

UNIVERSIDADE TECNOLÓGICA FEDERAL DO PARANÁ  
DEPARTAMENTO ACADÊMICO DE ENGENHARIA QUÍMICA  
ENGENHARIA QUÍMICA

GUSTAVO GINTER FEY

**ANÁLISE DA SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM PROCESSO REAL DE  
SECAGEM DE AMIDO**

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

FRANCISCO BELTRÃO

06/2018

GUSTAVO GUNTER FEY

**ANÁLISE DA SIMULAÇÃO E CONTROLE DE UM PROCESSO REAL DE  
SECAGEM DE AMIDO**

Trabalho de Conclusão de Curso do Curso de graduação, do Curso Superior de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná – UTFPR, como requisito parcial para obtenção do título de Engenheiro Químico.

Orientador: Professor Doutor Douglas Junior Nicolin

FRANCISCO BELTRÃO

06/2018



Ministério da Educação  
Universidade Tecnológica Federal do Paraná  
Campus Francisco Beltrão  
Curso de Engenharia Química



**TERMO DE APROVAÇÃO**  
**Trabalho de Conclusão de Curso – TCC2**

**Análise da simulação e controle de um processo real de secagem de amido**

por

**Gustavo Guinter Fey**

Trabalho de Conclusão de Curso 2 apresentado às 14 horas e 30 minutos, do dia 13 de junho de 2018, como requisito para aprovação da disciplina Trabalho de Conclusão de Curso 2, do Curso de Engenharia Química da Universidade Tecnológica Federal do Paraná, Campus Francisco Beltrão. O candidato foi arguido pela Banca Avaliadora composta pelos professores abaixo assinados. Após deliberação, a Banca Avaliadora considerou o trabalho aprovado.

Banca Avaliadora:

---

**Prof. Dr. André Zuber**

Coordenador do Curso e membro  
da banca

---

**Prof. Dr. Douglas Junior Nicolin**

Professor Orientador

---

**Prof. Me. Wagner da Silveira**

Membro da Banca

---

**Prof<sup>a</sup>. Dr<sup>a</sup>. Michele Di Domenico**

Professora do TCC2

A folha de aprovação assinada encontra-se na coordenação do curso

## **AGRADECIMENTOS**

Primeiramente a Deus, que permitiu que tudo acontecesse em minha vida, não somente na vida universitária, e que é o maior mestre que alguém pode conhecer.

Aos meus pais e meu irmão, pelo amor incondicional, incentivo e apoio nos estudos.

Aos meus amigos, que nos incentivam e apoiam nas horas difíceis, em especial, meu amigo e compadre, Marcos Cardoso Junior, pela sua leal amizade desde o início da graduação.

Aos professores da graduação de Engenharia Química, os quais possibilitaram que chegasse até aqui.

Ao meu orientador, Professor Doutor Douglas Junior Nicolin, o qual dedicou seu tempo, contribuindo grandemente para a elaboração deste estudo.

## RESUMO

FEY, Gustavo Guinter. Análise da simulação e controle de um sistema real de secagem de amido. 2018. 41 f. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Francisco Beltrão, 2018.

Com o intuito de melhorar a qualidade do produto final de uma fecularia localizada no oeste paranaense, foi realizado um estudo de caso para a implementação de um sensor infravermelho de umidade de sólidos para realizar, juntamente com o controlador PID, o controle automático do processo. Visto que o controle atual apresentava falhas, e acarretava em custos para indústria, como a secagem excessiva (1,5% a menos de umidade em relação à legislação). Dessa forma, realizou-se a simulação do sistema de controle mediante a utilização de dois sensores (MM710e e Predikt), avaliando assim a eficiência de cada comparando-a com o sistema atual de controle do processo. A partir das simulações, concluiu-se que os dois sensores apresentaram melhorias no controle do processo, sendo o MM710e com o melhor resultado, mas com um ponto adverso, que é o custo (60% acima em relação ao sensor Predikt).

**Palavras-chave:** Controle de Processos. Secagem de Amido. Controlador PID.

## ABSTRACT

FEY, Gustavo Guinter. Analysis of the simulation and control of a real starch drying system. 2018. 41 f. Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Francisco Beltrão, 2018.

In order to improve the final product quality of a starch plant located in western Paraná, a case of study was carried out for the implementation of an infrared solid moisture sensor to perform, with the PID controller, the control of the process. Since the current control was faulty, it resulted in costs for the industry such as excessive drying (1.5% less humidity than legislation). In this way, the control system was simulated using two sensors (MM710e and Predikt), evaluating the efficiency of each one. A comparison with the current process control system was also performed. From the simulations, it was concluded that the two sensors showed improvements in process control, with the MM710e having the best result, but with an adverse point, which is the cost (60% higher than the Predikt sensor).

**Keywords:** Process Control. Drying Starch. PID controller.

## LISTA DE SÍMBOLOS

Símbolo	Descrição
$M$	- Massa contida no volume de controle
$M_P$	- Massa contida na corrente P
$M_A$	- Variável de desvio da massa na corrente A
$\dot{m}_A$	- Taxa mássica na corrente A
$\dot{m}_F$	- Taxa mássica na corrente D
$\dot{m}_C$	- Taxa mássica na corrente C
$\dot{m}_P$	- Taxa mássica na corrente P
$x_{H_2O}^A$	- Fração de água na corrente A
$x_{H_2O}^F$	- Fração de água na corrente F
$x_{H_2O}^C$	- Fração de água na corrente C
$x_{H_2O}^P$	- Fração de água na corrente P
$\tau$	- Tempo característico do processo
$X_{H_2O}^P$	- Variável de desvio da fração de água na corrente P
$X_{H_2O}^F$	- Variável de desvio da fração de água na corrente F
$L$	- Comprimento do volume de controle utilizado
$v$	- Velocidade do fluido
$q$	- Vazão volumétrica
$\rho$	- Densidade do fluido
$\overline{x_{H_2O}^P}$	- Fração de água no corrente P no estado estacionário
$\overline{x_{H_2O}^F}$	- Fração de água no corrente F no estado estacionário
$\overline{m}_A$	- Taxa mássica na corrente A no estado estacionário

