeito gerado, da água, existem operações de separação sólido-líquido. Uma dessas operações é o espessamento. No espessamento a separação sólido-líquido acontece por sedimentação, em grandes tanques cilíndricos chamados de espessadores (LUZ *et al.*, 2004). O objetivo é adensar a polpa alimentada e recuperar água de processo. A água recuperada constitui o *overflow*, e o sólido depositado no fundo do espessador constitui o *underflow*.

Algumas variáveis importantes no processo de espessamento contínuo são: a concentração de sólidos no *underflow* e *overflow* e o nível da zona de compactação. As variáveis manipuladas são: a vazão do *underflow* e a dosagem de flocculante. As variáveis manipuladas influenciam diretamente a velocidade de sedimentação dos sólidos, modificando a densidade da polpa de forma não linear. Outras variáveis importantes, que podem ser medidas mas não controladas são a vazão e a concentração da alimentação. Essas variáveis dependem, em geral, de processos anteriores ao espessamento.

A simulação do processo de espessamento contínuo é uma etapa importante no estudo da sua dinâmica. Para isso é necessário ter um modelo matemático do processo. As modelagens matemáticas encontradas na literatura são baseadas no modelo fenomenológico proposto por Bürger e Concha (1998), Bürger *et al.* (1999) e Bürger *et al.* (2005), que é composto por uma equação diferencial parcial não linear que descreve a fração de volumes sólidos dentro do espessador. Uma abordagem mais recente proposta por Betancourt *et al.* (2014), adiciona uma equação diferencial parcial ao modelo citado anteriormente. Este novo modelo é então formado por duas equações diferenciais parciais e não lineares. A equação adicionada descreve a velocidade de sedimentação dos sólidos como uma função da profundidade e do tempo. Essa velocidade é determinada pelo estado de flocculação da polpa. A equação adicionada pode ser também interpretada como a concentração de flocculante presente na polpa.

O bom funcionamento do sistema de controle de um espessador é importante, pois a polpa deve ser mantida em uma determinada concentração, a fim de maximizar a recuperação de produto, de água, evitar problemas no bombeamento do *underflow* e aterramento do equipamento.

Grande parte das técnicas de controle utilizam somente a vazão do *underflow* como variável manipulada, tendo como variáveis de processo a concentração de sólidos no *underflow* e/ou o nível da zona de compactação. Esse é o caso dos controles propostos por Diehl (2008), Segovia *et al.* (2011), Betancourt *et al.* (2013), Setiawan *et al.* (2013).

Técnicas de controle que consideram também como variável manipulada a dosagem de flocculante são desenvolvidas por Betancourt *et al.* (2014) e Xu *et al.* (2015). As variáveis de processo em ambos são a concentração de sólidos no *underflow* e o nível da zona de compactação.

1.2. Motivação

A água é um recurso fundamental em grande parte das plantas de beneficiamento de minério de ferro. O espessador tem um papel fundamental neste cenário, e requer estratégias de controle para maximizar a concentração da polpa a fim de recuperar água para ser reutilizada em outros processos. A partir da reutilização da água, evita-se a captação de novos recursos hídricos e aumento no volume das barragens. Portanto, quando há um melhor espessamento do material, existe uma maior recuperação e uma menor captação de água fresca.

Além da recuperação de água, o espessador tem o papel de recuperar produto. Caso a polpa esteja fora da concentração especificada, mais diluída ou mais densa, problemas no processo de espessamento contínuo ou em processos posteriores podem surgir. Um dos problemas que podem ocorrer se a polpa estiver muito densa é o aterramento do espessador. O aterramento pode causar também a quebra do *rake* e estragos na bomba do *underflow*. Se a polpa estiver muito diluída, deixa-se de recuperar produto, no caso o minério de ferro.

1.3. Objetivos

Este trabalho tem por objetivo o estudo da dinâmica do processo e a aplicação de técnicas de controle ao processo de espessamento contínuo. Para o estudo da dinâmica, são propostos dois métodos: um modelo matemático do processo implementado por MATLAB, e o uso do simulador dinâmico chamado IDEAS. As técnicas de controle propostas são: um controlador supervisorio *fuzzy* e um controlador preditivo por modelo, que foram aplicados ao simulador dinâmico IDEAS; e um controlador Proporcional Integral (*PI*) Override aplicado ao modelo matemático desenvolvido no MATLAB. A performance dos controladores são avaliadas a partir dos simuladores. As técnicas aqui estudadas, tem a proposta de serem de fácil aplicação ao processo real, pois necessitam de uma instrumentação comum no processo de espessamento contínuo.

Os objetivos dos sistemas de controle são:

- Manter a polpa na saída do espessador em uma determinada concentração;
- Maximizar a recuperação de produto e água;
- Evitar problemas operacionais;
- Amenizar perturbações nos processos posteriores.

1.4. Estrutura da Dissertação

Este trabalho é organizado da seguinte maneira: o Capítulo 2 apresenta uma revisão bibliográfica; o capítulo 3 apresenta o princípio de funcionamento do espessador; o capítulo

4 apresenta os modelos de simulação utilizados. No capítulos 5, 6, e 7 são apresentados os sistemas de controle desenvolvidos, respectivamente: controle supervisório *fuzzy*, controlador preditivo por modelo, e o controlador PI Override. O capítulo 8 apresenta as considerações finais.

2. Revisão Bibliográfica

Em *Thickener Operations at Carajás using a Fuzzy Logic Controller*, Santos *et al.* (1995), desenvolvem um controlador por lógica *fuzzy* que fornece recomendações acerca da operação do espessador. O controlador desenvolvido é aplicado na planta real, porém não opera em malha fechada, as ações a serem tomadas dependem do operador. A manipulação da adição de floculante é feita para controle da turbidez do *overflow*, e manipulação da vazão do *underflow* para o controle da concentração do *underflow*.

Um controlador *feedforward* regulatório e adaptativo é desenvolvido para controlar simultaneamente o nível da zona de compactação, concentração de sólidos e turbidez (SIDRAK, 1997). Para avaliar a performance do controlador foram realizadas simulações e também um teste manual em uma planta real. No teste manual, informações sobre o estado dos espessadores eram alimentados em um computador, e o computador respondia com recomendações acerca da operação, assim como em Santos *et al.* (1995), as ações também dependem do operador.

Em Diehl (2008), um controlador não linear multivariável é desenvolvido para um modelo de espessador. A proposta é controlar simultaneamente a concentração do *underflow* e o nível da zona de compactação. O objetivo é reduzir os sólidos presentes no *overflow* e evitar perturbações no processo devido às variações na concentração da polpa na entrada. Essa solução requer computar dinamicamente o balanço de massa do processo.

Segovia *et al.* (2011) apresentam uma revisão, avaliação e comparação das estratégias de controle presentes na indústria e literatura para o controle da concentração e do nível da zona de compactação. Porém não é levado em consideração o efeito da adição de floculante nas simulações, a fim de simplificar as análises. Os controladores são simulados juntamente a um modelo matemático de um espessador. Os resultados mostram os pontos fracos de cada estratégia e como se pode melhorar a performance de cada uma.

Betancourt *et al.* (2013) desenvolvem três controladores não lineares para a concentração de sólidos e a massa total acumulada dentro do espessador. A variável manipulada é a vazão do *underflow*. O projeto dos controladores foi baseado em um modelo macroscópico do espessador, representado pelo balanço de massa. Os controladores propostos não são capazes de controlar o nível da zona de compactação e não incluem faixas de saturação para a vazão do *underflow*.

Um modelo de espessador baseado no modelo de Bürger *et al.* (2004) é construído por Setiawan *et al.* (2013). Baseado nesse modelo, um controlador preditivo por modelo é proposto. As variáveis controladas são a concentração de sólidos e nível da zona de compactação, e a variável manipulada é a vazão do *underflow*. São impostas restrições na velocidade da bomba do *underflow*, no nível da zona de compactação e na concentração de sólidos.

Betancourt *et al.* (2014) apresentam um modelo do processo de espessamento contínuo e um controlador proporcional. O modelo é representado por um sistema de duas equações diferenciais parciais e não lineares, porém não é calibrado e validado com dados reais. São

controlados a concentração de sólidos e o nível da zona de compactação por meio de um controlador Proporcional. As variáveis manipuladas são a vazão do *underflow* e a dosagem de floculante.

Em Tan *et al.* (2015) um modelo baseado na teoria de sedimentação-consolidação é adotado e validado com dados de uma planta industrial. Além disso, é desenvolvido um controle preditivo por modelo para a concentração de sólidos no *underflow*. O controlador incorpora restrições operacionais tais como: concentração de sólidos no *underflow*, vazão do *underflow* e massa contida no espessador. A variável manipulada é a vazão do *underflow*. Um novo estudo realizado pelos mesmos autores (Tan *et al.* (2017)) adiciona o torque do *rake* como mais uma restrição do controlador preditivo.

Xu *et al.* (2015) propõem um controle inteligente da concentração e da dosagem de floculante baseado no modelo de balanço de massa do espessador. O controlador é capaz de calcular e ajustar o setpoint ótimo da vazão do *underflow* e do floculante, baseando-se no fluxo de massa na entrada do sistema e na verificação da tendência de alguns parâmetros de estado do processo. O balanço de massa é utilizado para um ajuste inicial, e os parâmetros de estado são utilizados para um ajuste fino do controlador.

Chai *et al.* (2016) desenvolvem um controle inteligente para um processo de espessamento. O objetivo é manter a concentração de sólidos e a vazão do *underflow* dentro de faixas de operação, e manter a variação da vazão a menor possível. A variável manipulada é a velocidade da bomba do *underflow*. O controle envolve um controlador PI e lógica fuzzy.

2.1. Comentários Finais

Grande parte das técnicas citadas, para serem aplicadas ao processo real, exigem uma instrumentação do equipamento que não é comum na indústria, pois são caras e de difícil manutenção. Além disso, para a simulação do processo e validação dos controladores, é exigido o cálculo do balanço de massa do modelo de forma contínua, o que demanda um alto esforço computacional.

3. Princípio de Funcionamento dos Espessadores

3.1. Descrição do equipamento

O espessadores são grandes tanques com uma porção cilíndrica e outra cônica. Geralmente o diâmetro desses equipamentos variam de 2 a 200 metros, e de 1 a 7 metros de profundidade. A alimentação do espessador é realizada pelo centro, a fonte de alimentação é chamada de *feed-well*, e localizada aproximadamente 1 metro abaixo da superfície, para causar o mínimo de distúrbio possível no fluido (NAPIER-MUNN e WILLS, 2006).

Uma polpa diluída é alimentada no espessador usualmente por gravidade, a sua saída é uma polpa adensada (*underflow*), com 50% a 75% de sólidos, desde que seja possível bombear a polpa (CHAVES, 2013). O *overflow* é o líquido separado da porção sólida da polpa, que geralmente é reutilizado no processo de beneficiamento de minérios. É importante ressaltar que esse líquido não pode entrar em qualquer etapa do processo, pois contém produtos químicos que podem interferir no desempenho de alguma etapas. O *overflow* sai por uma calha interna ou externa ao tanque e o *underflow* é retirado no fundo e no centro da porção cônica do espessador (Figura 3.1).

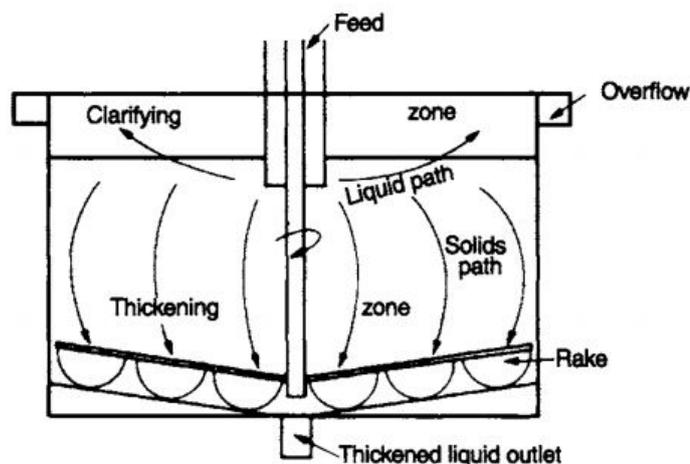


Figura 3.1: Fluxo da polpa em um espessador Napier-Munn e Wills (2006).

Dentro do tanque existem braços rotativos, chamados de *rake*, que tem a função de arrastar o material adensado para a saída ao centro do espessador, além de promover o aumento da densidade do material, desprender bolhas de ar ou água presas no material espessado, manter as partículas sólidas umas sobre as outras para que ocupem o mínimo de volume e finalmente, manter os sólidos em suspensão, para evitar que estes se depositem no fundo, aterrando o espessador. Em espessadores maiores, quando o material atinge uma densidade significativa, podem haver forças resistentes ao movimento do *rake*, suficientemente grandes para quebrá-lo ou entortá-lo. Para evitar esse tipo de situação, o *rake* é equipado com um torquímetro e um

mecanismo para elevação (CHAVES, 2013).

Os espessadores são geralmente construídos de aço ou concreto. O aço é mais econômico em espessadores de diâmetro menor que 25 metros, mas à medida que o diâmetro aumenta, o concreto é mais viável (CHAVES, 2013).

O mecanismo de acionamento e de elevação do *rake* e a tubulação de alimentação (*feedwell*) são localizados no centro do espessador. Segundo Chaves, existem três configurações para a sustentação desses mecanismos:

- Em ponte (*bridge type*): essa configuração é usada somente para espessadores com diâmetro menor que 30 metros. A sustentação acontece por uma ponte apoiada sobre duas colunas externas ou na estrutura do espessador, que cruza todo o seu diâmetro. O *underflow* é retirado por meio de bombas de polpas, em um orifício no fundo do espessador (figura 3.2).

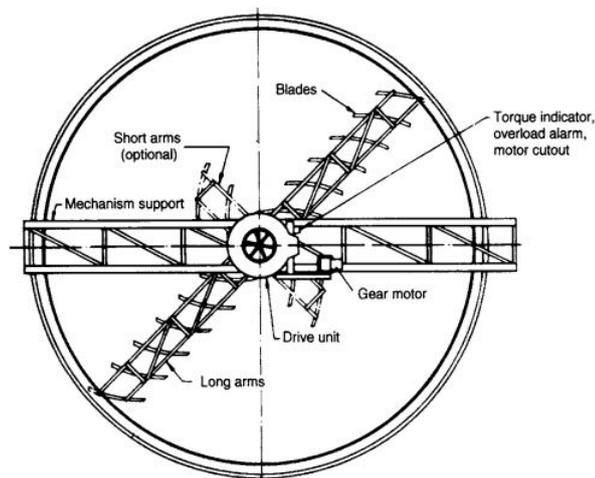


Figura 3.2: Espessador com configuração em ponte, visão superior Napier-Munn e Wills (2006).

- Em coluna (*traction type*): comum em espessadores grandes de até 180 m de diâmetro, onde os dispositivos mecânicos são sustentados em um coluna central feita de concreto, apoiada no fundo do espessador. A retirada da polpa é por meio de bombas centrífugas que ficam dentro de um túnel construído abaixo do espessador (figura 3.3).

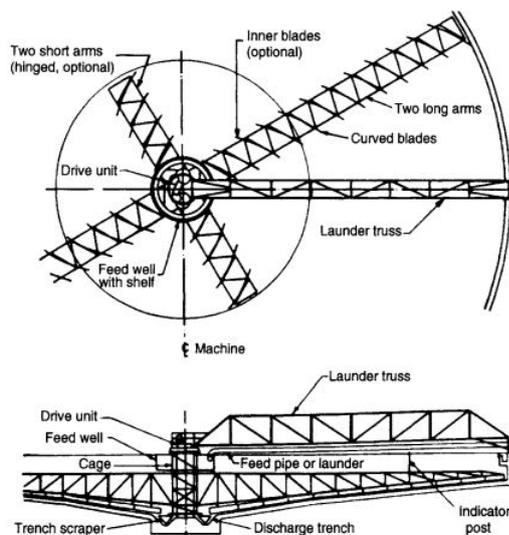


Figura 3.3: Espessador com configuração em coluna Napier-Munn e Wills (2006).

- Em caisson: No centro do espessador, existe uma estrutura de concreto, circular ou quadrada, do fundo até a superfície. No fundo estão as bombas centrífugas para o *under-flow* e na superfície estão sustentados os mecanismos da alimentação e do *rake*. Essa configuração é usada para espessadores com diâmetro maior que 120 metros (figura 3.4).

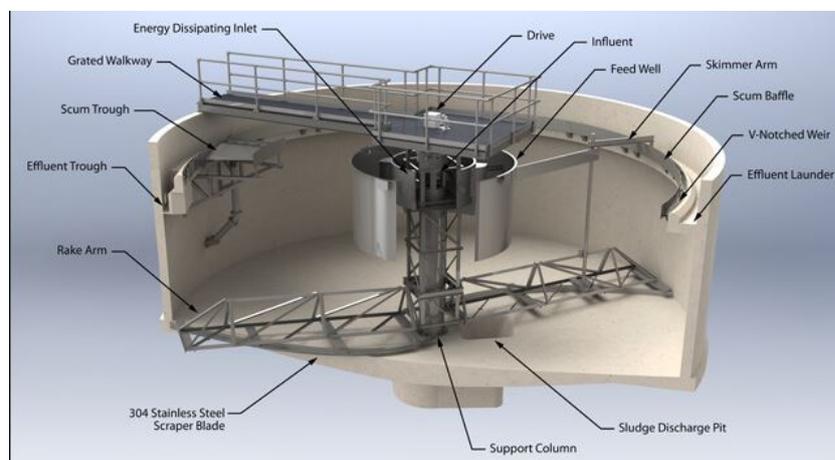


Figura 3.4: Espessador com configuração em caisson 911Metallurgist (2017).

3.2. Mecanismos do espessamento

No espessador o adensamento da polpa ocorre pela sedimentação dos sólidos em polpas diluídas. O movimento das partículas é afetado pela força da gravidade, empuxo do líquido deslocado e forças de atrito entre o líquido e a partícula.

Em um espessador contínuo, pode-se verificar que a polpa divide-se em camadas que representam zonas de sedimentação. O *underflow* e o *overflow* são descarregados continuamente, e a polpa é alimentada no centro do espessador pelo *feedwell*. No processo de sedimentação, as partículas sólidas descem, e a água tem um movimento ascendente, dessa forma, formam-se 4 zonas no espessador (figura 3.5):

1. **Zona A:** zona de clarificação, onde é retirada a água clarificada no *overflow*.
2. **Zona B:** corresponde a zona em que a polpa ainda tem a consistência da polpa de alimentação, é chamada de zona de sedimentação livre. Ainda não existe interação entre as partículas nessa zona, a velocidade de sedimentação é considerada constante.
3. **Zona C:** é a zona de transição, em que a polpa começa a sedimentar e vai adquirindo uma maior densidade.
4. **Zona D:** É a zona de compressão do material espessado, essa compressão acontece pelo peso das partículas suprajacentes, ou seja, existe uma interação entre as partículas. Nessa zona nota-se a ação do *rake*, que agita as partículas já adensadas, promovendo uma melhor acomodação, eliminando bolsas de ar e água, além de manter a suspensão estável.

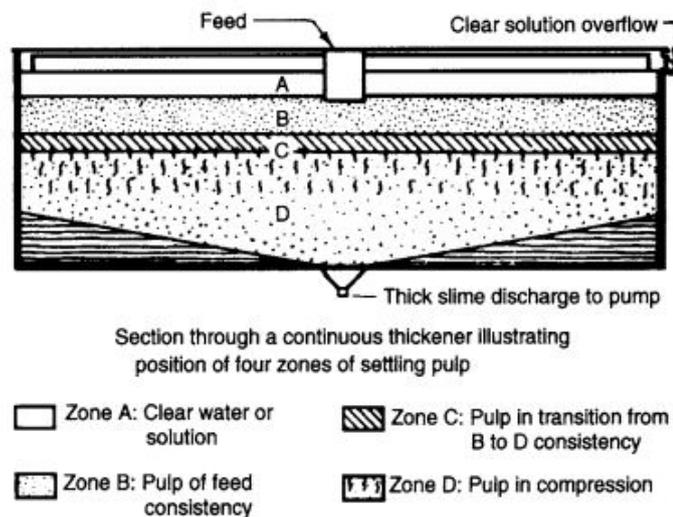


Figura 3.5: Espessador contínuo e zonas de concentração (NAPIER-MUNN e WILLS, 2006).

As forças atuantes nas partículas no processo de espessamento são:

- **Propriedades da polpa:** densidade e viscosidade;
- **Propriedades da partícula:** forma, tamanho, densidade, propriedades químicas e mineralógicas. Partículas esféricas ou com forma aproximada, e partículas de maior diâmetro tem maior facilidade de sedimentar que as partículas finas e de formato irregular. Para facilitar a sedimentação dessas partículas, é adicionado floculante que promove uma

aglomeração das partículas para que estas fiquem com um maior diâmetro e uma forma mais aproximada à esférica (LUZ *et al.*, 2004) ;

- **Propriedades do sistema como um todo:** pH, e presença de coagulantes e floculantes. As suspensões floculadas tem a taxa de sedimentação maior que a suspensão não floculada, pois existe uma grande quantidade de água aprisionada no floco formado. É difícil prever a nova taxa de sedimentação, pois esta depende do tipo de floculante usado e das condições físico-químicas sob as quais realizou-se a floculação (LUZ *et al.*, 2004). A adição de floculante é especialmente importante, pois faz com que as partículas se aglomerem, resultando em uma maior velocidade de sedimentação comparada a quando as partículas estão separadas. Essa velocidade de sedimentação interfere diretamente na densidade da polpa e na vazão do *underflow*;
- **Geometria do espessador:** diâmetro e profundidade. O tanque deve ser alto o suficiente e sem obstáculos no trajeto da partícula para que a sedimentação ocorra livremente e as partículas não desacelerem indevidamente. A geometria é importante para saber se o volume do espessador é o bastante para o tempo de sedimentação necessário para que a densidade do *underflow* necessária seja atingida, levando em consideração eficiência operacional e projeto mecânico (LUZ *et al.*, 2004).

3.3. Prática Operacional

De acordo com Chaves (2013), as variáveis a serem monitoradas e controladas nos espessadores são:

- vazão, densidade e granulometria da alimentação;
- vazão e densidade do *underflow*;
- ponto de adição, dosagem e diluição do floculante;
- pH da polpa;
- densidade do *overflow*.

Nunca deve-se estocar material dentro do espessador, porém, a acumulação de material pode acontecer mesmo quando o espessador é operado da maneira correta. Os efeitos da acumulação são (CHAVES, 2013):

- a alimentação pode sair junto do *overflow*;
- a densidade do *underflow* aumenta de tal forma que este não pode ser bombeado, se isso acontecer deve-se tentar injetar a alimentação diretamente no *underflow*, diminuindo sua densidade;

- formam-se montes de material no fundo do espessador, tornando o *underflow* tão diluído a ponto de atingir a densidade da alimentação, nesse efeito o *rake* sobe e o operador deve operá-lo no modo manual até desmanchar o monte de material acumulado;
- o *rake* fica sobrecarregado e é desligado.

Variações em parâmetros do processo podem indicar (CHAVES, 2013):

- **aumento do nível dentro do espessador:** indica acumulação de material. Baixa vazão de *underflow* e floculação deficiente podem ser as causas;
- **aumento do torque do *rake*:** alimentação mais grossa e adensada, excesso de vazão ou formação de montes de material espessado;
- **posição mais elevada do *rake*:** acumulação de material.

Existem determinadas situações na operação de espessadores graves e para tais situações existem também maneiras de controlá-las (CHAVES, 2013):

- **Parada da usina:** o espessador não deve ser parado, pois demoraria muito tempo para entrar em regime novamente. Deve-se então recircular o *underflow* e o *overflow* na alimentação. Pode-se recircular também somente o *underflow* para que este não se deposite no fundo do espessador, já que o *overflow* é somente água ou polpa bem diluída.
- **Excessivo adensamento do *underflow*:** quando essa situação acontece, o bombeamento fica difícil, pois a polpa tem uma densidade e viscosidade altas. A melhor solução e mais fácil é diluir o *underflow* com a alimentação, dessa forma o espessador é aliviado e não se introduz mais água no sistema.
- **Alta quantidade de sólidos na alimentação:** a densidade da alimentação é uma variável crítica, pois ela interfere na quantidade de floculante a ser adicionado e na sua correta ação no sistema. Dessa forma, quando a densidade da alimentação está acima do ideal, a água do *overflow* é recirculada para diluição da polpa.

4. Modelagem e simulação de Espessadores

Este capítulo descreve os dois métodos utilizados para a simulação do espessador, bem como suas limitações e o processo de coleta de dados para validação dos modelos.

4.1. Modelo de Burger

O modelo implementado foi desenvolvido por Bürger *et al.* (2013) e é baseado na conservação de massa dentro do espessador. Descrito por uma Equação Diferencial Parcial (EDP) (Equação 4.1), o modelo descreve a sedimentação, compressibilidade, alimentação da polpa, concentração φ no espessador e é uma função da profundidade z e do tempo t .

$$\frac{\partial \varphi}{\partial t} + \frac{\partial}{\partial z} F(\varphi, z, t) = \frac{\partial}{\partial z} \left(\gamma(z) d_{comp}(\varphi) \right) + \frac{Q_f \varphi_f}{A} \delta(z), \quad (4.1)$$

onde F é a função de fluxo convectivo, d_{comp} é a função de compressibilidade, Q_f é a vazão de entrada, φ_f é a concentração da alimentação, e A é a área da seção transversal.

É suposto que o espessador é cilíndrico com a área da seção transversal A constante. As vazões que deixam o espessador no topo ($z = -H$) e ao fundo ($z = B$) são descritas pela vazão do overflow Q_e e vazão do *underflow* Q_u respectivamente, onde as duas variáveis são sempre maiores ou iguais a zero. O eixo z , que descreve a profundidade do espessador, é dividido entre a zona de *overflow* ($z < -H$), zona de clarificação ($-H < z < 0$), zona de espessamento ($0 < z < B$) e zona de *underflow* ($z > B$) (Figura 4.1). A função $\gamma(z)$ (Equação 4.2) indica se z está dentro ou fora do espessador.

$$\gamma(z) = \begin{cases} 1 & -H \leq z \leq B \\ 0 & z < -H \text{ ou } z > B \end{cases} \quad (4.2)$$

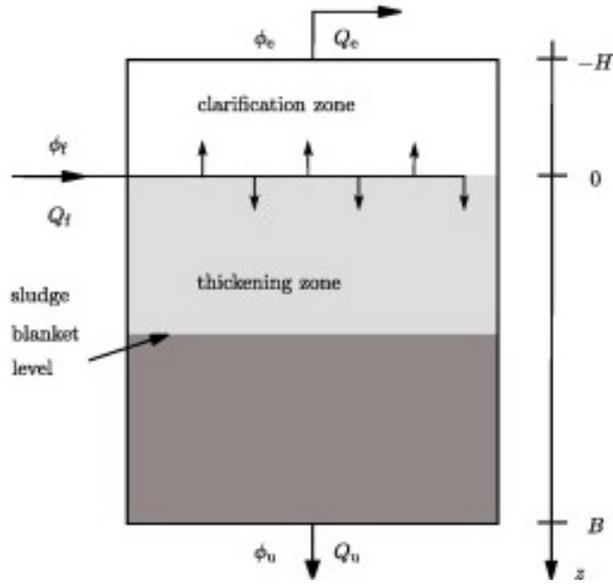


Figura 4.1: Figura esquemática de um espessador (BETANCOURT *et al.*, 2014).

A função de fluxo convectivo F representa as vazões entrando e saindo do espessador, e é descrita por:

$$F(\varphi, z, t) = \begin{cases} -Q_e(t)\varphi/A & \text{para } z < -H, \\ -Q_e(t)\varphi/A + f_{bk}(\varphi) & \text{para } -H \leq z < 0, \\ Q_u(t)\varphi/A + f_{bk}(\varphi) & \text{para } 0 < z \leq B, \\ Q_u(t)\varphi/A & \text{para } z > B, \end{cases} \quad (4.3)$$

que envolve a função densidade de fluxo de Kynch, f_{bk} , dada por:

$$f_{bk}(\varphi) = u_\infty \varphi (1 - \varphi)^c, \quad (4.4)$$

onde u_∞ é a velocidade máxima de sedimentação de uma única partícula dada pela fórmula de Stokes (Equação 4.5) e c é constante da função de densidade de fluxo.

$$u_\infty = \frac{\Delta\rho g d^2}{18\mu_f} \quad (4.5)$$

sendo g a aceleração da gravidade, $\Delta\rho$ a diferença entre densidade do sólido e do líquido, a (água) e d o diâmetro médio das partículas.

A função que descreve a compressibilidade do sedimento, d_{comp} foi introduzida por Bürger *et al.* (2005) e é dada por:

$$d_{comp}(\varphi) = \frac{f_{bk}\sigma'_e(\varphi)}{\Delta\rho g \varphi} \quad (4.6)$$

onde σ_e é tensão efetiva, cuja derivada satisfaz:

$$\sigma_e'(\varphi) = \begin{cases} = 0 & \text{para } 0 \leq \varphi < \varphi_c, \\ > 0 & \text{para } \varphi > \varphi_c \end{cases} \quad (4.7)$$

onde φ_c é a concentração crítica na qual as partículas sólidas começam a tocar umas às outras. Uma escolha comum para a tensão efetiva é dada por:

$$\sigma_e(\varphi) = \sigma_0 \left[\left(\frac{\varphi}{\varphi_c} \right)^n - 1 \right] \quad (4.8)$$

, onde n é constante da tensão efetiva e σ_0 é constante da tensão efetiva.

4.1.1. Discretização do modelo matemático

Discretização no espaço

O espessador é dividido em N número de camadas internas do espessador, de forma que cada camada tenha a profundidade de $\Delta z = (B + H)/N$. As posições referentes à $z_j = j\Delta z - H$, para $j = 0, \dots, N$ são a localização dos limites entre cada camada do espessador. O intervalo $[z_{j-1}, z_j]$ é referido como *camada j* (Figura 4.2).

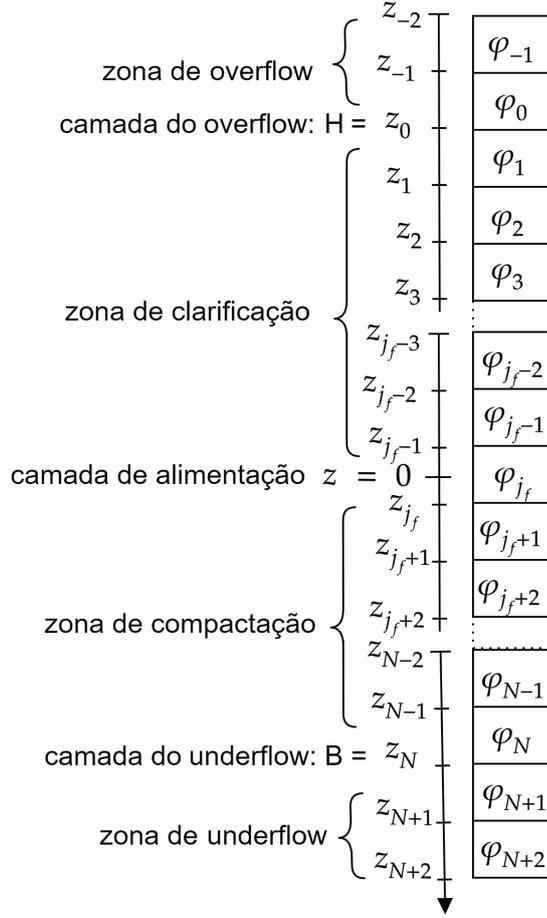


Figura 4.2: Subdivisão do espessador em camadas para resolução do modelo por método numérico. A camada do overflow é denominada por H, e a zona de compactação é denominada por B. Adaptado de Bürger *et al.* (2013)

A solução da equação 4.1 é definida por $\varphi_j = \varphi_j(t)$ como uma média da solução exata da *EDP* na camada j no momento t :

$$\varphi_j(t) = \frac{1}{\Delta z} \int_{z_{j-1}}^{z_j} \varphi(z, j) dz \quad (4.9)$$

A entrada da alimentação ($z = 0$) é localizada na camada (z_{j_f-1}, z_{j_f}) , sendo $j_f = H/\Delta z$. São adicionadas duas camadas ao topo e duas camadas ao fundo do espessador. Essas camadas são necessárias para uma correta aproximação numérica da solução da PDE 4.1. Dessa forma, ao todo tem-se $N + 4$ camadas de profundidade Δz , limitadas pelos pontos $z_j, j = -2, \dots, N + 2$.

No método de Bürger *et al.* (2013) a concentração do *underflow* e *overflow* são encontradas na seguintes camadas: $\varphi_e(t) = \varphi_{-1}$ e $\varphi_u(t) = \varphi_{N+2}$

Lei de conservação de massa para as camadas

O método numérico apresentado em Bürger *et al.* (2013) define a lei de conservação de massa para cada camada como:

$$\frac{d\varphi_j}{dt} = -\frac{F(\varphi(z_j, t), z_j, t) - F(\varphi(z_{j-1}, z_{j-1}, t))}{\Delta z} + \frac{J_{comp}(z_j, t) - J_{comp}(z_{j-1}, t)}{\Delta z} + \frac{1}{\Delta z} \int_{z_{j-1}}^{z_j} \frac{Q_f(t)\varphi_f(t)}{A} \delta(z) dz \quad (4.10)$$

onde,

$$J_{comp}(z, t) = \gamma(z) \frac{\partial D(\varphi)}{\partial z} \quad (4.11)$$

e,

$$D(\varphi) = \int_{\varphi_c}^{\varphi} d_{comp}(s) ds. \quad (4.12)$$

Aproximação da função de fluxo convectivo

A função de fluxo presente na equação 4.10 deve ser substituída por uma aproximação numérica F_j^{num} , que depende das concentrações adjacentes $\varphi_j(t)$ e $\varphi_{j+1}(t)$:

$$F_j^{num}(\varphi_j(t), \varphi_{j+1}(t), t) \approx F(\varphi(z_j, t), z_j, t). \quad (4.13)$$

A aproximação numérica escolhida por Bürger *et al.* (2013) para ser aplicada da função f_{bk} é o fluxo numérico de Godunov (G_j), dado por:

$$G_j = G_j(\varphi_j, \varphi_{j+1}) = \begin{cases} \min_{\varphi_j \leq \varphi \leq \varphi_{j+1}} f_{bk}(\varphi) & \text{se } \varphi_j \leq \varphi_{j+1} \\ \max_{\varphi_j \leq \varphi \leq \varphi_{j+1}} f_{bk}(\varphi) & \text{se } \varphi_j > \varphi_{j+1} \end{cases} \quad (4.14)$$

Bürger *et al.* (2013) apresentam um algoritmo para computar o valor de $G - j$, para isso, é preciso computar primeiramente o máximo da função de fluxo f_{bk} .