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1: Participação dos principais países na produção mundial de mandioca em 2014.....	14
Figura 2: Fluxograma geral de processamento de amido de mandioca. ....	14
Figura 3: Controle Feedback.....	17
Figura 4: Controle Feedforward.....	17
Figura 5: Representação de bomba helicoidal .....	18
Figura 6: Representação interna de bomba helicoidal.....	19
Figura 7: Sensor infravermelho de umidade.....	19
Figura 8: Fluxograma da etapa de secagem (controle baseado em temperatura)....	24
Figura 9: Fluxograma da etapa de secagem (controle baseado em umidade) .....	24
Figura 10: Fluxograma simplificado da etapa de secagem.....	25
Figura 11: Diagrama de blocos .....	29
Figura 12: Resposta do sistema (Ziegler e Nichols) .....	35
Figura 13: Resposta do sistema (Tyreus e Luyben) .....	36
Figura 14: Resposta do sistema (tentativa e erro).....	37



## LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Parâmetros dos controladores P, PI e PID em malha fechada .....	21
Tabela 2: Parâmetros dos controladores PI e PID (Tyreus e Luyben) .....	21
Tabela 3: Descrição das variáveis da etapa de secagem.....	23
Tabela 4: Funções de transferência .....	30
Tabela 5: Parâmetros do controlador pelo método de Z e N e T e L .....	33
Tabela 6: Parâmetros utilizados na simulação dos sistemas de controle .....	34
Tabela 7: Parâmetros do controlador (Tentativa e erro) .....	37
Tabela 8: Custo dos sensores MM710e e Predikt .....	38

## SUMÁRIO

<b>1.</b>	<b>INTRODUÇÃO .....</b>	<b>10</b>
1.1	PROBLEMA .....	11
1.2	JUSTIFICATIVA .....	12
1.3	OBJETIVOS .....	12
<b>2.</b>	<b>FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA .....</b>	<b>13</b>
2.1	MANDIOCA .....	13
2.2	SECAGEM .....	15
2.3	CONTROLE DE PROCESSOS.....	16
2.3.1	Malha de controle .....	18
2.3.2	Bomba helicoidal .....	18
2.3.3	Transmissor-sensor infravermelho de umidade .....	19
2.3.4	Controlador PID.....	19
2.3.5	Sintonização do controlador (Ziegler e Nichols).....	20
2.3.6	Sintonização do Controlador (Tyreus e Luyben) .....	21
2.4	TRABALHOS REALIZADOS COM CONTROLE DO PROCESSO DE SECAGEM.....	21
<b>3.</b>	<b>MATERIAIS E MÉTODOS .....</b>	<b>23</b>
3.1	COLETA DE DADOS.....	23
3.2	DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE SECAGEM .....	23
3.4	MALHA DE CONTROLE .....	29
3.5	FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA DOS EQUIPAMENTOS.....	29
<b>4.</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO .....</b>	<b>31</b>
4.1	SINTONIZAÇÃO DO CONTROLADOR .....	31
4.1.1	Sensor MM710e .....	31
4.1.2	Sensor Predikt.....	32
4.1.3	Método da malha fechada (Ziegler e Nichols e Tyreus e Luyben) .....	33
4.1.4	Simulação no Software Scilab .....	34
4.2	ZIEGLER E NICHOLS .....	34
4.3	TYREUS E LUYBEN.....	35
4.4	TENTATIVA E ERRO .....	36
4.5	ANÁLISE DO CUSTO .....	38
<b>5.</b>	<b>CONCLUSÃO .....</b>	<b>39</b>
<b>6.</b>	<b>REFERÊNCIAS.....</b>	<b>40</b>

## 1. INTRODUÇÃO

A secagem é uma etapa de grande relevância no processo de produção do amido. Conhecer a fundo o processo se faz necessário, pois variáveis como a temperatura mudam significativamente ao longo dos dias ou, até mesmo, em um mesmo dia, podendo alterar as características do amido em sua forma final (STRASSBURGER, 2011).

No processo de produção do amido, faz-se necessária a utilização de água para extração do amido presente na mandioca e esta mistura forma uma lama (água mais amido). Esta lama é submetida à centrifugação, primeiramente, para então passar pela desidratação, e por fim a secagem.

No processo de secagem abordado no presente trabalho, a retirada de água do amido acontece por evaporação, devido à alta temperatura da corrente de ar seco que transita pelo amido desidratado. Após a retirada da água do amido, forma-se uma corrente que contém o amido seco juntamente com ar úmido. Esta corrente é levada aos ciclones, onde são separados. O amido seco é destinado aos silos, e o ar úmido, é liberado para a atmosfera.

A umidade residual presente no amido é uma variável de elevado interesse da indústria e se faz necessária uma rigorosa análise do produto final, pois a legislação aponta valores específicos de umidade para farinhas. Além da legislação, tem-se o fato de que uma quantidade residual elevada de água favorece o desenvolvimento de microrganismos. Assim, é fundamental que os níveis de umidade obtidos por meio do processo de secagem sejam controlados automaticamente, evitando a produção inadequada do amido.

Os processos industriais reais são considerados dinâmicos, pois estão sujeitos a perturbações repentinas, afetando assim, as características do produto (STRASSBURGER, 2011). A priori, a indústria que deu base para o estudo de caso apresentado neste trabalho realizou a contratação de operários para executarem a leitura dos parâmetros do processo de secagem e tomarem as decisões adequadas para a condução do mesmo. Porém, este ajuste não foi eficaz.

Diante da necessidade de melhorar a qualidade e uniformidade do produto final e de manter os trabalhadores fora de risco, fez-se necessário a implantação de sistemas de controle na planta industrial, em específico no setor de secagem.