Por fim, obtemos:

$$F_j^{num} = F_j^{num}(\varphi_j, \varphi_{j+1}, t) = \begin{cases} (-Q_e(t)/A)\varphi_{j+1} & \text{para } j = -2, -1, \\ (-Q_e(t)/A)\varphi_{j+1} + G_j & \text{para } j = 0, \dots, j_f - 1, \\ (Q_u(t)A)\varphi_j + G_j & \text{para } j = j_f, \dots, N, \\ (Q_u(t)/A)\varphi_j & \text{para } j = N + 1, N + 2, \end{cases} \quad (4.15)$$

Aproximação da função de compressão

A função de compressão 4.11 é aproximada por:

$$J_{comp}(z_j, t) \approx J_{comp,j}^{num} = \gamma(z_j) \frac{D_{j-1} - D_j}{\Delta z} \quad (4.16)$$

onde D_j é a primitiva exata de d_{comp} .

Método das linhas

Ao substituir o fluxo numérico na lei de conservação de massa (Equação 4.10 tem-se então a resolução da PDE 4.1 pelo método das linhas:

$$\frac{d\varphi_j}{dt} = -\frac{F_j^{num} - F_{j-1}^{num}}{\Delta z} + \frac{1}{\Delta z}(J_{comp,j} - J_{comp,j-1}) + \frac{Q_f \varphi_f}{A \Delta z} \delta_{j,j_f}, \quad j = -1, \dots, N+2, \quad (4.17)$$

onde $\delta_{j,j_f} = 1$ se $j = j_f$ e igual a 0 caso contrário.

Discretização no tempo

Para a resolução do método das linhas (Equação 4.19), é utilizado o Método de Euler explícito:

$$\frac{d\varphi_j}{dt}(t_n) \approx \frac{\varphi_j^{n+1} - \varphi_j^n}{\Delta t} \quad (4.18)$$

Fazendo as devidas substituições na equação 4.19, tem-se então:

$$\varphi_j^{n+1} = \varphi_j^n + \Delta t \left[-\frac{F_j^{num,n} - F_{j-1}^{num,n}}{\Delta z} + \frac{1}{\Delta z}(J_{comp,j}^{num,n} - J_{comp,j-1}^{num,n}) + \frac{\Delta t}{\Delta z} \frac{Q_f(t_n) \varphi_f(t_n)}{A} \delta_{j,j_f} \right], \quad j = -1, \dots, N+2, \quad (4.19)$$

onde $t_n = n\Delta t, n = 0, 1, 2, \dots$ e φ_j^n é o valor da concentração na camada j e no tempo t .

O valor de Δt é selecionado maior que 0 de acordo com a condição de convergência determinada pela equação 4.20.

4.1.2. Condição de convergência

Dada uma camada de profundidade Δz , o passo de tempo Δt deve ser escolhido de acordo que a seguinte condição:

$$\Delta t \leq \left[\frac{1}{\Delta z} \left(\max_{0 \leq t \leq T} \frac{Q_f(t)}{A} + \max_{0 \leq \varphi \leq \varphi_c} |f'_{bk}(\varphi)| \right) + \frac{2}{(\Delta z)^2} \left(\max_{0 \leq \varphi \leq \varphi_c} d_{comp}(\varphi) \right) \right]^{-1} \quad (4.20)$$

seja satisfeita. Essa condição determina um valor máximo para Δt e assegura a convergência do método das linhas.

4.1.3. Algoritmo do Método das Linhas

Para a resolução do modelo pelo método das linhas, nem todos os termos da equação 4.19 estão presentes em todas as camadas.

Para as camadas em que $j = -1$ e $j = 0$, ou seja, as camadas localizadas na zona de *overflow* (Figura 4.2), tem-se:

$$\varphi_{-1}^{n+1} = \varphi_{-1}^n + \frac{\Delta t}{\Delta z} \frac{Q_e}{A} (\varphi_0^n + \varphi_{-1}^n), \quad j = -1. \quad (4.21)$$

$$\varphi_0^{n+1} = \varphi_0^n + \Delta t \left(\frac{Q_e}{A \Delta z} (\varphi_1^n - \varphi_0^n) - \frac{G_0}{\Delta z} + \frac{D_1 - D_0}{(\Delta z)^2} \right), \quad j = 0. \quad (4.22)$$

Para a primeira camada dentro do espessador:

$$\varphi_1^{n+1} = \varphi_1^n + \Delta t \left(\frac{Q_e}{A \Delta z} (\varphi_2^n - \varphi_1^n) - \frac{G_1 - G_0}{\Delta z} + \frac{D_2 - 2D_1 + D_0}{(\Delta z)^2} \right), \quad j = 1. \quad (4.23)$$

Para as camadas $j = 2$ até $j = j_f - 1$:

$$\varphi_j^{n+1} = \varphi_j^n + \Delta t \left(\frac{Q_e}{A \Delta z} (\varphi_{j+1}^n - \varphi_j^n) - \frac{G_j - G_{j-1}}{\Delta z} + \frac{D_{j+1} - 2D_j + D_{j-1}}{(\Delta z)^2} \right), \quad j = 2, \dots, j_f - 1. \quad (4.24)$$

Para a camada de alimentação:

$$\varphi_{j_f}^{n+1} = \varphi_{j_f}^n + \Delta t \left(-\frac{Q_u + Q_e}{A \Delta z} \varphi_{j_f} - \frac{G_{j_f} - G_{j_f-1}}{\Delta z} + \frac{D_{j_f+1} - 2D_{j_f} + D_{j_f-1}}{(\Delta z)^2} \right), \quad j = j_f. \quad (4.25)$$

Para as camadas $j = j_f + 1$ até $j = N$:

$$\varphi_j^{n+1} = \varphi_j^n + \Delta t \left(\frac{-Q_u}{A \Delta z} (\varphi_j^n - \varphi_{j-1}^n) - \frac{G_j - G_{j-1}}{\Delta z} + \frac{D_{j+1} - 2D_j + D_{j-1}}{(\Delta z)^2} \right), \quad j = j_f, \dots, N. \quad (4.26)$$

Para as camadas localizadas na zona de *underflow*:

$$\varphi_{N+1}^{n+1} = \varphi_{N+1}^n + \Delta t \left(-\frac{Q_u}{A\Delta z}(\varphi_{N+1}^n - \varphi_N^n) + \frac{G_N}{\Delta z} - \frac{D_{N+1} - D_N}{(\Delta z)^2} \right), j = N + 1; \quad (4.27)$$

$$\varphi_{N+2}^{n+1} = \varphi_{N+2}^n + \Delta t \left(-\frac{Q_u}{A\Delta z}(\varphi_{N+2}^n - \varphi_{N-1}^n) \right), j = N + 2. \quad (4.28)$$

4.1.4. Limitações do modelo

O modelo de Bürger *et al.* (2013) não leva em consideração o efeito da adição de floculante ao processo, portanto, uma estratégia de controle que utiliza esse modelo para simulação, fica restrita ao uso da vazão do *underflow* como única variável de controle.

4.2. Simulação dinâmica IDEAS

O IDEAS é um simulador de processos da empresa Andritz, onde pode-se modelar diversas operações industriais, tais como operações de beneficiamento de minérios, indústria de celulose, petrolíferas, entre outras. Ele oferece simulações dinâmicas e estáticas, sendo possível realizar treinamentos, simulações de start-up de projetos e também simulações voltadas para o controle de processos.

O software conta com um objeto (Figura 4.3) para a simulação do espessador, no qual o usuário adiciona os dados necessários, tais como as dimensões do equipamento, dosagem de floculante, vazão da entrada e saída, entre outros.

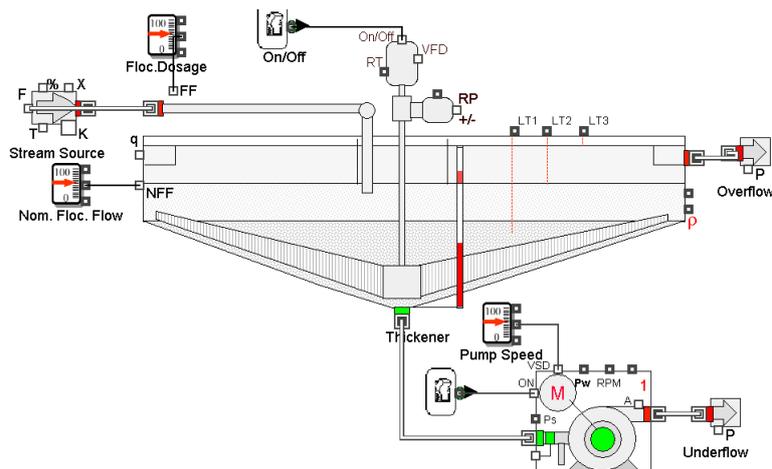


Figura 4.3: Objeto do espessador no software de simulação IDEAS

4.2.1. Descrição do objeto Espessador/Clarificador

O objeto representa o espessador contendo uma porção cilíndrica e outra cônica. Além disso, é também modelado o *rake*, porém o efeito do *rake* não é levado em consideração nos cálculos da sedimentação.

O espessador é dividido em quatro zonas: zona de separação inferior, zona de separação superior, zona de clarificação e zona de compactação. A sedimentação ocorre na zona de separação inferior, e a zona de separação superior só existirá se houver carregamento de sólidos para o topo do espessador.

A dosagem de floculante é definida pelo usuário. Se a dosagem de floculante for maior que a dosagem nominal, é assumido que todos os sólidos da alimentação estão floculados, se for menos os sólidos são parcialmente floculados. A velocidade de sedimentação dos sólidos é dada por uma equação definida pelo usuário.

O espessador pode operar em dois modos: um com o volume (nível) fixo e densidade variável na zona de compactação e um com o volume (nível) variável, onde a quantidade de sólidos no limite entre a zona de compactação e a zona de separação inferior é definida pelo usuário.

4.2.2. Limitações do modelo

O simulador proposto pela empresa ANDRITZ apresenta algumas limitações. Nele não é possível observar o nível da zona de compactação, além disso o efeito da vazão de saída nas variáveis de processo é simulado separadamente, ou seja, não é possível observar o sistema com o nível da zona de compactação e a concentração do *underflow* acoplados. Portanto, não tem-se uma visão completa de como o interior do espessador se comporta.

5. Controle Supervisório Fuzzy

5.1. Introdução

O processo de espessamento contínuo é altamente não-linear e apresenta algumas perturbações causadas por processos anteriores. Portanto, controlar esse processo é um problema desafiador. Diehl (2008) desenvolveu um controle regulatório não linear que controla simultaneamente a concentração de sólidos no *underflow* e o nível da zona de espessamento, o objetivo era a redução da quantidade de sólidos no *overflow* e evitar os efeitos das perturbações no processo devido a variações nas entradas. Já Xu *et al.* (2015) propôs um controle inteligente da concentração de sólidos no *underflow* e da dosagem de floculante ajustando o setpoint ótimo dessas variáveis.

Para controlar a concentração do *underflow*, Santos *et al.* (1995) desenvolveram um controlador *fuzzy* que fornece recomendações sobre a operação do espessador, a variável manipulada é a vazão do *underflow*. Mesmo que o controlador seja aplicado em uma planta real, a ação depende de um operador. Bergh *et al.* (2015) propõem um sistema inteligente, o qual foi aplicado à uma planta real e resultou em uma redução do consumo de floculante e uma operação mais estável do processo. Em Segovia *et al.* (2011) um controlador *fuzzy* com múltiplas entradas e uma saída foi desenvolvido para controlar tanto o nível da zona de espessamento, quando a concentração do *underflow*, usando a vazão do *underflow* como variável manipulada. Recentemente, Chai *et al.* (2014), propuseram um método de controle para a concentração combinando lógica *fuzzy*, controle em cascata e um chaveamento entre controladores para o setpoint da vazão do *underflow*. Como resultado, as variáveis de processo são mantidas dentro de uma faixa especificada.

Neste capítulo, um controlador supervisório *fuzzy* é proposto. O objetivo é manter a concentração de sólidos e a vazão do *underflow* dentro de uma faixa, assegurando uma ação de controle suave na vazão do *underflow*. O controlador muda o setpoint da vazão de acordo com a concentração do *underflow*. O processo é simulado dinamicamente no software IDEAS, e inclui dados de um espessador real, localizado em uma planta da Vale, em Itabira, Minas Gerais.

Esse capítulo é organizado da seguinte forma: na seção 5.2 é descrito o desenvolvimento do controlador. Os resultados de simulação são mostrados na seção 5.3, e por fim, as observações finais encontram-se na seção 5.4.

Os resultados desse capítulo foram publicados no 6th International Congress on Automation in Mining, 2018, em um artigo completo com o título "Supervisory Fuzzy Controller for Thickener Underflow Solids Concentration on a Simulated Platform".

5.2. Controlador Supervisório *Fuzzy*

A concentração de sólidos do *underflow* φ_u pode ser controlada ajustando a vazão do *underflow* Q_u . É comum estabelecer um setpoint fixo para φ_u mas, dependendo dos efeitos das perturbações no processo, isso levaria à agressivas ações de controle em Q_u . Como resultado, Q_u flutua frequentemente, causando grandes perturbações nos próximos processos.

Um controlador supervisor *fuzzy* é posposto para controlar φ_u dentro de uma faixa de operação específica. Limites máximos e mínimos são definidos para Q_u . A concentração φ_u e sua variação $\Delta\varphi_u$ são monitoradas pelo controlador *fuzzy*. Então, o controlador computa um novo setpoint para a malha de vazão. É considerado que o controle regulatório para a malha de vazão já existe. O controlador é implementado no Simulink, e a comunicação entre o simulador IDEAS e o Simulink, é feita via OPC. A estrutura de controle é apresentada na Figura 5.1 e na Figura 5.2.

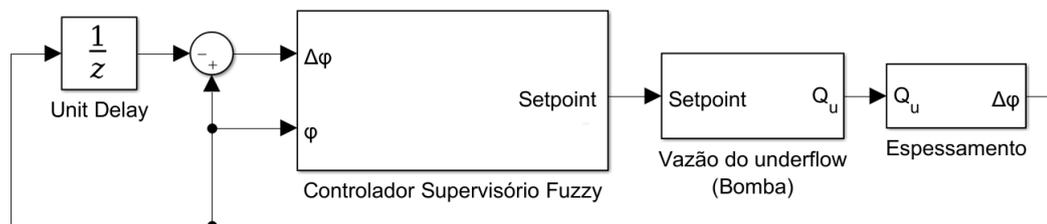


Figura 5.1: Estrutura de controle para a concentração e vazão do *underflow*

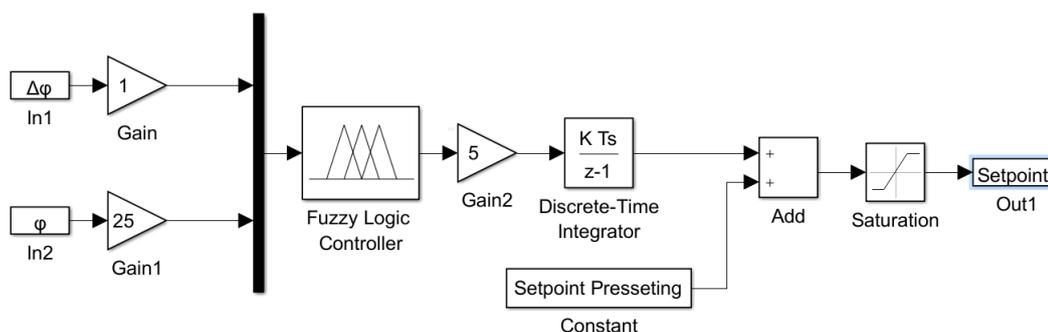


Figura 5.2: Estrutura do controle supervisor *fuzzy*

O controlador deve realizar os seguintes objetivos:

- Manter a concentração do *underflow* dentro da faixa especificada quando ocorrer alguma perturbação na vazão e concentração de entrada;
- Assegurar uma suave ação de controle na velocidade da bomba do *underflow*;
- Manter a vazão do *underflow* dentro do limite especificado.

A variável de processo e a variável manipulada são *fuzzificadas* em sete conjuntos *fuzzy*. Os conjuntos *high-high* (HH), *high* (H), *high-medium* (HM), *medium* (M), *low-medium* (LM), *low* (L), *low-low* (LL), representam a concentração φ_u . O conjunto *negative-big* (NB), *negative-medium* (NM), *negative-small* (NS), *zero* (ZE), *positive-small* (PS), *positive-medium* (PM) e *positive-big* (PB) representam $\Delta \varphi_u$ e φ_u . Figuras 5.3 e 5.4 representam as funções de pertinência. O universo de φ_u corresponde aos limites máximo e mínimo no qual a concentração pode variar.

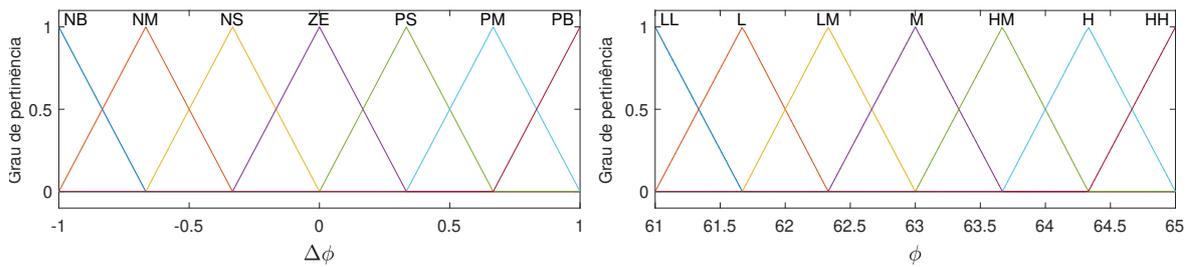


Figura 5.3: Funções de pertinência para $\Delta\varphi_u$ e φ_u

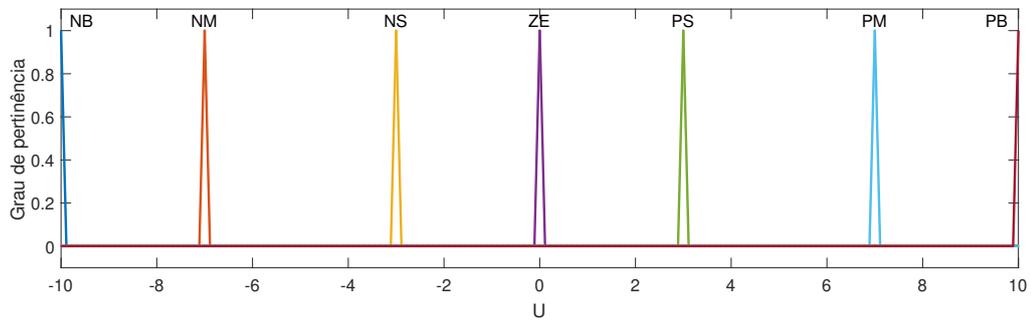


Figura 5.4: Funções de pertinência para a saída do controlador *fuzzy*

A base de regras é estabelecida por meio de experimentos no simulador, e a sua forma básica é do tipo: *SE condições do processo ENTÃO*. Na tabela 5.1 é mostrada a base de regras.

Q_u		$\Delta\varphi_u$						
		PB	PM	PS	ZE	NS	NM	NB
φ_u	HH	PB	PB	PB	PM	PM	PM	PM
	H	PB	PB	PB	PS	PS	PS	ZE
	HM	PS	PS	PS	ZE	ZE	ZE	ZE
	M	ZE	ZE	ZE	ZE	ZE	ZE	ZE
	LM	ZE	ZE	ZE	ZE	NS	NS	NS
	L	ZE	NS	NS	NS	NB	NB	NB
	LL	NM	NM	NM	NM	NB	NB	NB

Tabela 5.1: Base de regras para o controlador supervisorío *fuzzy*

Baseado no valores de φ_u e $\Delta\varphi_u$ são obtidas as regras da base de regras por meio de inferência e a saída computada e convertida em um valor por meio de defuzzificação. A saída é multiplicada por um ganho, e o resultado é a mudança no setpoint Δsp . Finalmente, o setpoint para a vazão do *underflow* é:

$$sp(k) = sp^* + \sum_{i=1}^k \Delta sp, \quad (5.1)$$

onde sp^* é um setpoint pré-determinado para a vazão.

5.3. Resultados e Discussões

Foram realizados e comparados experimentos simulados, com o intuito de avaliar a performance do controlador proposto. Dois cenários foram simulados. No primeiro cenário tem-se um controle supervisorío regulatório atuando na mudança de setpoint da vazão de saída Q_u , a saída é controlada por um controlador PI. No segundo cenário, tem-se o controlador supervisorío *fuzzy*. A figura 5.5 mostra os distúrbios aplicados na vazão de entrada Q_f e na concentração φ_f do espessador aplicados em ambos cenários. Esses distúrbios são variações contínuas e tem uma amplitude pico-a-pico maior do que observado em uma planta real.

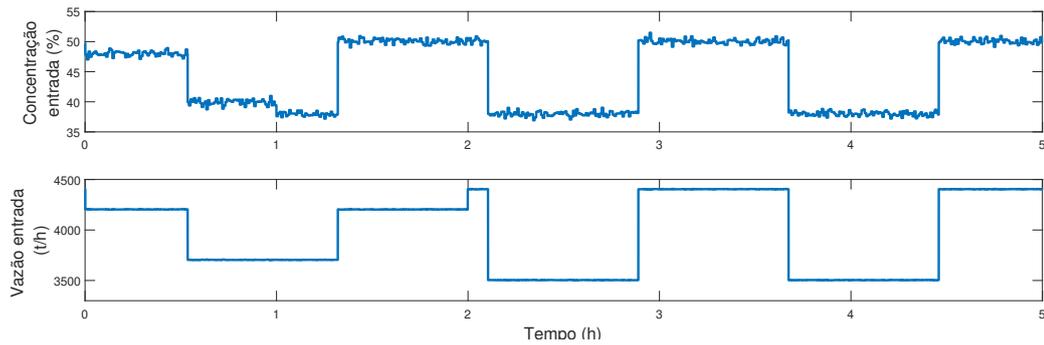


Figura 5.5: Perturbações aplicadas na concentração e na vazão de entrada

No primeiro cenário foi mantido o setpoint fixo para ϕ_u . Dessa forma, quando foram aplicados os distúrbios, o controlador supervisor reagiu, mudando o setpoint da vazão Q_u . O valor da concentração de saída ϕ_u segue bem o setpoint determinado, com pequenas variações, porém, como pode-se observar pela Figura 5.6, tem-se uma variação cíclica no setpoint da vazão, com uma grande amplitude pico-a-pico. Essa variação causa uma alteração constante na velocidade da bomba, que ao longo do tempo pode causar danos ao equipamento.

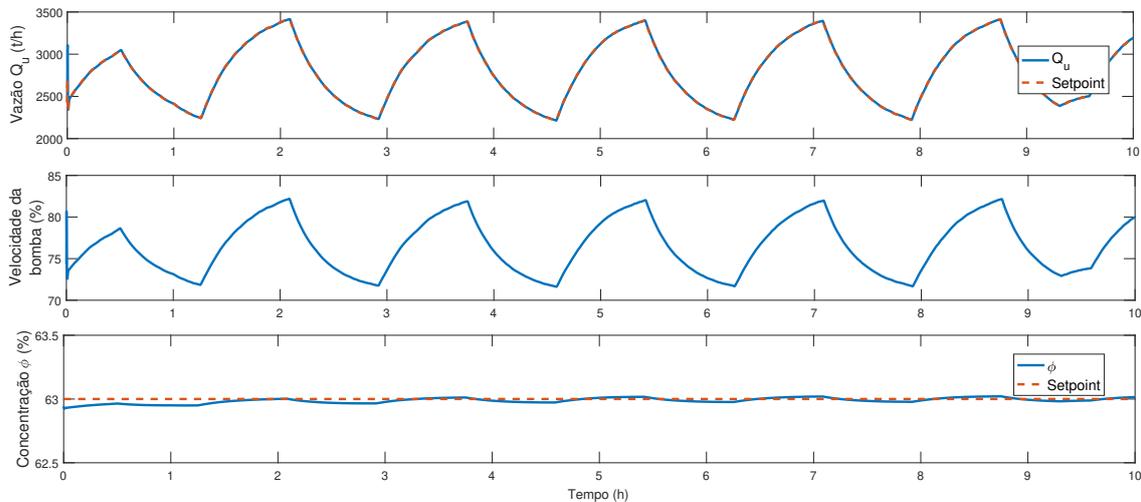


Figura 5.6: Resposta do controle regulatório

No segundo cenário foram escolhidos limites para os quais a concentração de saída ϕ_u poderia variar. O valor escolhido para o limite máximo foi de $\phi_u = 65\%$ e para o limite mínimo foi de $\phi_u = 61\%$. O valor do sp^* para a vazão de saída Q_u é de $2800t/h$. A concentração da saída é mantida dentro do limite especificado como a Figura 5.7 mostra. A máxima concentração observada é de $64,23\%$ e a mínima é de $61,9\%$. Quando se permite uma variação na concentração ϕ_u , a amplitude da variação tanto na velocidade da bomba, quanto no setpoint de vazão Q_u são reduzidas, assim, as chances de se causarem algum dano ao equipamento e distúrbios aos processos posteriores são menores.

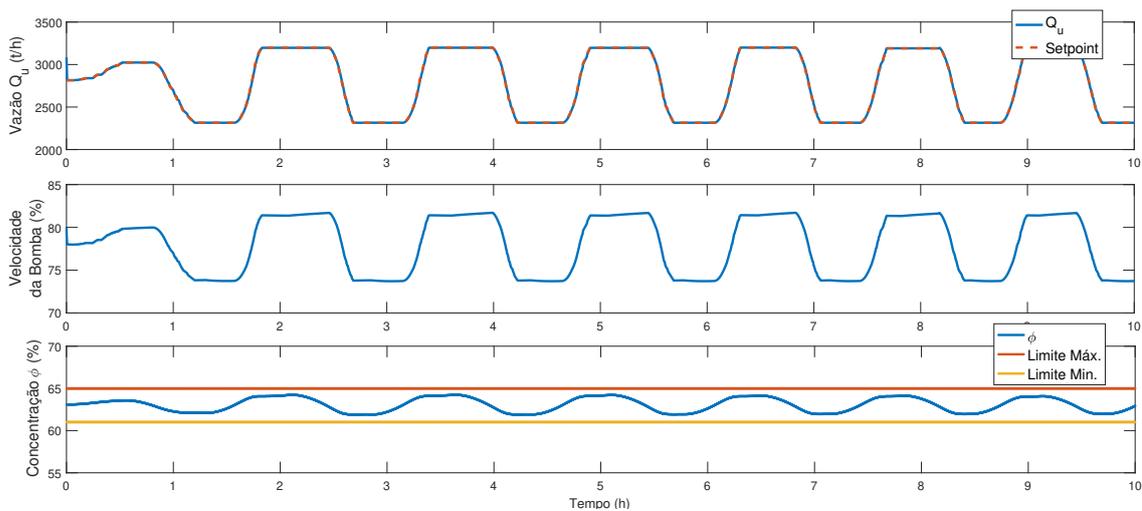


Figura 5.7: Resposta do controle supervisorío *fuzzy*

5.4. Conclusão

O desenvolvimento e a implementação de um controlador supervisorío *fuzzy* foi apresentado nesse capítulo. A performance do controlador foi avaliada por meio de uma comparação entre processos com diferentes estratégias de controle supervisorío, um por meio de um supervisorío *fuzzy* e outro com um supervisorío PI. Os dois experimentos foram realizados sob as mesmas circunstâncias de distúrbios aplicados ao processo. Apesar do primeiro cenário conseguir manter o valor da concentração de saída muito próximo ao setpoint, a variação causada na vazão de saída e na velocidade da bomba prejudicam a vida útil da mesma, além de causar um distúrbio maior nos processos após o espessamento. Resultados mostram que o controlador supervisorío *fuzzy* foi capaz de manter a concentração de sólidos ϕ_u dentro do limite especificado, aumentando a eficiência do processo e diminuindo o risco de causar algum dano à bomba e distúrbios nos processos posteriores.

6. Controle de Espessadores por MPC adaptativo

6.1. Introdução

O objetivo do espessamento é adensar uma polpa diluída e recuperar água de processo. Assim, obtém-se uma água clarificada que constitui o *overflow*, e uma polpa densa depositada no fundo do espessador constitui o *underflow*.

O bom funcionamento do sistema de controle de um espessador é importante, pois a polpa deve ser mantida em uma determinada concentração na saída do equipamento, para maximizar a recuperação de produto, evitar problemas no bombeamento do *underflow* e obter um líquido clarificado e livre de sólidos. Algumas variáveis de processo são: a concentração de sólidos no *underflow* e *overflow* e o nível da zona de compactação. As variáveis manipuladas são a vazão do *underflow* e a dosagem de floculante, as quais influenciam diretamente a velocidade de sedimentação dos sólidos. Essa alteração na velocidade de sedimentação modifica a densidade da polpa de forma não linear. Outras variáveis que são importantes e podem ser medidas, mas não controladas são a vazão e concentração da alimentação. Essa variáveis dependem de processos anteriores ao espessamento.

Com o objetivo de reduzir os sólidos presentes no *overflow* e evitar perturbações no processo devido às variações na concentração da polpa na entrada, alguns trabalhos em sistemas de controle são reportados na literatura. Em Diehl (2008), um controlador não-linear é desenvolvido para um modelo de espessador. A proposta é controlar simultaneamente a concentração do *underflow* e o nível da zona de compactação. Essa solução requer computar dinamicamente o balanço de massa do processo. Também baseado no balanço de massa do espessadores, Xu *et al.* (2015) propôs uma estratégia de controle para a concentração de sólidos no *underflow* e para a dosagem de floculante, ajustando um set point ótimo para essas variáveis. Além disso, é desenvolvido um software de controle avançado do espessador, no qual pode-se alterar os parâmetros do modelo, ajustar a vazão e adicionar ou retirar variáveis de estado à estratégia de controle. Em Segovia *et al.* (2011) um controlador *fuzzy* com múltiplas entradas e uma saída é desenvolvido para controlar tanto o nível da zona de compactação quanto a concentração de sólidos no *underflow*, sendo a vazão do *underflow* a única variável manipulada. Chai *et al.* (2014) propuseram um controle da concentração de sólidos no *underflow* combinando lógica *fuzzy*, raciocínio baseado em regras, controle chaveado e controle em cascata. O controle atua na mudança de setpoint da vazão do *underflow* de acordo com o valor da concentração do *underflow*. Magalhães e Euzébio (2018) desenvolvem um controlador supervisorio *fuzzy* que mantém a vazão e a concentração de sólidos do *underflow* dentro de uma faixa restrita de operação. Um controlador preditivo por modelo (MPC) é desenvolvido por Tan *et al.* (2015) e Tan *et al.* (2017). O objetivo é controlar a concentração de sólidos do *underflow*, levando em consideração restrições operacionais. O modelo é baseado na teoria de sedimentação-consolidação e representado por uma Equação Diferencial Parcial (EDP). Um filtro de Kalman é utilizado para estimar a compres-

sibilidade da polpa. Este parâmetro é essencial para o modelo, porém varia com o tempo e é difícil de medir com instrumentos.

Neste capítulo, uma aplicação de controlador preditivo adaptativo por modelo em um espessador é proposta. O objetivo é controlar a concentração de sólidos no *underflow*. O controlador é composto por múltiplos controladores por matriz dinâmica (DMC) e sua saída é uma média ponderada da saída dos controladores lineares DMC. Dado que o processo é não linear, a abordagem utilizada tem a vantagem de manter um bom desempenho para diferentes pontos de operação e leva em consideração restrições operacionais.

Os resultados desse capítulo foram publicados no XXII Congresso Brasileiro de Automação, 2018, em um artigo completo com o título "Controle DMC Adaptativo aplicado do processo de espessamento contínuo".

6.2. Controle por matriz dinâmica (DMC)

O DMC foi desenvolvido por Cutler e Ramaker, funcionários da Shell Oil Co. O sucesso do DMC na indústria vem da capacidade de lidar com processos multivariáveis (CAMACHO e ALBA, 2013). Além de ser capaz de controlar uma grande variedade de processos, a sua implementação para processos multivariáveis não apresenta dificuldades. Pode-se também adicionar explicitamente restrições nas variáveis manipuladas e controladas.

O DMC utiliza um modelo do processo para prever as saídas futuras, calcula uma sequência de ações de controle que minimizam uma função objetivo, aplica o primeiro valor da sequência de controle no processo, e então move a referência de tempo um passo a frente e repete todos os cálculos. Essa estratégia é conhecida como horizonte móvel (Figura 6.1).