Sistemas de controle são dispositivos que realizam a leitura de variáveis no processo por meio de medição e realizam uma tomada de decisão, caso as variáveis de processo apresentem valores diferentes em relação ao desejado (valores ótimos de projeto do equipamento) (COUTO, 2006). Na maioria dos casos, os controladores transmitem informações a válvulas, que realizam o ajuste do processo. Estas válvulas atuam no processo de acordo com a decisão tomada pelo controlador.

## 1.1 PROBLEMA

O processo de secagem do amido na indústria do presente estudo é controlado por retroalimentação. A variável medida é a temperatura, a qual possui uma relação indireta com a umidade, pois esta relação só é válida para o sistema em estado estacionário, em que a temperatura é um parâmetro de projeto para secar o amido até determinada umidade final. Para leitura desta, um sensor de temperatura está posicionado anteriormente à entrada da mistura de amido e ar úmido nos ciclones. Esta medida é então transformada em um sinal elétrico, e então enviada ao controlador, que regula a entrada de amido úmido no processo de secagem ao ajustar a rotação de uma bomba helicoidal.

Mediante as variações climáticas ao longo dos dias, a umidade do ar que é aquecido para secagem passa por variações. Esta diferença de umidade acarreta alterações no processo de secagem, sendo necessária uma alteração na vazão de amido na entrada. Porém, com a leitura da temperatura no final do processo, este reconhecimento na alteração da umidade do ar de secagem de entrada não é feito. Logo, se faz necessária a alteração manual do set point de temperatura, de acordo com a umidade final do produto. Para a determinação desta umidade, realiza-se uma coleta do produto final para avaliação e, caso necessário, altera-se o set point do sistema de controle.

Com a implantação de um sensor de umidade de sólidos no silo, o reconhecimento da variação de umidade do ar de entrada é realizado, pois a umidade

no silo apresenta valor diferente do desejado. A partir desta leitura de umidade, o controlador pode atuar na vazão de amido, mantendo-a em seu valor desejado.

## 1.2 JUSTIFICATIVA

No processo de produção de amido, a secagem se faz fundamental como operação de ajuste do nível adequado de umidade do produto final, o qual deve ser de 14,0% (m/m) (MAPA, 2011). Umidade em excesso pode comprometer a qualidade de um lote inteiro produzido, pois favorece a proliferação de microrganismos.

Com o intuito de preservar as características desejáveis para o produto, um sistema de controle melhorado se faz necessário. Este reduziria o tempo de resposta para a vazão de amido, pois a leitura de umidade no silo ocorrerá instantaneamente, não necessitando de coleta para análise em laboratório, e posterior alteração manual do set point de temperatura.

## 1.3 OBJETIVOS

### 1.3.1 Objetivo geral

Analisar o sistema de controle de secagem do amido mediante a mudança da variável controlada.

### 1.3.2 Objetivos específicos

- Propor balanços transientes para descrição do sistema de secagem real de amido;
- Propor uma mudança na variável medida e avaliar o desempenho do sistema de controle;
- Comparar os resultados obtidos com o desempenho do sistema atual de controle do processo de secagem.

## 2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

### 2.1 MANDIOCA

A mandioca (*Manihot esculenta*, Crantz), conhecida também como mandioca mansa, doce, aipim ou macaxeira, é um dos alimentos amplamente consumidos nas regiões Sudeste, Centro-oeste e Nordeste (BORGES *et al.*, 2002).

Por se tratar de uma planta de origem brasileira, é encontrada em todo o território, sendo explorada desde extensas áreas, embora normalmente inferiores das destinadas a fins industriais, até pequenos roçados, ou mesmo, em áreas urbanas, nos fundos de quintal para o consumo familiar (AGUIAR, 2003).

A mandioca é excelente fonte de calorias, ocupando local de destaque entre as culturas exploradas nos países tropicais. É amplamente consumida pelos brasileiros, tendo grande importância como cultura de subsistência, principalmente nas regiões mais carentes do país (AGUIAR, 2003).

Um fator relevante na comercialização é a rápida deterioração da raiz pós-colheita. Os danos fisiológicos, considerados primários, iniciam-se durante as primeiras 24 a 72 horas após a colheita, enquanto os danos microbiológicos, considerados secundários, ocorrem do quinto ao sétimo dia após a colheita (BORGES *et al.*, 2002).

A produção mundial de raízes de mandioca alcançou 20,15 milhões de toneladas no ano de 2017 (CONAB, 2017). O processamento deste produto é realizado por indústrias de pequeno e médio porte, tendo capacidade de 50 a 800 toneladas de raízes por dia (ISAE, 2003).

O Brasil está entre os maiores produtores de mandioca do mundo, perdendo somente para Nigéria e Tailândia, e empatando com a Indonésia, conforme demonstrado pela Figura 1 (EMBRAPA, 2014).

No processamento das raízes para produção da farinha, várias operações são realizadas, desde o recebimento na indústria até o armazenamento para venda ao final. Estas etapas são mostradas na Figura 2.