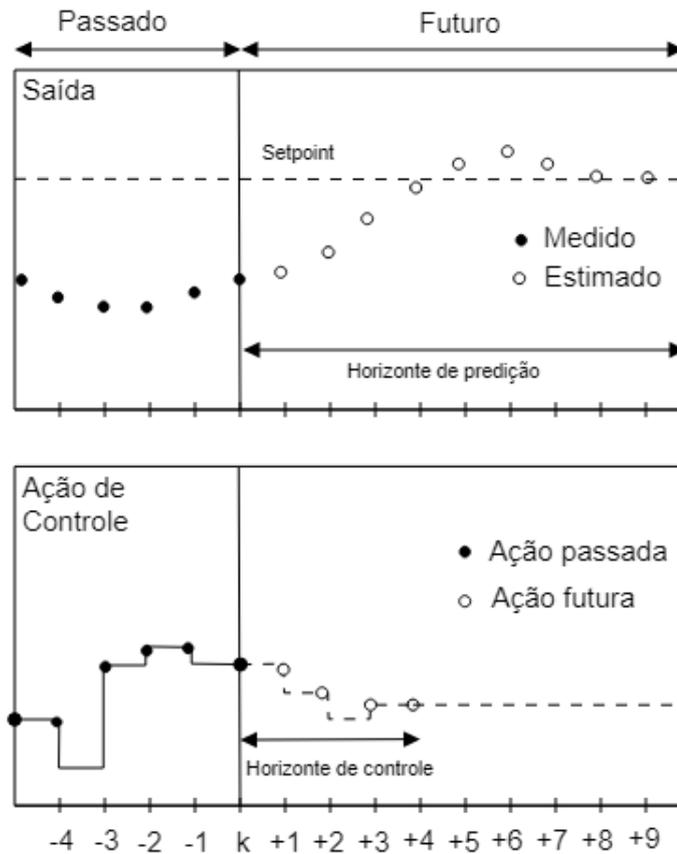


Figura 6.1: Horizonte Móvel.

O DMC usa o modelo de convolução do processo para obter as saídas do processo em instantes futuros

$$y(t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t-i), \quad (6.1)$$

onde $y(t)$ é a saída do processo, g_i é a resposta ao degrau, e Δu é a ação de controle aplicada ao processo. É assumido que o processo é estável e não tem integradores (CAMACHO e ALBA, 2013). A predição ao longo do tempo será:

$$y(t+k|t) = \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t+k-i) + d(t+k|t) = \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t+k-i) + \sum_{i=k+1}^{\infty} g_i \Delta u(t+k-i) + d(t+k|t), \quad (6.2)$$

onde k é o horizonte de predição.

Os distúrbios são considerados constantes, portanto: $d(t+k|t) = d(t|t) = y_m(t) - y(t|t)$.

Então:

$$\begin{aligned}
y(t+k|t) &= \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t+k-i) + \sum_{i=k+1}^{\infty} g_i \Delta u(t+k-i) + y_m(t) - \sum_{i=1}^{\infty} g_i \Delta u(t-i) \\
&= \sum_{i=1}^k g_i \Delta u(t+k-i) + f(t+k), \quad (6.3)
\end{aligned}$$

onde $f(t+k)$ é a resposta livre do sistema, ou seja, a parte que não depende das ações de controle futuras, e é dada por:

$$f(t+k) = y_m(t) + \sum_{i=1}^{\infty} (g_{k+i} - g_i) \Delta u(t-i) \quad (6.4)$$

Para o caso do processo ser estável, os coeficientes g_i da resposta ao degrau são constantes após N períodos de amostragem, então $g_{k+i} - g_i \approx 0$. Logo, a resposta livre é:

$$f(t+k) = y_m(t) + \sum_{i=1}^N (g_{k+i} - g_i) \Delta u(t-i). \quad (6.5)$$

As previsões podem ser computadas ao longo do horizonte de previsão $k = 1, \dots, p$, considerando m ações de controle:

$$y(t+p|t) = \sum_{i=p-m+1}^p g_i \Delta u(t+p-i) + f(t+p). \quad (6.6)$$

A matriz dinâmica do sistema \mathbf{G} é definida como:

$$\mathbf{G} = \begin{vmatrix} g_1 & 0 & \dots & 0 \\ g_2 & g_1 & \dots & 0 \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ g_m & g_{m-1} & \dots & g_1 \\ \dots & \dots & \dots & \dots \\ g_p & g_{p-1} & \dots & g_{p-m+1} \end{vmatrix}$$

O objetivo de um controlador DMC é guiar a saída do sistema o mais próximo possível do setpoint, selecionando as variáveis manipuladas para minimizar um objetivo quadrático que considera a minimização dos erros futuros e o esforço de controle, para a função de custo:

$$J = \sum_{j=1}^p [y(t+j|t) - w(t+j)]^2 + \sum_{j=1}^m \lambda [\Delta u(t+j-1)]^2, \quad (6.7)$$

onde $w(t+j)$ é o setpoint e λ é um coeficiente que determina o esforço da ação de controle.

A solução analítica da função de custo é portanto:

$$\Delta u = (\mathbf{G}^T \mathbf{G} + \lambda \mathbf{I})^{-1} \mathbf{G}^T (\mathbf{w} - \mathbf{f}), \quad (6.8)$$

apenas a primeira ação de controle calculada é aplicada ao sistema.

A função de custo em (6.8) pode ser minimizada sob as seguintes restrições:

$$u_{min} \leq u \leq u_{max}, \quad (6.9)$$

$$\delta u_{min} \leq u(t) - u(t-1) \leq \delta u_{max}, \quad (6.10)$$

$$y_{min} \leq y \leq y_{max}. \quad (6.11)$$

Nesse trabalho apenas a restrição na variável manipulada é considerada.

6.3. DMC Adaptativo

A estratégia adaptativa utilizada nesse artigo é aquela proposta por Dougherty e Cooper (2003) que combina múltiplos controladores lineares DMC. Cada controlador DMC linear é projetado para modelos de primeira ordem com tempo morto de acordo com o ponto de operação.

Neste artigo são combinados três controladores DMC. Porém essa estratégia pode combinar quantos controladores lineares forem necessários. O uso de três controladores é o mínimo necessário para controlar um processo não-linear. Cada controlador computa sua própria saída, que são então ponderadas e combinadas, resultando em uma ação de controle que é aplicada ao processo.

Para a implementação é necessário linearizar o processo em torno de três pontos de operação. Dois modelos devem descrever o processo nos extremos superior e inferior da faixa de operação esperada. Isso assegura que a não-linearidade do processo seja representada ao longo de toda a faixa de operação. O terceiro modelo deve representar o ponto localizado ao meio da faixa de operação. O ponto de operação é definido como um valor específico da variável de processo y_j , sendo $j = 1, 2, 3$, para os pontos de operação baixo, médio e alto respectivamente.

Após a identificação dos pontos de operação e linearização do processo ao redor desses pontos, é realizado o projeto dos controladores lineares DMC. Cada controlador tem a sua própria saída, porém, a sinal aplicado ao processo u_{adap} é uma média ponderada das ações de controle u_j .

$$u_{adap} = \sum_{j=1}^3 x_j u_j, \quad (6.12)$$

onde x_j é um fator de peso das saídas dos controladores. Dado que y_{med} é a saída atual do processo, os fatores x_j são calculados da seguinte forma:

Se $y_{med} \geq y_3$ então:

$$x_1 = 0; x_2 = 0; x_3 = 1. \quad (6.13)$$

Se $y_2 < y_{med} < y_3$ então:

$$x_1 = 0; x_2 = 1 - x_3; x_3 = \frac{y_{med} - y_2}{y_3 - y_2}. \quad (6.14)$$

Se $y_{med} = y_2$, então:

$$x_1 = 0; x_2 = 1; x_3 = 0. \quad (6.15)$$

Se $y_1 < y_{med} < y_2$ então:

$$x_1 = 1 - x_2; x_2 = \frac{y_{med} - y_1}{y_2 - y_1}; x_3 = 0. \quad (6.16)$$

Se $y_{med} \leq y_1$ então:

$$x_1 = 1; x_2 = 0; x_3 = 0. \quad (6.17)$$

A Figura 6.2 mostra a estrutura de controle proposta.

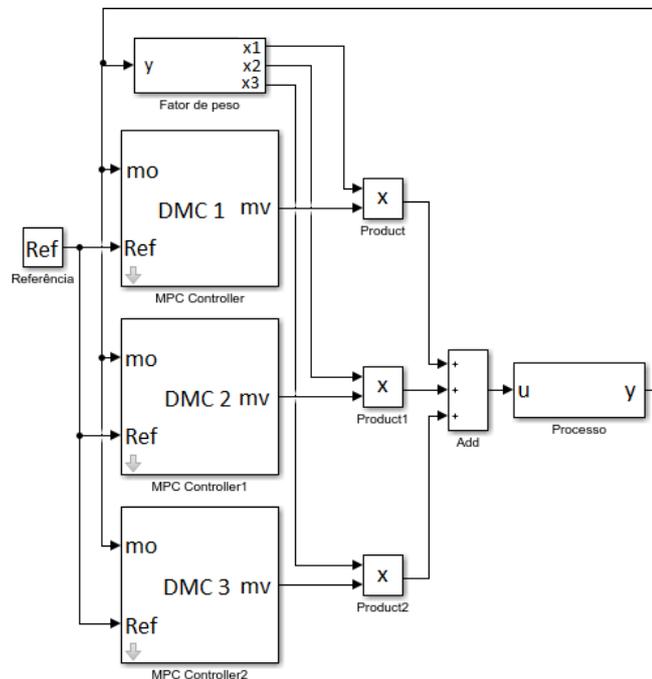


Figura 6.2: Estrutura de controle.

6.4. Resultados e discussões

Dois cenários para a avaliação da performance dos controladores são realizadas. No primeiro cenário é requerido o rastreamento do setpoint em diferentes pontos de operação. No segundo cenário o setpoint é fixo e os controladores são avaliados com a presença de distúrbios na entrada do processo. Os distúrbios são uma variação periódica em forma de uma onda quadrada. O processo é simulado no IDEAS, o controlador é simulado no MATLAB, e a comunicação entre as duas plataformas é feita por comunicação via OPC (*Object Linking and Embedding for Process Control* ou *Open Platform Communications*).

A performance dos controladores é avaliada por um índice de desempenho. O índice de desempenho utilizado nesse artigo é o IAE (Integral do Erro Absoluto), que é descrita por:

$$IAE = \int_0^T |e| dt, \quad (6.18)$$

onde T é o tempo total de simulação e e é o erro.

6.4.1. Implementação do controlador DMC linear

Para a implementação do controlador DMC linear, o ponto de operação escolhido é localizado em torno da concentração de sólidos de 58%. A função de transferência identificada nesse ponto de operação é:

$$G(s) = \frac{-0,87549}{10332s + 1} e^{-2s}. \quad (6.19)$$

Na tabela 6.1 são mostrados os parâmetros de sintonia do controlador linear.

Tabela 6.1: Parâmetros de sintonia DMC linear

Período de amostragem (s)	10
Horizonte de predição (s)	600
Horizonte de controle	10
λ	2,50

6.4.2. Implementação do controlador DMC adaptativo

Para a implementação do controlador DMC adaptativo, foram identificados três modelos em três pontos de operação. Os modelos são de primeira ordem com tempo morto:

$$G(s) = \frac{K_p}{\tau s + 1} e^{-\theta s}. \quad (6.20)$$

Na tabela 6.2 são mostrados os parâmetros para os três modelos identificados.

Tabela 6.2: Modelos identificados

	Baixo	Médio	Alto
Concentração (%)	51	55	58
K_p	-0,67	-0,75	-0,87
τ	4.888,40	6.177,70	10.332
θ	2	2	2

Na tabela 6.3 são mostrados os parâmetros do controlador DMC adaptativo.

Tabela 6.3: Parâmetros de sintonia DMC adaptativo

	Baixo	Médio	Alto
Concentração (%)	51	55	58
Período de amostragem	10	10	10
Horizonte de predição	200	325	600
Horizonte de controle	15	15	10
λ	1,30	1,80	2,50

6.4.3. Resultados

A Figura 6.3 mostra a resposta do sistema para ambos controladores. O primeiro objetivo de controle é o rastreamento de setpoint. O controlador DMC adaptativo mostrou-se capaz de rastrear o setpoint em todos os pontos de operação. Já o controlador DMC linear tem pior performance a medida que se afasta do ponto de operação para o qual foi realizada a sua sintonia. A máxima porcentagem de sobressinal para o controlador adaptativo foi de 0,4%. A máxima porcentagem de sobressinal para o controlador linear foi de 1,5%.

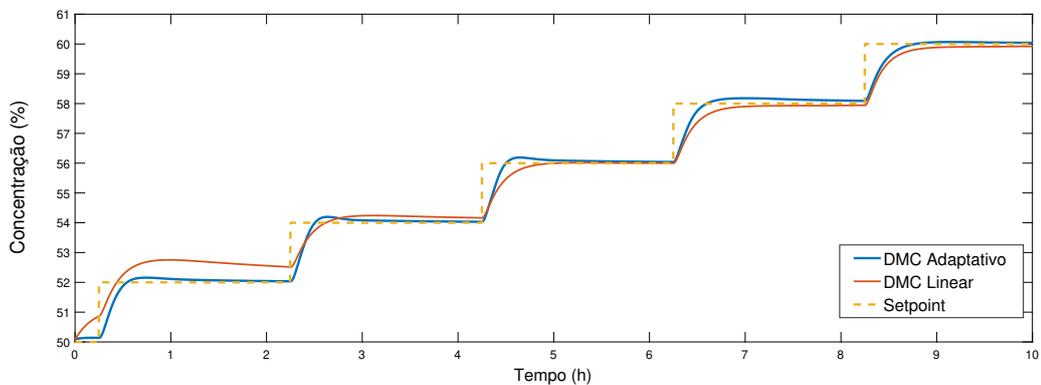


Figura 6.3: Resposta do sistema.

A variável manipulada não satura em seus limites de operação em nenhum dos dois controladores, como é mostrado na Figura 6.4.

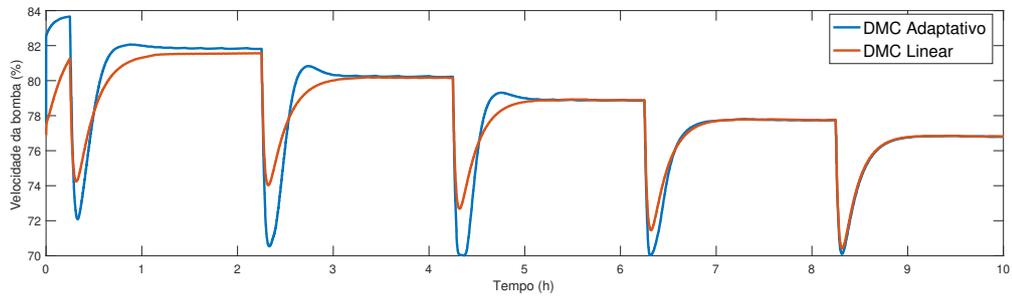


Figura 6.4: Variável manipulada.

A tabela 6.4 mostra os índices de desempenho dos controladores para o primeiro cenário. De acordo com esse índice, o controlador adaptativo obteve uma melhor performance.

Tabela 6.4: Índice de desempenho para o primeiro cenário

	Adaptativo	Linear	Diferença (%)
IAE	7.351,80	12.138	60,50

O segundo objetivo de controle é o rastreamento de um setpoint fixo com a aplicação de distúrbios na entrada do processo. Os distúrbios são caracterizados por variações contantes na vazão e na concentração de entrada, como é mostrado na Figura 6.5.

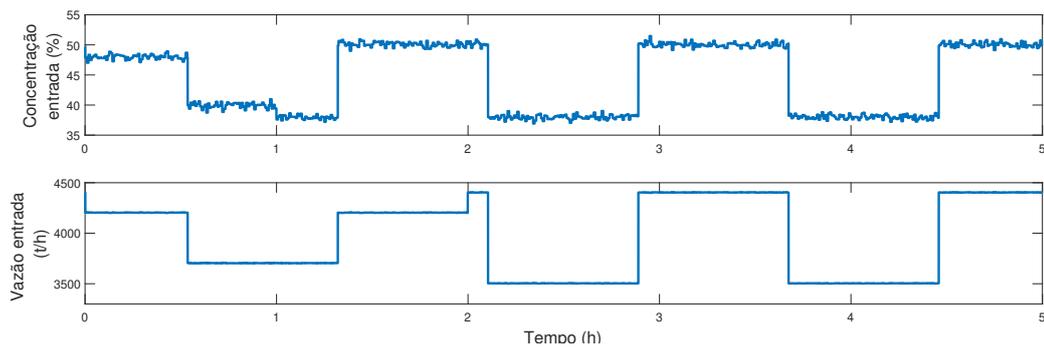


Figura 6.5: Perturbações aplicadas na concentração e na vazão de entrada.

O valor máximo observado para a concentração usando o controlador adaptativo foi de 56,26% e o mínimo foi de 54,06%. Já para o controlador linear, a máxima concentração foi de 56,63%, e a mínima de 54,08%. A resposta dos dois controladores é oscilatória ao redor do setpoint especificado. A Figura 6.6 mostra a resposta quando é aplicado um distúrbio para ambos os controladores.

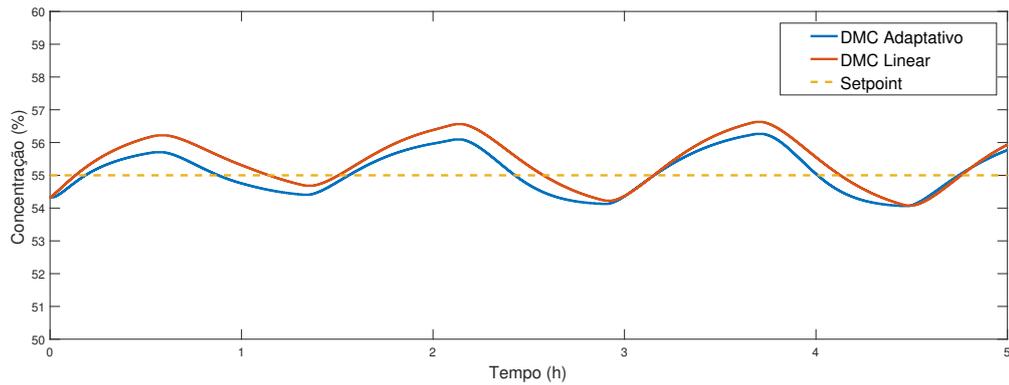


Figura 6.6: Resposta ao distúrbio.

A Figura 6.7 mostra a variável manipulada para ambos os controladores. Para esses distúrbios aplicados, a variável manipulada não satura em seus limites de operação.

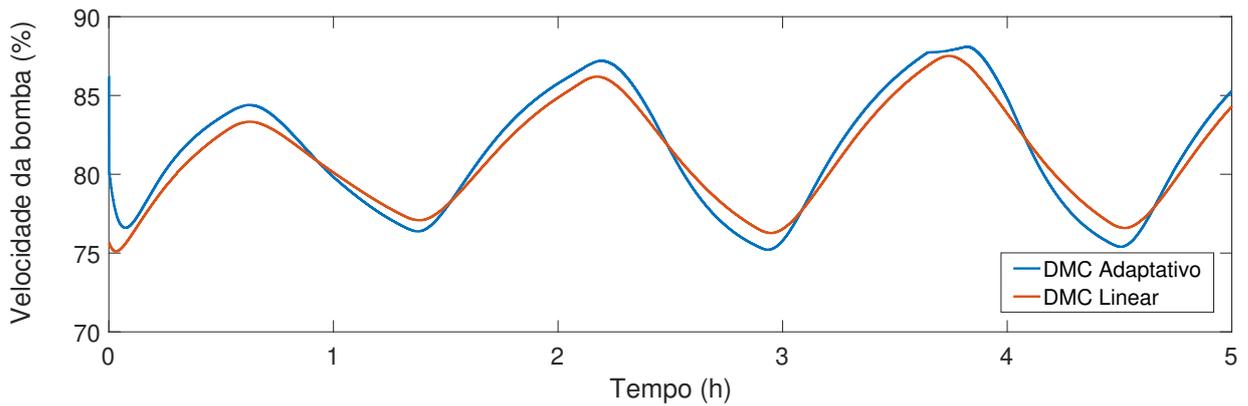


Figura 6.7: Variável manipulada para o segundo cenário

A tabela 6.5 mostra os índices de desempenho dos controladores para o segundo cenário. De acordo com o índice, o controlador adaptativo obteve uma melhor performance.

Tabela 6.5: Índice de desempenho para o segundo cenário

	Adaptativo	Linear	Diferença (%)
IAE	10.202	12.476	18,22

6.5. Conclusão

O desenvolvimento e implementação de um controlador DMC linear e um controlador DMC adaptativo foi apresentado nesse artigo. A performance dos controladores foi avaliada por

meio de comparações e um índice de desempenho, o IAE (Integral do Erro Absoluto). Resultados mostraram que o controlador DMC adaptativo obteve uma melhor performance nos dois cenários simulados. O controlador adaptativo faz uma média ponderada da saída dos múltiplos controladores lineares para obter uma boa performance em todos os pontos de operação. O controlador DMC linear não foi capaz de obter uma boa performance em todos os pontos de operação. Quando distúrbios contínuos são aplicados na entrada do processo, a resposta do sistema para os dois controladores apresentou uma forma oscilatória ao redor do setpoint.

Com a aplicação do controlador desenvolvido, o processo foi capaz de seguir o valor correto da concentração, o que proporcionou uma maior eficiência para processo posteriores, como por exemplo a filtragem. Outro benefício é o de manter a operação da bombas entre o limite adequado.

7. Técnica Especial de Controle Regulatório para Espessadores

7.1. Introdução

Neste capítulo é desenvolvida uma técnica de controle de baixa complexidade, com bom desempenho, e de fácil manutenção, usando o modelo matemático de Bürger *et al.* (2013), no MATLAB, onde se é possível medir o nível da zona de compactação e concentração do *underflow*.

A técnica proposta neste capítulo é um controlador Override. No controle Override, é detectada a ação de controle de maior prioridade ao processo, e então, essa ação é aplicada. São implementados dois controladores PI para as saídas do nível da zona de compactação e concentração do *underflow*. O valor da saída dos controladores é monitorado a todo momento para que isso seja possível.

Na tabela 7.1 são mostrados os dados que foram utilizados no modelo matemático para a simulação do espessador.

Variável	Valor
σ_0	50 Pa
φ_c	0,2
n	6
u_∞	$6,025 * 10^{-4} \frac{m}{s}$
c	12,59
$\Delta\rho$	$1650 \frac{kg}{m^3}$
Diâmetro do espessador	35m
H	2m
B	6m

Tabela 7.1: Dados utilizados na simulação

As funções de transferência do processo foram identificadas por meio da resposta ao degrau e tem a forma de uma função de primeira ordem mais atraso. A Equação 7.1 representa o modelo para a variável de processo concentração φ_u em relação a vazão de entrada. A Equação 7.2 representa o modelo para a variável de processo nível da zona de compactação em relação a vazão de entrada.

$$\frac{-8,92}{(2,26 * 10^5)s + 1} e^{-158s} \quad (7.1)$$

$$\frac{-386,7}{(3,48 * 10^5)s + 1} e^{-3,38 * 10^3 s} \quad (7.2)$$

7.2. PI Override

O controlador PI para a concentração é representado por:

$$C_c(n+1) = C_c(n) + K_{pc} * [e_c(n+1) - e_c(n)] + K_{ic} * [dt * e_c(n+1)] \quad (7.3)$$

onde C_c é a ação de controle para a concentração, K_{pc} é o ganho proporcional, K_{ic} é o ganho integrativo, e_c é o erro relativo à concentração, dt é a amostragem de tempo.

O controlador PI para o nível é representado por:

$$C_n(n+1) = C_n(n) + K_{pn} * [e_n(n+1) - e_n(n)] + K_{in} * [dt * e_n(n+1)] \quad (7.4)$$

onde C_n é a ação de controle para o nível, K_{pn} é o ganho proporcional, K_{in} é o ganho integrativo, e_n é o erro relativo ao nível, dt é a amostragem de tempo.

A ação de controle aplicada ao processo, é uma combinação de duas ações de controle. Aquela que for de maior prioridade, ou seja, tiver um valor maior de vazão de saída Q_u será aplicada ao processo. A ação de maior prioridade é a relativa a variável de processo nível da zona de compactação. Um aumento nesse nível aumenta as chances de se apresentarem sólidos no *overflow* do processo, o que não é desejável, pois se perde produto e se deixa de recuperar água.

A ação de controle final é representada por um alto seletor conforme a equação 7.5:

$$Controle_{final}(n+1) = \max[C_c(n+1), C_n(n+1)]; \quad (7.5)$$

Na figura 7.1 é mostrada a estrutura de controle.

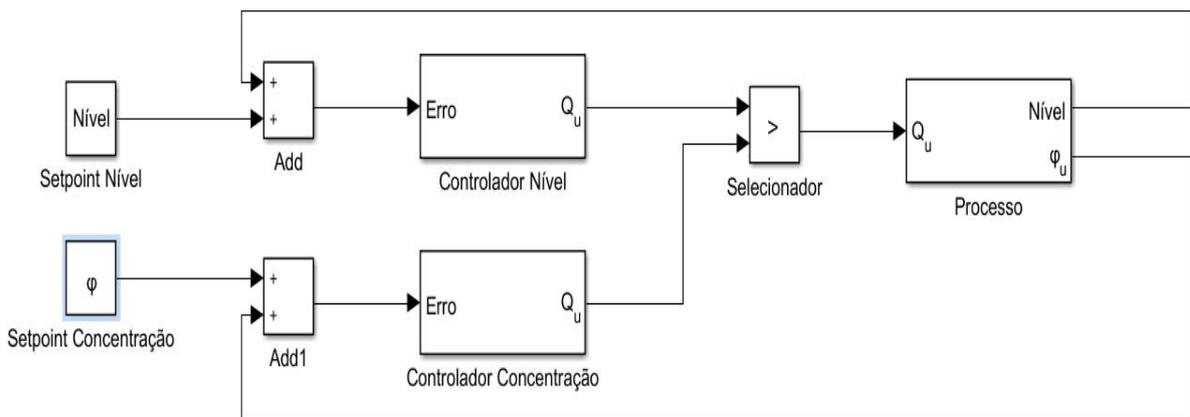


Figura 7.1: Estrutura de controle override

O método utilizado para a sintonia dos controladores foi o SIMC (Skogstad, 2003).

O valor encontrado para os ganhos foram:

	K_p	t_i
Concentração	6,76	15032
Nível	0,0949	40800

Tabela 7.2: Ganhos dos controladores PI.

A Figura 7.2 mostra a perturbação aplicada ao processo para avaliação do desempenho do controlador.

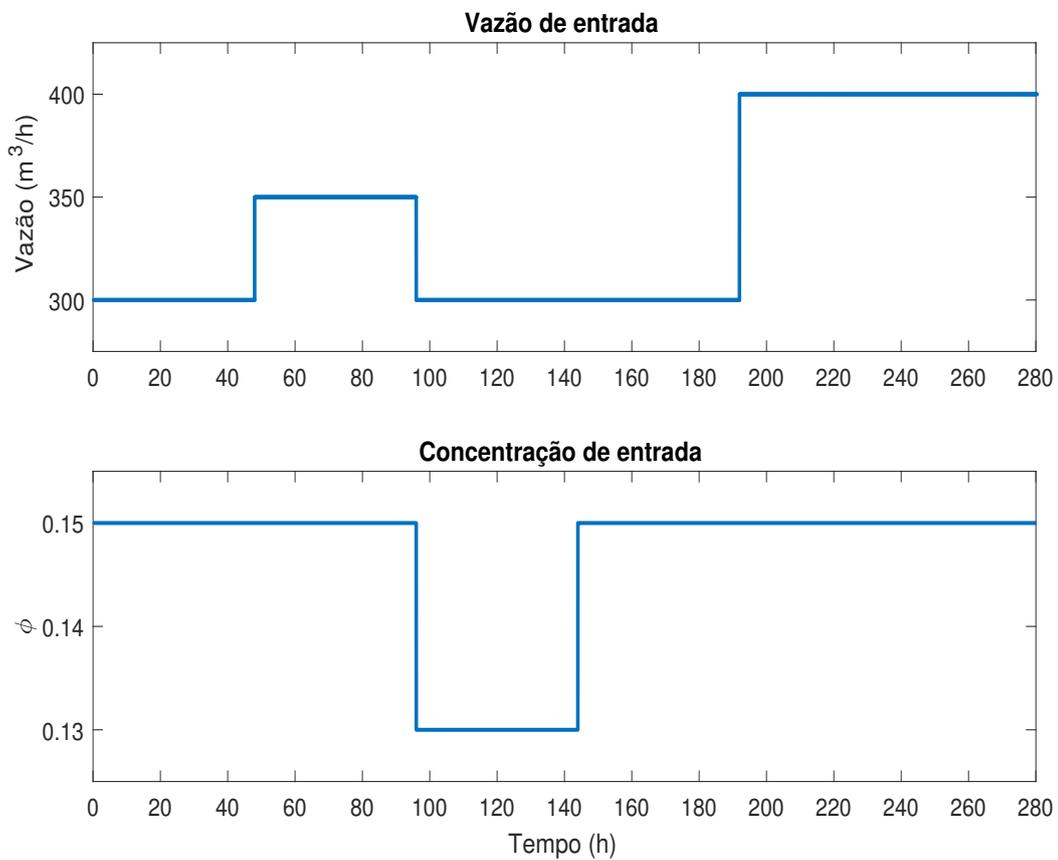


Figura 7.2: Perturbações aplicadas na concentração e na vazão de entrada

Nas Figuras 7.3 e 7.4, são mostradas, respectivamente, a resposta do sistema e a ação de controle aplicada.

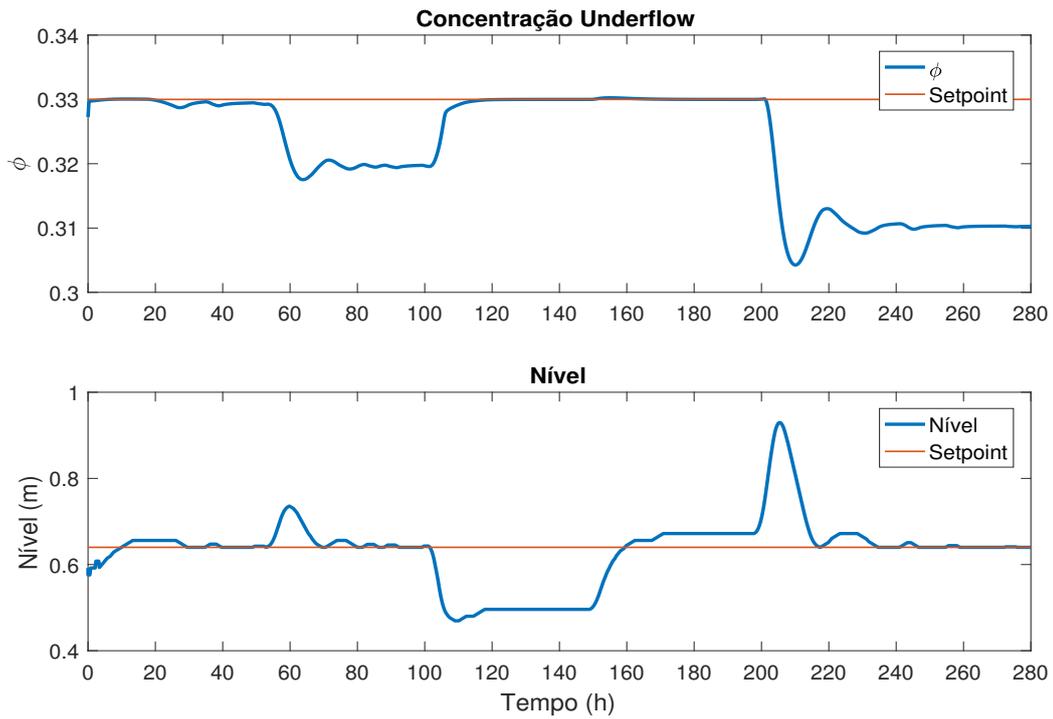


Figura 7.3: Variáveis de processo

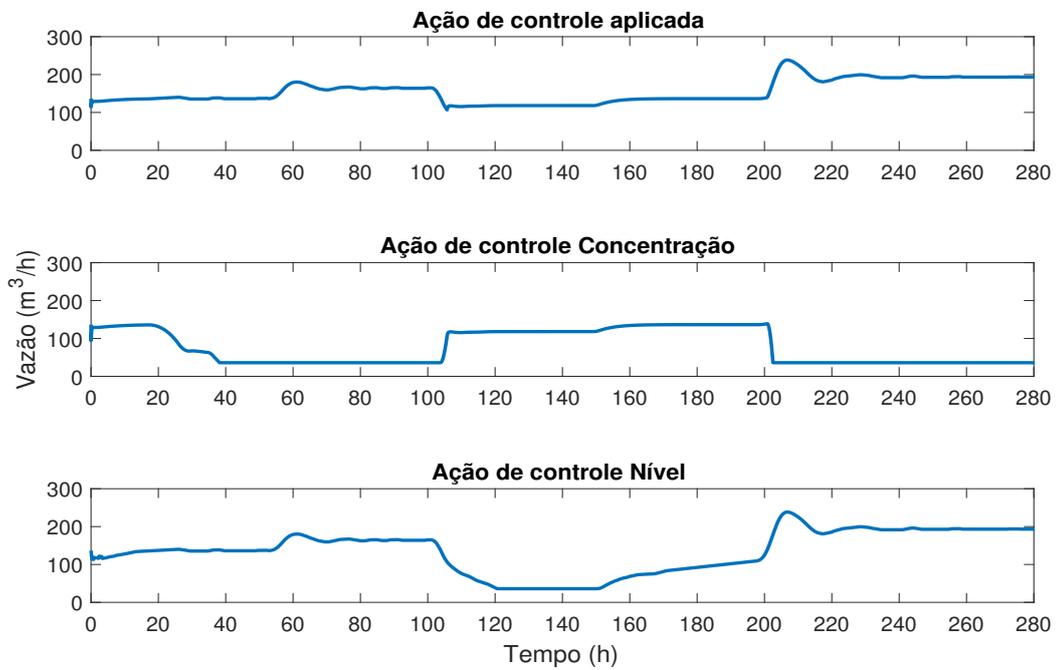


Figura 7.4: Variáveis manipuladas

Inicialmente, o sistema encontra-se em equilíbrio, com a concentração de entrada ϕ_f

igual a 0,15 e vazão de entrada igual a $300m^3/s$. Após aproximadamente 50 horas, é aumentada a vazão de entrada para $350m^3/s$. Neste momento, o controlador reage para que o nível continue seguindo o setpoint. É possível observar que a concentração cai, pois ao entrar mais material no espessador e se desejando manter o nível no setpoint, é necessário um aumento na vazão de saída.