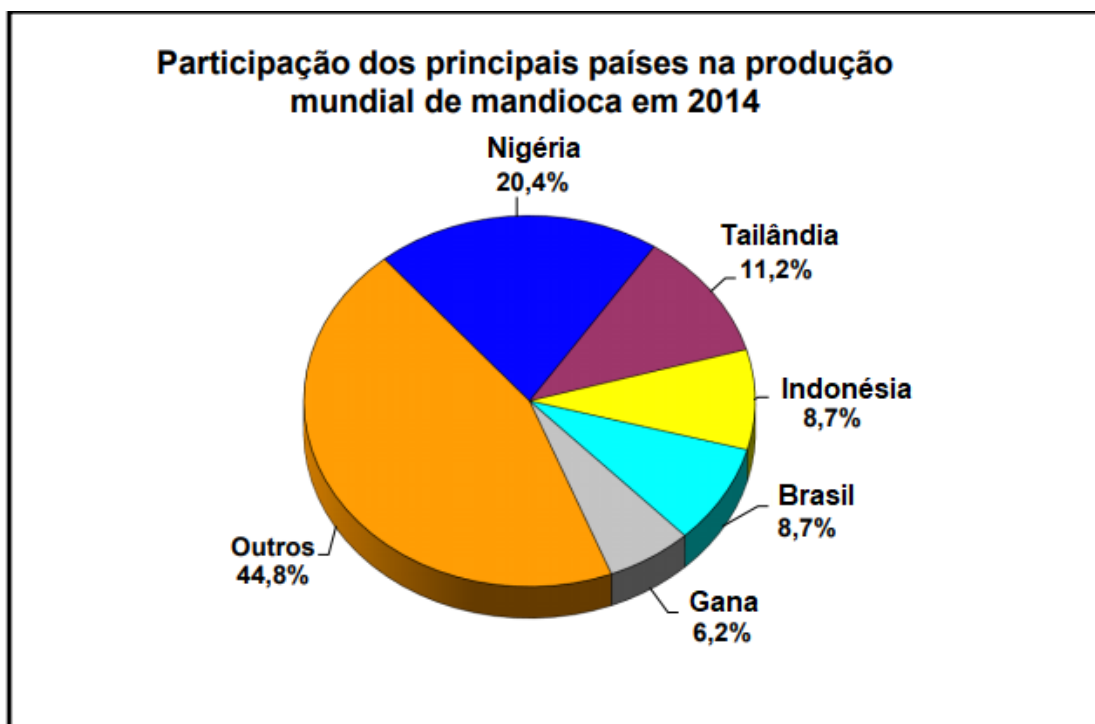


Figura 1: Participação dos principais países na produção mundial de mandioca em 2014.

Fonte: EMBRAPA, 2014.



Figura 2: Fluxograma geral de processamento de amido de mandioca.

Fonte: ISAE, 2003.

Conforme mostrado na Figura 2, a produção do amido de mandioca tem início com a recepção da mandioca na indústria. A matéria prima é descarregada dentro de bombas helicoidais (roscas sem fim) onde são pré-lavadas, e então descascadas, e a separação das impurezas é realizada por mais uma lavagem, deixando a mandioca pronta para a etapa seguinte. A trituração transforma a mandioca em pequenos

pedaços, passando para a desintegração, onde os pedaços são moídos para romper as células e liberar o amido. A etapa seguinte, denominada de extração, consiste na separação do amido das fibras, onde o “leite de amido” é transportado até as centrífugas. Após centrifugação, o amido é enviado ao desidratador, e a secagem é finalizada no secador, resultando em um amido com umidade variando de 12 a 14% (m/m) (ARIEIRA *et al.*, 2009).

## 2.2 SECAGEM

A secagem é uma operação unitária utilizada em uma variedade de indústrias, como agrícola, biotecnologia, alimentos, têxteis, minerais, farmacêutica, entre outras. É também uma das mais antigas operações unitárias utilizadas na indústria (DUFOUR, 2006).

De acordo com Brooker *et al.* (1992), a secagem é uma operação unitária em que calor é fornecido ao sistema controladamente, com a finalidade de evaporar maior parte da água livre (água ligada fracamente ao material) no material de interesse, diminuindo assim, o surgimento de microrganismos. Para que o processo ocorra, a temperatura do ar fornecido deve ser superior a do material, para que haja gradiente de temperatura e, conseqüentemente, fluxo de calor, vaporizando a água livre.

É fundamental conhecer no processo de secagem as condições climáticas, a temperatura, quantidade de vapor d'água do ar de secagem e as condições precisas do processo, para que o transporte de água seja realizado do interior para a superfície e o calor no sentido inverso (LUIZ, 2012).

No secador do tipo flash, o material a ser secado é transportado no interior de um tubo, no qual circula o ar quente de secagem. O produto apresenta uma elevada área de troca térmica, pois está exposto ao meio de secagem turbulento (CAVICHIOLO, 2010).

A velocidade relativa entre o ar de secagem e o produto é um fator de extrema importância na transferência de calor e massa e tem impacto elevado na seção de entrada da secagem, pois é momento que ocorre a maior transferência de massa (CAVICHIOLO, 2010).



## 2.3 CONTROLE DE PROCESSOS

No atual cenário do mercado, as empresas são cada vez mais exigidas a melhorar o rendimento de suas plantas industriais. A aplicação de um sistema de controle, e a automatização deste, contribui efetivamente para a otimização do processo. Um sistema de controle automático implantado na planta industrial pode acarretar benefícios, tais como (CAMPOS e TEIXEIRA, 2006):

- Aumento do nível da qualidade dos produtos;
- Minimização de reprocessamento de produtos (produtos que não atendam as especificações devem ser reprocessados, acarretando em gastos extras para a indústria);
- Aumento da segurança da planta (o controlador evita que mudanças bruscas de variáveis aconteçam, como temperatura e pressão, por exemplo);
- Liberação de um operador de operações manuais e repetitivas.

Em resposta ao cenário atual, as empresas têm demonstrado constante preocupação com seus processos produtivos, buscando um cenário de alta complexidade e equipamentos que forneçam uma maior produtividade (CRUZ, 2016).

O processo de secagem, em específico, tem sido alvo de muitos estudos na área de controle, pois desprovido desta estratégia eleva sua carga energética, afetando os custos e, conseqüentemente, a produtividade. Além do fator econômico, existe a preocupação das empresas com os padrões internos de produção e as normas regulamentadoras referentes ao produto (CRUZ, 2016).

Atualmente, muitos dos processos industriais de secagem são controlados manualmente. Este processo depende do treinamento e capacitação do operador e pode ser ineficaz, apresentando variações no produto final (CRUZ, 2016).