No momento em que a vazão de entrada retorna ao seu valor inicial, é aplicado um distúrbio a concentração de entrada, a diminuindo para o valor de 0,13. O efeito do distúrbio só é observado na planta após cerca de 10 horas. O nível cai abaixo do seu setpoint, a concentração aumenta e a ação de controle aplicada nesse momento passa a ser a do controlador da concentração.

Ao retornar a concentração de entrada para o seu valor inicial de 0,15, o sistema tenta retornar ao seu estado inicial de equilíbrio, onde as duas variáveis seguem o setpoint. Como a variável de processo nível apresenta um maior atraso e uma maior constante de tempo, ela demora um tempo maior para reagir ao distúrbio, assim sendo, a ação de controle aplicada, continua sendo a relativa ao controlador da concentração de saída.

Finalmente, é aplicado um distúrbio maior à vazão de entrada, que muda de $300m^3/s$ para $400m^3/s$. Observa-se que após cerca de 10 horas o nível apresenta um aumento considerável, de aproximadamente 0,65 metros para cerca de 0,95 metros. Neste momento, o controlador override seleciona a ação do controlador do nível para que esse retorne a seguir o setpoint especificado. Assim como no primeiro distúrbio aplicado, a concentração cai, pois há um aumento na vazão de saída para o nível permaneça no valor especificado.

7.3. PI e Feedforward

A fim de antecipar a reação das saídas do processo aos distúrbios aplicados, foi implementado um controlador feedforward em adição ao controlador override. O controlador feedforward implementado é um ganho calculado a partir dos distúrbios nas entradas. Esse ganho é adicionado à ação de controle final aplicada ao processo.

O cálculo do ganho foi feito a partir da equação de balanço de massa do espessador quando este se encontra em estado estacionário. Tem-se que, em estado estacionário, a quantidade de massa que entra no espessador, é igual à quantidade de massa que sai, assim:

$$\frac{\varphi_f * Q_f}{A} = \frac{\varphi_u * Q_u}{A} \quad (7.6)$$

, considerando que φ_u deve ser mantida no seu setpoint, uma alteração em Q_f e φ_f gera uma alteração em Q_u , assim, o ganho é dado por:

$$K_{ff} = \frac{\Delta\varphi_f(n) * \Delta Q_f}{sp_c(n)} \quad (7.7)$$

onde sp_c é o setpoint para a concentração φ_u

A ação de controle para o feed forward será então:

$$Control_{ff}(n) = K_{ff} \quad (7.8)$$

A ação de controle final aplicada ao processo será:

$$Controle_{final}(n+1) = \max[C_c(n+1), C_n(n+1)] + Control_{ff}; \quad (7.9)$$

Os ganhos para o controlador override são os mesmos do primeiro cenário mostrados na tabela 7.2.

A figura 7.5 mostra a estrutura de controle para o controle override com adição da ação de controle feedforward.

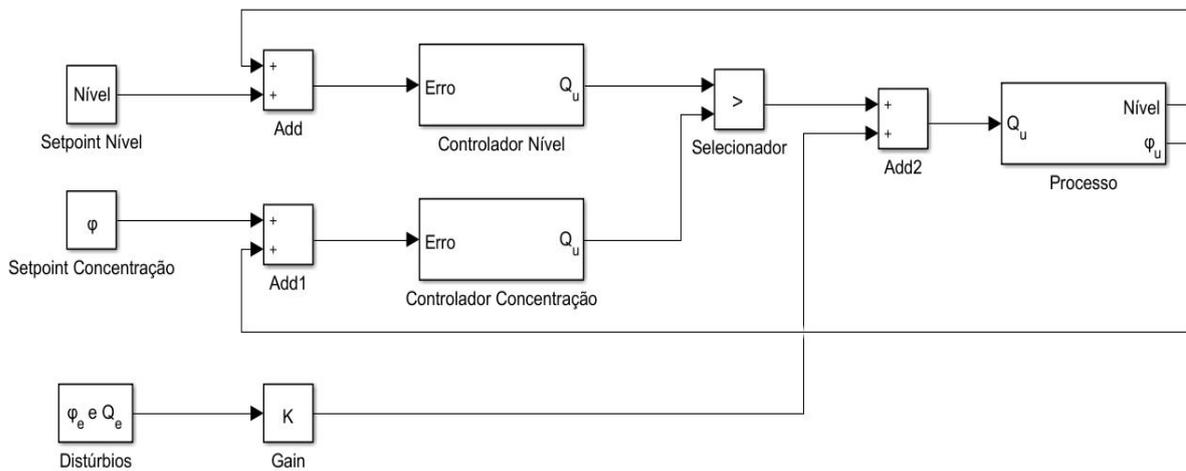


Figura 7.5: Estrutura de controle override e feed forward.

A perturbações aplicadas ao processo são as mesmas representadas na Figura 7.2.

Nas Figuras 7.6 e 7.7, são mostradas, respectivamente, a resposta do sistema e a ação de controle aplicada.

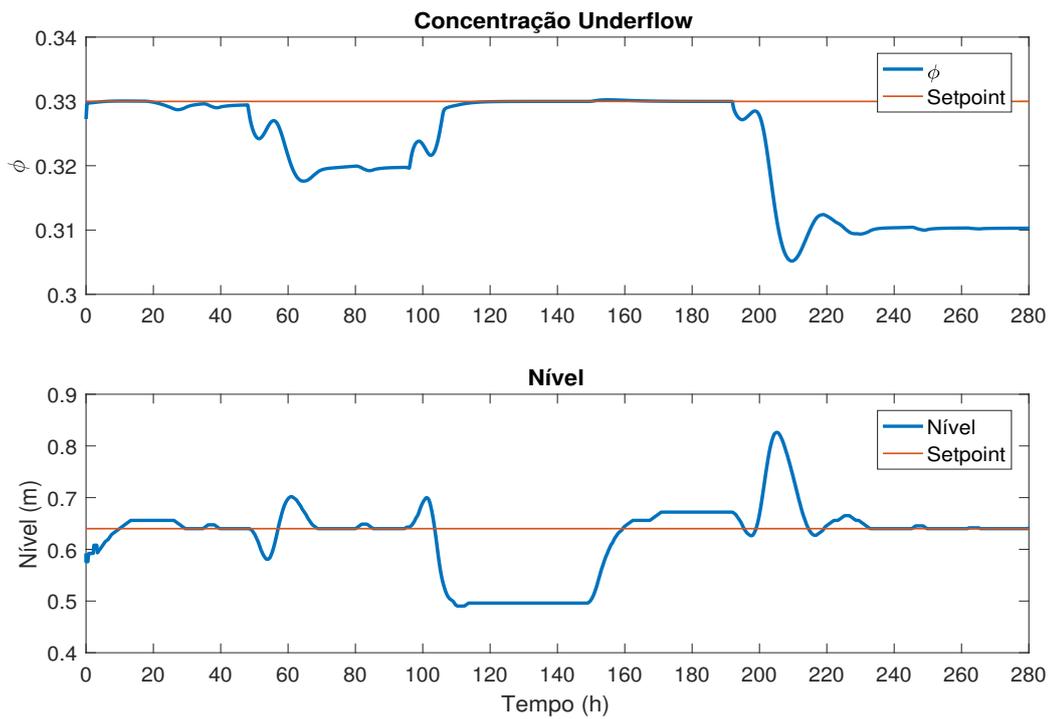


Figura 7.6: Variáveis de processo

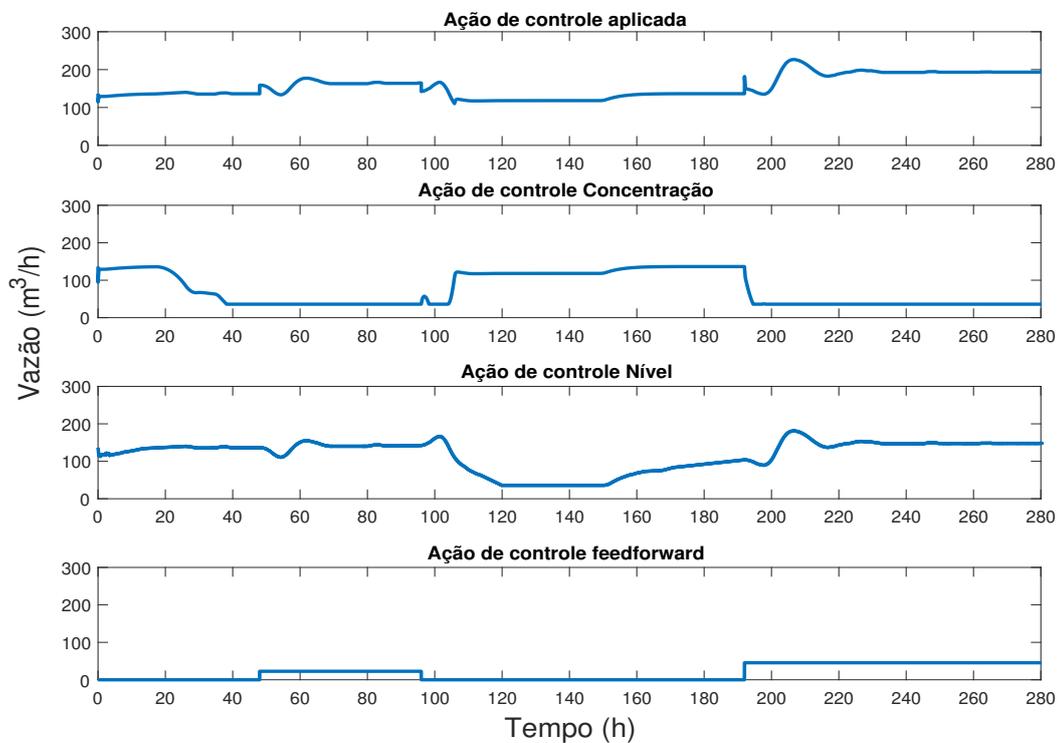


Figura 7.7: Variáveis manipuladas

Analisando a resposta do sistema à ação de controle aplicada, pode-se notar que o con-

trolador feedforward antecipou a reação das variáveis de processo aos distúrbios aplicados. A ação de controle final aplicada ao processo, ficou muito próxima a ação de controle do primeiro controlador override implementado. Dessa forma, a adição do controlador feedforward não representou uma melhora significativa na resposta do sistema ao longo do tempo. Uma das possíveis causas para esse resultado, é que o controlador implementado foi de ganho puro, os distúrbios não foram identificados, isto é, o efeito do distúrbio no processo não foi descrito por um modelo.

7.4. Conclusão

Neste capítulo foi apresentada uma técnica especial de controle para o processo de espessamento contínuo. O objetivo era apresentar uma técnica simples, de fácil sintonia, e que controlasse as duas principais variáveis de processo, o nível e a concentração de saída, alterando uma variável manipulada, a vazão de saída. Resultados mostram que o controlador override teve um bom desempenho, atuando quando a variável mais crítica, o nível da zona de compactação, aumentava, assim, o risco da concentração do *overflow* aumentar e se deixar de recuperar produto e água quando se é aplicado distúrbio no processo é diminuído.

Com o objetivo de antecipar a reação das variáveis de processo ao efeito do distúrbio, foi implementado um controlador feedforward em adição ao controlador override. A ação de controle final aplicada ao processo, é então a soma da saída do controlador override com a saída do controlador feedforward. Como previsto, a reação das saídas do processo foram mais rápidas, porém, a adição do controlador feedforward não teve um efeito significativo ao longo do tempo. Foi observado que a ação de controle final do segundo cenário ficou bem semelhante a ação de controle aplicada no primeiro cenário.

8. Conclusão

O objetivo deste trabalho é o estudo do processo de espessamento contínuo e o desenvolvimento de técnicas de controle que fossem facilmente aplicadas a uma planta industrial. Para isso, primeiramente foi estudado o princípio de funcionamento do equipamento e definido quais eram as suas principais variáveis de processo e variáveis manipuladas.

Após o estudo do processo, a partir de um modelo matemático desenvolvido por Bürger *et al.* (2013), e a partir também do simulador IDEAS, foi estudada a dinâmica do processo, ou seja, como as variáveis de processo reagem a uma mudança da variável manipulada. Cada método de simulação foi estudado, e apontadas também as limitações de cada um.

Com o conhecimento da dinâmica do processo e de posse dos métodos de simulação, foram estudadas as técnicas de controle que seriam aplicadas. As técnicas de controle estudadas e aplicadas ao processo foram: controle supervisorio *fuzzy*, controle preditivo por modelo adaptativo e um controlador override composto por dois controladores PI e um feedforward. Os dois primeiros foram aplicados no simulador IDEAS e o último, por sua vez, foi aplicado no modelo matemático desenvolvido no MATLAB.

Cada técnica de controle proposta tem a vantagem de ser de fácil aplicação ao processo real, pois precisam somente de uma instrumentação que já é comum na indústria, por exemplo, a medição da concentração de saída.

Como estudos posteriores recomenda-se:

- Adição do efeito do floculante ao modelo matemático;
- Aplicação das técnicas de controle supervisorio e controle preditivo por modelo no modelo matemático de Bürger *et al.*, 2013.;
- Aplicação das técnicas aqui propostas em um planta real.

Referências Bibliográficas

- 911METALLURGIST. “Difference Between Clarifier and Thickener”. 2017. Disponível em: <<https://www.911metallurgist.com/blog/difference-between-clarifier-and-thickener>>.
- BERGH, L., OJEDA, P., TORRES, L. “Expert Control Tuning of an Industrial Thickener”, *IFAC-PapersOnLine*, v. 48, n. 17, pp. 86–91, 2015.
- BETANCOURT, F., CONCHA, F., SBÁRBARO, D. “Simple mass balance controllers for continuous sedimentation”, *Computers & Chemical Engineering*, v. 54, pp. 34–43, 2013.
- BETANCOURT, F., BÜRGER, R., DIEHL, S., et al.. “Modeling and controlling clarifier-thickeners fed by suspensions with time-dependent properties”, *Minerals Engineering*, v. 62, pp. 91–101, 2014.
- BÜRGER, R., CONCHA, F. “Mathematical model and numerical simulation of the settling of flocculated suspensions”, *International Journal of Multiphase Flow*, v. 24, n. 6, pp. 1005–1023, 1998.
- BÜRGER, R., BUSTOS, M. C., CONCHA, F. “Settling velocities of particulate systems: 9. Phenomenological theory of sedimentation processes: numerical simulation of the transient behaviour of flocculated suspensions in an ideal batch or continuous thickener”, *International Journal of Mineral Processing*, v. 55, n. 4, pp. 267–282, 1999.
- BÜRGER, R., DAMASCENO, J. J., KARLSEN, K. H. “A mathematical model for batch and continuous thickening of flocculated suspensions in vessels with varying cross-section”, *International Journal of Mineral Processing*, v. 73, n. 2-4, pp. 183–208, 2004.
- BÜRGER, R., KARLSEN, K. H., TOWERS, J. D. “A model of continuous sedimentation of flocculated suspensions in clarifier-thickener units”, *SIAM Journal on Applied Mathematics*, v. 65, n. 3, pp. 882–940, 2005.

- BÜRGER, R., DIEHL, S., FARÅS, S., et al.. “A consistent modelling methodology for secondary settling tanks: a reliable numerical method”, *Water Science and Technology*, v. 68, n. 1, pp. 192–208, 2013.
- CAMACHO, E. F., ALBA, C. B. *Model predictive control*. Springer Science & Business Media, 2013.
- CHAI, T., LI, H., WANG, H. “An intelligent switching control for the intervals of concentration and flow-rate of underflow slurry in a mixed separation thickener”, *IFAC Proceedings Volumes*, v. 47, n. 3, pp. 338–345, 2014.
- CHAI, T., JIA, Y., LI, H., et al.. “An intelligent switching control for a mixed separation thickener process”, *Control Engineering Practice*, v. 57, pp. 61–71, 2016.
- CHAVES, A. P. *Desaguamento, espessamento e filtração*. Oficina de Textos, 2013.
- CUTLER, C. R., RAMAKER, B. L. “Dynamic matrix control?? A computer control algorithm”. Em: *joint automatic control conference*, n. 17, p. 72.
- DIEHL, S. “A regulator for continuous sedimentation in ideal clarifier–thickener units”, *Journal of Engineering Mathematics*, v. 60, n. 3, pp. 265–291, 2008.
- DOUGHERTY, D., COOPER, D. “A practical multiple model adaptive strategy for single-loop MPC”, *Control engineering practice*, v. 11, n. 2, pp. 141–159, 2003.
- LUZ, A., SAMPAIO, J., ALMEIDA, S. “Tratamento de Minérios CETEM”, *Rio de Janeiro*, 2004.
- MAGALHAES, S. D. A. F., EUZÉBIO, T. A. M. “Supervisory Fuzzy Controller for Thickener Underflow Solids Concentration on a Simulated Platform”, *Proceedings of the 6th International Congress on Automation in Mining*, 2018.
- NAPIER-MUNN, T., WILLS, B. A. *Wills’ mineral processing technology: An introduction to the practical aspects of ore treatment and mineral recovery*. Elsevier, 2006.
- SANTOS, R. R., MEECH, J. A., RAMOS, L. “Thickener operations at Carajas using a fuzzy logic controller”. Em: *Systems, Man and Cybernetics, 1995. Intelligent Systems for the 21st Century.*, *IEEE International Conference on*, v. 2, pp. 1636–1639. IEEE, 1995.
- SEGOVIA, J. P., CONCHA, F., SBARBARO, D. “On the control of sludge level and underflow concentration in industrial thickeners”, *IFAC Proceedings Volumes*, v. 44, n. 1, pp. 8571–8576, 2011.