Segundo LIMA (2004), uma forma de melhorar a qualidade dos produtos em uma planta industrial é a implantação de um sistema de controle automático, pois avanços nesta área propiciam a obtenção de ponto ótimo de desempenho dos sistemas dinâmicos.

O controle automático pode ser realizado de duas maneiras (DUFOR, 2006):

- Controle por retroalimentação (*feedback*): Neste sistema de controle, realiza-se a medida da variável controlada na saída do processo (teor de umidade na saída, por exemplo). A partir do valor obtido, o controlador atua para manter a

variável de interesse no ponto fixo (*set point*) escolhido. Esse modelo de controle é representado na Figura 3:

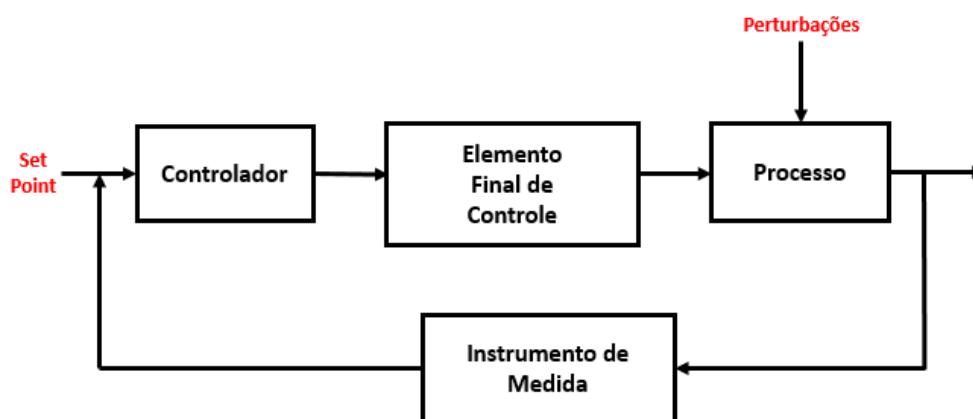


Figura 3: Controle Feedback

Fonte: Elaborado pelo autor em colaboração com o orientador

- Controle por alimentação (*feedforward*): Neste sistema, a leitura da variável ocorre antes do processo. O princípio de funcionamento deste sistema é atuar antes que a perturbação aconteça. Em um sistema de secagem, esta variável medida poderia ser a umidade do amido antes da entrada no secador. Esse modelo de controle pode ser representado pela Figura 4:

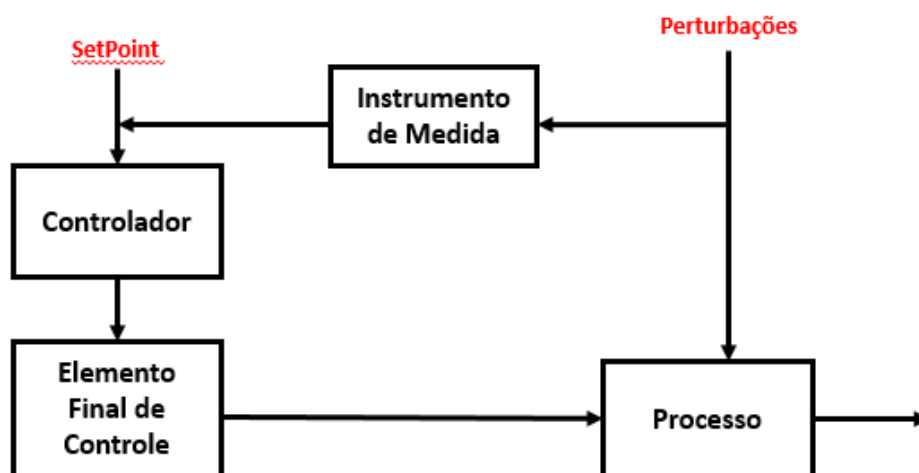


Figura 4: Controle Feedforward

Fonte: Elaborado pelo autor em colaboração com o orientador

O controle automático de processos de secagem, especificamente, vem sendo aplicado somente com a chegada dos controladores PID (Proporcional-Integral-Derivativo) (DUFOR, 2006).

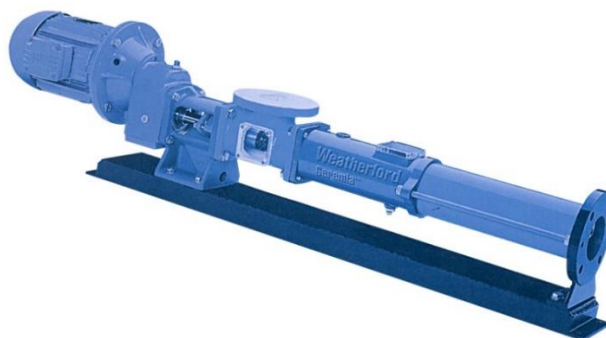
Segundo DUFOUR (2006), um secador comum pode ser mais barato no momento da compra, mas os secadores “inteligentes”, os quais detêm um sistema de controle automático, proporcionam uma redução de custos durante a sua operação, pois reduzem as perdas energéticas.

### 2.3.1 Malha de controle

A malha de controle constitui-se da conexão de vários equipamentos do processo industrial, como a válvula de controle, o transmissor-sensor e o controlador, sendo este o elemento principal da malha. No controle do processo, a variável a ser manipulada é medida pelo transmissor-sensor, e então é convertida em um sinal padronizado. O sinal é enviado ao controlador, e este realiza uma comparação entre o valor medido e o ponto fixo. Caso houver diferença entre os valores, o controlador irá variar a sua saída de acordo com os valores das constantes do controlador (CHAVES, 2009).