- SETIAWAN, R., TAN, C. K., BAO, J., et al.. “Model predictive control of a paste thickener in coal handling and preparation plants”, *IFAC Proceedings Volumes*, v. 46, n. 32, pp. 247–252, 2013.
- SIDRAK, Y. “Control of the thickener operation in alumina production”, *Control Engineering Practice*, v. 5, n. 10, pp. 1417–1426, 1997.
- SKOGESTAD, S. “Simple analytic rules for model reduction and PID controller tuning”, *Journal of process control*, v. 13, n. 4, pp. 291–309, 2003.
- TAN, C. K., SETIAWAN, R., BAO, J., et al.. “Studies on parameter estimation and model predictive control of paste thickeners”, *Journal of Process control*, v. 28, pp. 1–8, 2015.
- TAN, C. K., BAO, J., BICKERT, G. “A study on model predictive control in paste thickeners with rake torque constraint”, *Minerals Engineering*, v. 105, pp. 52–62, 2017.
- XU, N., WANG, X., ZHOU, J., et al.. “An intelligent control strategy for thickening process”, *International Journal of Mineral Processing*, v. 142, pp. 56–62, 2015.

A. Código Implementado

A.1. Constantes

Função Constitutiva

```
%global d_rho
d_rho = 1650;          %delta density kg/m3  EDITÁVEL

%global g
g=9.81;              %gravidade

%global v_inf
v_inf =6.025e-4;     %Velocidade máxima de sedimentação
                    %EDITÁVEL Vem dos resultados de laboratório.
                    %Presente na função de fluxo

%global c
c=12.59;             %constante da função de fluxo
                    %EDITÁVEL Vem dos resultados de laboratório.
                    %Presente na função de fluxo

%global Cc
Cc=0.2;              % Concentração critica
                    %EDITÁVEL Vem dos resultados de laboratório
                    % A posição em que a lama esta
                    % nessa concentração, é a altura da
                    %zona de compactação.
```

Modelo da equação constitutiva

```
%global Model ;
Model =2;  %tipo do modelo, 1 ou 2.

%modelo 1
%global beta
beta=17.9;          % stress function constant
                    % EDITÁVEL

%global alp
alp=5.35;          % stress function constant
                    % EDITÁVEL
```

```

%modelo 2
%global sig;
sig= 50; % stress function constant
% EDITÁVEL

%global k;
k= 6; % stress function constant
% EDITÁVEL

%Dimensões do espessador:

D= 35; %EDITÁVEL Diâmetro espessador
A=pi*(D^2)/4; %EDITÁVEL Área do espessador
H= 2; %EDITÁVEL
%Posição do overflow em
%referencia a alimentação

B= 6; %EDITÁVEL
%Posição do underflow em
%referencia a alimentação

N=500; %Número de camadas em que o
%espessador sera dividido.
%Não tem necessidade de mudar,
%esse numero traz uma boa convergência.

%space discretization
dz=(H+B)/N; %(m) %Discretização do espaço
z4=-H-dz:dz:B+2*dz; %Vetor da altura do espessador
%de acordo com a discretização
j_f=round(H/dz)+2; % feed layer | Ponto onde esta
%localizada a alimentação

```

Vazões iniciais.

```

%valores utilizados para calculo do perfil de concentração
%inicial do espessador

u_d=0.33; % EDITÁVEL Concentração do
%underflow que estamos
%interessados em obter

Qf=300/3600; % m3/h to m3/s vazão inicial

```

```

                                %EDITÁVEL
uf=0.15;%0.15;                % EDITÁVEL Concentração
                                %inicial da entrada
Qu=Qf*uf/u_d;                 % underflow flow rate in m3/h,
                                %OBS: Em estado estacionário,
                                $Qu é calculado com essa
                                %equação.
Qe=Qf-Qu;                     %Vazão do overflow
qr=Qu/A;                      %Velocidade do underflow
qf=Qf/A;                      %Velocidade da entrada
ql=qf-qr;                    %Velocidade do overflow

```

Cálculo do ponto máximo da função de fluxo. Esse valor é utilizado na função Go.m

```

phi=linspace(0,1,1000);
f=v_inf.*phi.*((1-phi).^c); %Essa função pode ser modificada
                                %de acordo com os resultados
                                %obtidos em laboratório
                                %Eh chamada de função de fluxo
f_m=max(f);

syms phi2

eqn = v_inf.*phi2.*((1-phi2).^c) == f_m; %Funcao de fluxo
C_m =double(vpasolve(eqn,phi2,[0 1]));
C_m=max(C_m)                        %Concentração
                                    %máxima da
                                    %função de fluxo

```

CFL condition, garante a convergência do método numérico

```

syms phi;
f=v_inf.*phi.*((1-phi).^c); %essa função pode ser
                                %modificada de acordo com os
                                %testes de laboratório
ff=diff(f);

```

```

phi= linspace(0,1,1000);
R=double(subs(ff)); %double(subs(ff));
R=max(R);

syms phi

if Model ==1
    dcomp= (v_inf*((1-phi)^c)*alp*beta*exp(beta*phi))/ (d_rho*g);
end

if Model ==2
    dcomp=(v_inf*((1-phi)^c)*sig*k*(phi^(k-1)))/ (d_rho*g*((Cc^k)));
end

phi= linspace(Cc,1,1000);
dmax=double(subs(dcomp));
dmax=max(dmax);

```

Discretização do tempo de acordo com a condição de convergência

```

Qf_max=400/3600;
%Máxima vazão de entrada durante toda a simulação (m3/s)

dt= (((1/dz)*(((Qf_max)/A) + R)) + (2/(dz^2))*dmax)^(-1);

t=[];
%Total simulation time

T=300*3600;          %tempo total de simulação em segundos.
t=0:dt:T+dt;        % Vetor do tempo de simulação

```

Pre processamento de IntD para melhorar o tempo de execução do código

```

Cmax=1;
%global M
M=N^2;

%global Di;
Di=[];

```

```

%global delta_C
delta_C=(Cmax-Cc)/M;
Di(1)=0;
d(1)= dcomp_1(Cc, Model, v_inf, c, alp, beta, d_rho,g,sig,k,Cc) ;
for i=2:1:(M+1)
    d(i)=dcomp_1((Cc+((i-1)*delta_C)),Model, v_inf, c, alp,
    beta, d_rho,g,sig,k,Cc);
    Di(i)=Di(i-1)+ ((delta_C)/2)*(d(i-1)+d(i));
end

```

A.2. Estado Estacionário

```

% This script presents the algorithm for determination of
%steady states and
% operation charts in a thickener. The model is based on the article
% Modeling and controlling clarifier thickener fed by suspension with time
% dependant properties

```

```

% OBS: flow rate must be in m3/s

```

Algoritmo para determinação do perfil de concentração inicial.

```

%thickening zone
if (Model ==2)
    for x_0=0:0.001:B
        F = @(x,u) ((d_rho*g*(Cc^k))/(v_inf*((1-u)^c)*sig*k*(u^(k-1))
        ))*(((Qu*(u))/A)+(v_inf*u*((1-u)^c)) - (Qf*uf/A));

        [u,z]= ode4(F,x_0,dz,B,Cc);
        u(end);
        if ((u(end)-u_d)<=0.0000001 && u(end)>Cc )
            break
        end
    end
end

end

if (Model ==1)

```

```

for x_0=0:0.001:B

    F = @(x,u) ((d_rho*g)/(v_inf*((1-u)^c)*alp*beta*exp(beta*u)))
    *(((Qu*(u))/A)+ (v_inf*u*((1-u)^c)) - (Qf*uf/A));

    [u,z]= ode4(F,x_0,dz,B,Cc);
    u(end);
    if ((u(end)-u_d)<=0.00001 && u(end)>Cc )
        break
    end

end

end

% conjugate concentration
% calculo da concentracao na qual a polpa se dilui assim que entra no
% espessador.
% u1=linspace(0,1,1000);
% f=Qu.*u1/A + (u1.*v_inf.*((1-u1).^c));
% plot(f,u1)

eqn= @(u1) (Qu*u1/A) + (u1*v_inf*((1-u1)^c))- (Qf*uf/A) ;
conj_c=fzero(eqn,[0,1]);
%Pode ser modificada de acordo com os testes em laboratorio
%conj_c = real (double(solve(eqn,u1)));
%conjugate concentration

%fill vectors to plot

z2=0:(dz):z(1);
z2=z2.';
u2 = conj_c* ones((length(z2)-1),1);
z3=-H:(dz):-dz;
z3=z3.';
u3=0*ones((length(z3)+1),1);
u2=[0;u3;u2;u;u(end);u(end)];
%vetor do perfil de concentracao inicial
z2=[-H-dz;z3;z2;z;z(end)+dz;z(end)+2*dz];
%z2=B-z2;

```

plot profile

```
figure
plot(z2,u2);
%set(gca, 'XDir','reverse')
```

A.3. Entradas

inputs

%zerar os vetores de entrada caso tenha sido realizada uma simulacao
%anterior. Somente para nao ocasionar erros na simulacao.

```
Qf=[];
Qu=[];
Qe=[];
Cf=[];
```

Concentração de entrada

%Preenchimento dos vetores de entrada ao longo de todo o tempo de
%simulacao.

```
Cf(:,1:length(t))=0.15;%0.15; %Concentracao de entrada
```

%vazao de entrada, saída e overflow

```
Qf(:,1:50000)=300/3600;%400/3600; %(m3/s)      Vazao de entrada
Qf(:,50001:length(t))=300/3600;
```

% O script abaixo serve somente para alteracao das vazoes e concentracao de
% entrada para testes de diferentes cenários.

```
Qu(1,(1:30000))=136.44/3600;%187.5600/3600;
Qe(1,(1:30000))=163.56/3600;
```

```
Qu(1,(30001:length(t)))=126.44/3600;%187.5600/3600;
Qe(1,(30001:length(t)))=173.56/3600;
```

A.4. Função de Fluxo de Godunov

```
function G = Go(Cj,Cj1,C_m,v_inf,c)
```

```

a=Cj*v_inf*((1-Cj)^c);
b=Cj1*v_inf*((1-Cj1)^c);
c1=C_m*v_inf*((1-C_m)^c);

if Cj<Cj1
    G= min(a,b);
elseif (C_m - Cj)*(C_m-Cj1)< 0
    G= c1 ;
else
    G=max(a,b);
end
end

```

A.5. Integração da função de compressibilidade

Esta função calcula a integral de alpha no ponto C

```

function inte=IntD(C,Cc,delta_C,Di)

%    global delta_C;
%    global Di;

if (C<=Cc)
    inte=0;
else
    int=floor((C-Cc)/delta_C)+1;
    inte= Di(int)+ (Di(int+1)-Di(int))*(((C-Cc)/delta_C) -int);
end

end

```

A.6. Método das linhas para solução do modelo do espessador

Neste arquivo esta o algoritmo que calcula as concentracoes em todas das camadas ao longo do tempo total de simulacao de acordo com as constantes e as entradas

Relacao de variaveis de controle:

```
%Qe: vazao do overflow
%Qf: vazao de entrada
%Qu: vazao do underflow. Essa eh a variavel que pode ser manipulada
%Eh importante ressaltar que Qe eh sempre Qf-Qu. Portando, se moficarmos
%Qu, Qf precisa sem recalculado. Se Qe eh alterado, precisa-se recalculer
%Qf e Qu,
%Nota-se tb que, em estado estacionario, Qu= Qf*uf/ud. Sendo ud a
%concentracao desejada no underflow.
```

```
C=[];
C=zeros(length(t),length(z4));
% Alocação da matriz de perfil de concentração

C(1,:)=u2';
%inicialização da matriz de perfil de concentração com os
%valores obtidos na simulação estática
```

```
C_final=[];
C_final=zeros(length(t),1);
dens=[];
nivel=zeros(length(t),1);
dens=zeros(length(t),1);
```

Algoritmo de simulacao dinamica, para todas as camadas e o tempo total.

Esse algoritmo foi retirado do artigo: A consistent modeling methodology for secondary settling tanks: A reliable numerical method Autores: Burger, Diehl, Faras, Nopens e Torf.

```

%Para o primeiro instante de tempo ate o instante final
for n=1:length(t)-1
    C_final(1)=C(1,N+3);
    %C_final eh o vetor que contem a concentraçao do underflow
    ao longo do tempo.

    %Para a camada totalmente localizada na zona de transbordo:
    C(n+1,1)=C(n,1) + (dt)*(Qe(n)/A*dz)*(C(n,2)-C(n,1));

    %Para a camada na zona de transbordo adjacente ao nível de transbordo
    %-H:
    D1= IntD(C(n,3),Cc,delta_C,Di);
    D0=IntD(C(n,2),Cc,delta_C,Di);
    G0=Go(C(n,2),C(n,3),C_m,v_inf,c);
    C(n+1,2)= C(n,2) + dt*(((Qe(n)/(A*dz))*(C(n,3)-C(n,2))) -
    (G0/dz) + ((D1-D0)/(dz^2)));

    %Para a camada de alimentação:
    D2=IntD(C(n,j_f+1),Cc,delta_C,Di);
    D1=IntD(C(n,j_f),Cc,delta_C,Di);
    D0=IntD(C(n,j_f-1),Cc,delta_C,Di);

    G1=Go(C(n,j_f),C(n,j_f+1),C_m,v_inf,c);
    G0=Go(C(n,j_f-1),C(n,j_f),C_m,v_inf,c);
    C(n+1,j_f)= C(n,j_f) + dt*(((-(Qu(n)+Qe(n))/(A*dz))*(C(n,j_f)))
    - ((G1-G0)/dz) + ((D2-(2*D1)+D0)/(dz^2)) +
    ((Qf(n)*Cf(n))/(A*dz)));

    %Para a primeira camada do underflow:
    D1=IntD(C(n,N+3),Cc,delta_C,Di);
    D0=IntD(C(n,N+2),Cc,delta_C,Di);

    G1=Go(C(n,N+2),C(n,N+3),C_m,v_inf,c);
    C(n+1,N+3)= C(n,N+3) + dt*(((Qu(n)/(A*dz))*(C(n,N+3)-C(n,N+2)))
    + (G1/dz) - ((D1-D0)/(dz^2)));

    %Para a última camada:
    C(n+1,N+4)= C(n,N+4) + dt*(((Qu(n)/(A*dz))*(C(n,N+4)-C(n,N+3)));

```

```
%Para camadas dentro do espessador, mas na zona de clarificação:
for j=3:(j_f-1)
```

```
    D2=IntD(C(n,j+1),Cc,delta_C,Di);
```

```
    D1=IntD(C(n,j),Cc,delta_C,Di);
```

```
    D0=IntD(C(n,j-1),Cc,delta_C,Di);
```

```
    G1=Go(C(n,j),C(n,j+1),C_m,v_inf,c);
```

```
    G0=Go(C(n,j-1),C(n,j),C_m,v_inf,c);
```

```
    C(n+1,j)= C(n,j) + dt*(((Qe(n)/(A*dz))*(C(n,j+1)-C(n,j)))
    - ((G1-G0)/dz) + ((D2-(2*D1)+D0)/(dz^2)));
```

```
end
```

```
% Para as camadas na zona de espessamento
```

```
for j=(j_f+1):(N+2)
```

```
    D2=IntD(C(n,j+1),Cc,delta_C,Di);
```

```
    D1=IntD(C(n,j),Cc,delta_C,Di);
```

```
    D0=IntD(C(n,j-1),Cc,delta_C,Di);
```

```
    G1=Go(C(n,j),C(n,j+1),C_m,v_inf,c);
```

```
    G0=Go(C(n,j-1),C(n,j),C_m,v_inf,c);
```

```
    C(n+1,j)= C(n,j) + dt*((( -Qu(n)/(A*dz))*(C(n,j)-C(n,j-1)))
    - ((G1-G0)/dz) + ((D2-(2*D1)+D0)/(dz^2)));
```

```
end
```

```
C_final(n+1)=C(n+1,N+3);
```