### 2.3.2 Bomba helicoidal

Bomba helicoidal é um equipamento que possui um rotor helicoidal que gira no interior de um estator com o auxílio de um motor elétrico, no qual o rotor está acoplado. Este tipo de bomba é altamente indicado para transporte de fluidos viscosos, e possui uma elevada gama de aplicações, tais como: usina de álcool e açúcar, bombeamento de ácido sulfúrico e de esgoto (VALGE, 2018). Este equipamento é apresentado na Figura 5 e a visão interna é mostrada na Figura 6:



**Figura 5: Representação de bomba helicoidal**

**Fonte: Helibombas, 2018**



**Figura 6: Representação interna de bomba helicoidal**

**Fonte: NETZSCH, 2018**

### 2.3.3 Transmissor-sensor infravermelho de umidade

Este tipo de medidor foi desenvolvido para realizar medições em tempo real de variáveis como: umidade, gordura ou proteína. O equipamento tem um elevado número de aplicações na área alimentícia, podendo realizar medidas que incluem processos com transporte rápido, permitindo a utilização da saída do equipamento em um sistema de controle de circuito fechado. O equipamento é mostrado na Figura 7:



**Figura 7: Sensor infravermelho de umidade**

**Fonte: Apex Control**

### 2.3.4 Controlador PID

O controlador PID foi criado no ano de 1942. É uma ferramenta poderosa, e representa aproximadamente 90% das ferramentas de controle utilizadas em plantas industriais. Este controlador geralmente é utilizado para controlar sistemas dinâmicos, nos quais sua função é rastrear a variável de interesse e, caso necessário, atuar no sistema e retornar a variável ao ponto fixo escolhido (DUFOR, 2006).

O controlador PID possui três ações a serem tomadas, conforme descritas a seguir (FERNANDES, 2006):

- Proporcional: essa ação consiste basicamente em um amplificador com ganho ajustável. Quando operado independentemente dos outros modos de controle, este apresenta um erro residual. Este tipo de controle tem um custo reduzido, porém geralmente é utilizado em casos em que uma pequena variação no ponto fixo é permitida;
- Integral: tem a função de corrigir o erro causado pelo controlador unicamente proporcional, através da ação integrativa do mesmo;
- Derivativa: neste modo de controle, a ação derivativa vem para eliminar o erro estacionário quando este é submetido a grandes variações de carga. Portanto, contribui com os outros modos de controle, pois, com seu efeito estabilizador, permite aumentar o ganho reduzindo, assim, a tendência a oscilações. Isto faz com que a velocidade de resposta do controlador PID seja maior em relação aos controladores P ou PI.

De modo geral, podemos resumir as ações a serem tomadas pelo controlador da seguinte maneira: A proporcional atua sobre o erro atual, a integral sobre o erro passado e, por fim, a derivativa atua sobre o erro futuro. A combinação destas três ações leva o controlador ao funcionamento.

### 2.3.5 Sintonização do controlador (Ziegler e Nichols)

Dentre os vários métodos utilizados para sintonização de controladores no segmento industrial, destaca-se o método de Ziegler e Nichols. Esse método foi proposto no ano de 1942 e fornece uma boa estimativa dos parâmetros do controlador (CHAVES, 2009).

Ziegler e Nichols propuseram dois métodos de sintonização de controladores, sendo o método de malha aberta e malha fechada. A diferenciação desses dois métodos consiste na natureza da informação, a qual diz respeito à dinâmica do processo (CHAVES, 2009). O método de malha fechada consiste no ajuste do ganho proporcional para uma resposta oscilatória (sinusoidal) com período crítico, possibilitando o ajuste dos parâmetros desejados do controlador de acordo com as

equações mostradas na Tabela 1, sendo  $K_{cu}$  e  $T_u$  o ganho e período crítico, respectivamente.

**Tabela 1: Parâmetros dos controladores P, PI e PID em malha fechada**

Tipo de controlador	Ganho proporcional	Tempo integral	Tempo derivativo
Proporcional apenas, P	$K_c = \frac{K_{cu}}{2}$	—	—
Proporcional-integral, PI	$K_c = \frac{K_{cu}}{2,2}$	$\tau_I = \frac{T_u}{1,2}$	—
Proporcional-integral-derivativo, PID <sup>a</sup>	$K_c = \frac{K_{cu}}{1,7}$	$\tau_I = \frac{T_u}{2}$	$\tau_D = \frac{T_u}{8}$

Fonte: SMITH e CORRIPIO, 2008.

### 2.3.6 Sintonização do Controlador (Tyreus e Luyben)

O método de Tyreus e Luyben para sintonização de controladores PI e PID é similar ao método de Ziegler e Nichols, pois é baseado no ganho e período críticos. Os parâmetros do controlador são calculados conforme apresentado na Tabela 2, sendo  $K_{Cr}$  e  $P_{Cr}$  o ganho e período crítico, respectivamente (GIWA e GIWA, 2015):

**Tabela 2: Parâmetros dos controladores PI e PID (Tyreus e Luyben)**

Controlador	$K_p$	$T_i$	$T_d$
PI	$K_{Cr} / 3,2$	$2,2 P_{Cr}$	0
PID	$K_{Cr}/2,2$	$2,2 P_{Cr}$	$P_{Cr}/6,3$

Fonte: GIWA e GIWA, 2015

## 2.4 TRABALHOS REALIZADOS COM CONTROLE DO PROCESSO DE SECAGEM

MOURA (2009) implementou um sistema de controle na secagem de rejeito de maracujá. O controlador PID foi sintonizado pela síntese direta, considerando a trajetória do sistema de primeira ordem. O controlador foi implementado com objetivo

de manter a temperatura do ar de secagem constante. A estratégia de controle utilizada apresentou resultados satisfatórios.

Prates *et al.* (2011) realizaram o controle de temperatura e velocidade do ar em um secador de plantas medicinais. O controlador PID foi utilizado, e foi realizada uma comparação entre o sistema de controle manual e automático da velocidade. O controle automático do processo mostrou uma economia de 63% na energia elétrica gasta no processo.

Hofmann *et al.* (2012) utilizaram um controlador PID para manipular a velocidade de uma correia transportadora, a fim de manter a temperatura dos flocos de soja na saída do secador em 61°C, sem exceder a umidade desejada. Para ajuste dos parâmetros do controlador foi utilizada a técnica ISE e o método de otimização SIMPLEX.

Zanoelo *et al.* (2008) realizaram a comparação dos controladores PI e PID em um sistema de secagem de erva mate. O sistema de controle foi testado em malha aberta e fechada para uma brusca variação no set-point. O método SIMPLEX foi utilizado para otimização dos parâmetros do controlador.

### 3. MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 COLETA DE DADOS

A coleta dos dados para a realização do estudo realizou-se em uma feccularia localizada no oeste paranaense. Dados referentes ao processo de secagem em específico foram coletados com o Engenheiro Químico responsável.

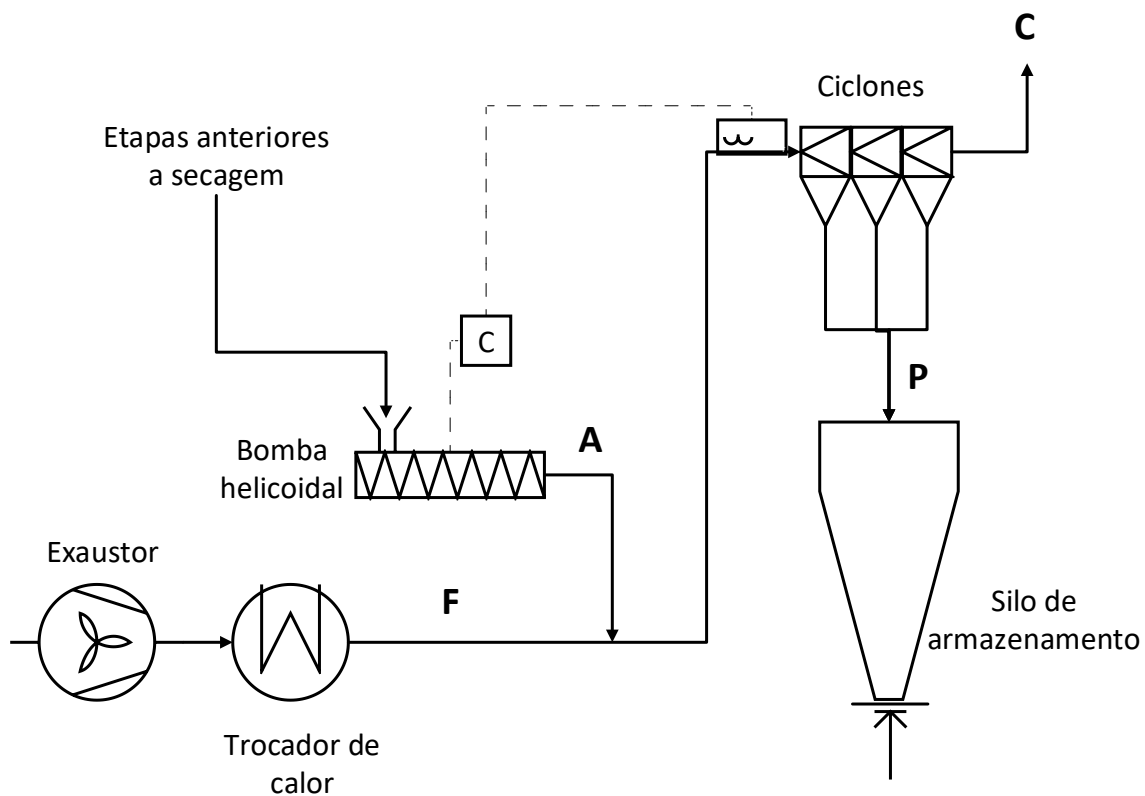
#### 3.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO DE SECAGEM

Dentre todas as operações unitárias realizadas na conversão da mandioca até o amido para a estocagem, a operação de interesse é a de secagem, pois é nessa etapa em que o controle automático do processo atua. Um fluxograma que representa o sistema atual (controle baseado na temperatura) é apresentado na Figura 9 e o fluxograma que descreve o sistema de controle baseado na leitura da umidade na saída dos ciclones é apresentado na Figura 9. As variáveis A, F, C e P são especificadas na Tabela 3.

**Tabela 3: Descrição das variáveis da etapa de secagem**

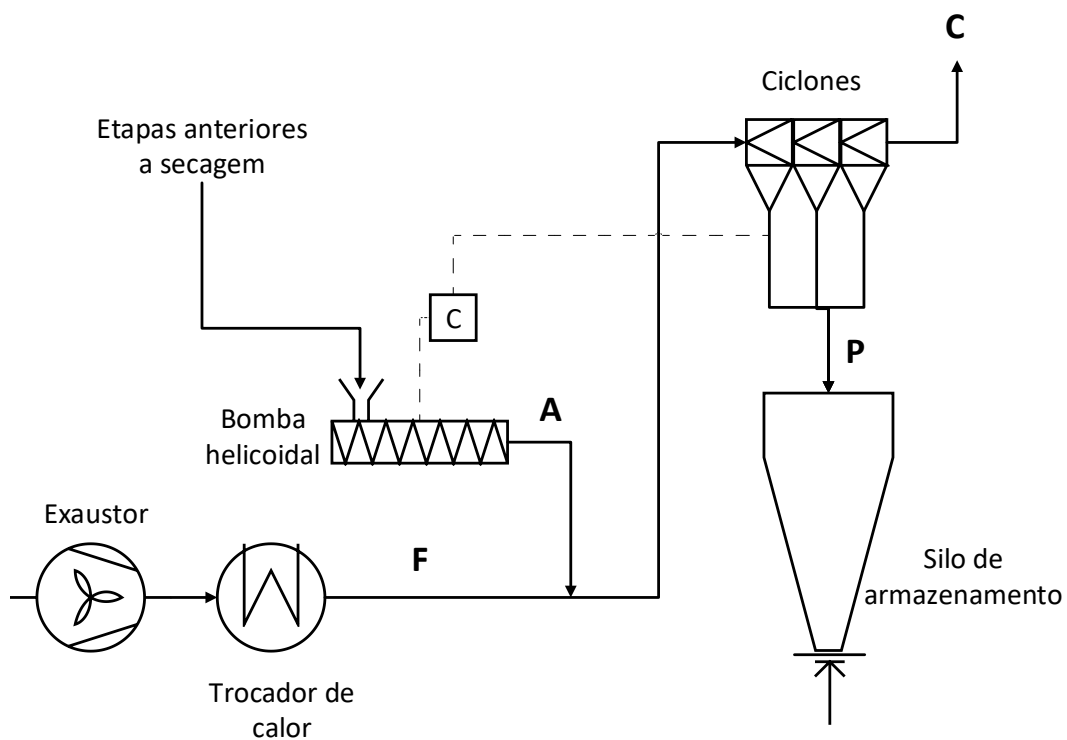
<b>Variável</b>	<b>Descrição</b>	<b>Taxa Mássica (kg/s)</b>	<b>Umidade (%)</b>
<b>F</b>	Ar de secagem (145°C)	11,84	1,27
<b>A</b>	Amido pré-secagem (40°C)	0,956	40,0
<b>P</b>	Amido seco	0,667	14,0
<b>C</b>	Ar úmido	12,129	3,62





**Figura 8: Fluxograma da etapa de secagem (controle baseado em temperatura)**

Fonte: Elaborado pelo autor.



**Figura 9: Fluxograma da etapa de secagem (controle baseado em umidade)**

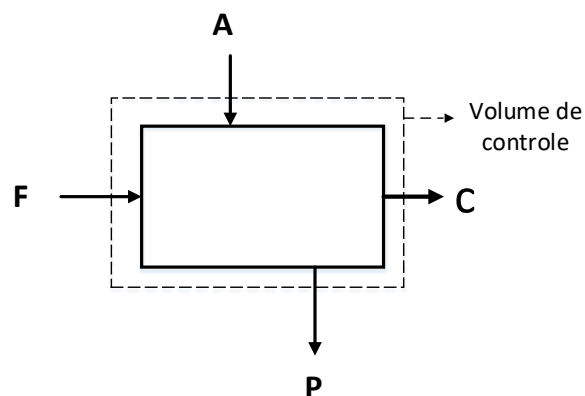
Fonte: Elaborado pelo autor.

Os dados de taxa mássica e umidade das correntes apresentadas na *Tabela 3* foram coletadas com o Engenheiro responsável.

Conforme a Figura 8, pode-se observar que inicialmente as correntes A e F se misturam, seguindo na tubulação em regime turbulento, ocasionando assim uma secagem mais eficaz. Chegando aos ciclones, o ar úmido contendo a umidade retirada do amido é expelido dos ciclones, enquanto o amido seco é despejado no silo de armazenamento, para posterior ensacamento nas embalagens.

### 3.3 DETERMINAÇÃO DA FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DO PROCESSO

Um fluxograma simplificado para a etapa de secagem é apresentado na Figura 10:



**Figura 10: Fluxograma simplificado da etapa de secagem**  
**Fonte: Elaborado pelo autor**

O balanço de massa global para o volume de controle especificado na Figura 10 pode ser expresso pela equação (0):

$$\frac{dM}{dt} = m_A + m_F - m_C - m_P \quad (0)$$

A equação (0) pode ser reescrita em função de um componente, como apresentado na equação (1), para a água:

$$\frac{d(Mx_{H_2O})}{dt} = m_A x_{H_2O}^A + m_F x_{H_2O}^F - m_C x_{H_2O}^C - m_P x_{H_2O}^P \quad (1)$$

Para o sistema analisado, considera-se inicialmente que tanto a massa que se acumula no sistema quanto a umidade são funções do tempo. Aplicando-se a regra do produto da derivada, o termo de acúmulo do sistema é representado pela equação (2):

$$x_{H_2O} \frac{dM}{dt} + M \frac{dx_{H_2O}}{dt} = m_A x_{H_2O}^A + m_F x_{H_2O}^F - m_C x_{H_2O}^C - m_P x_{H_2O}^P \quad (2)$$

Considerando que a variação de massa do sistema é desprezível comparada a variação de umidade, o termo  $x_{H_2O} \frac{dM}{dt}$  é desprezado na equação. Todos os termos da equação (2) podem ser divididos pela taxa mássica  $m_P$ , resultando na equação (3):

$$\frac{M}{m_P} \frac{dx_{H_2O}}{dt} = \frac{m_A}{m_P} x_{H_2O}^A + \frac{m_F}{m_P} x_{H_2O}^F - x_{H_2O}^P \quad (3)$$

O termo  $\frac{M}{m_P}$  pode ser denominado como tempo característico do processo,

resultando na equação (4), e é calculado conforme descrito na equação (5):

$$\tau \frac{dx_{H_2O}}{dt} = \left( \frac{x_{H_2O}^A}{m_P} \right) m_A + \left( \frac{m_F}{m_P} \right) x_{H_2O}^F - x_{H_2O}^P \quad (4)$$

$$\tau = \frac{M}{m_P} = \frac{\rho V}{\rho q} = \frac{V}{v.A} = \frac{L}{v} = \frac{50m}{20m/s} = 2,5s \quad (5)$$

Onde os valores do comprimento L e a velocidade v foram coletados com o Engenheiro responsável pelo processo.

Visando obter uma função de transferência do processo de 1ª ordem, propõe-se uma simplificação no termo de acúmulo da equação (4), para que se obtenha nesse termo a fração de água na corrente P, que é a fração medida. Temos que a fração de

água pode ser escrita conforme a equação (6), considerando-se que a variação de umidade no interior do sistema pode ser proveniente das variações de umidade nas correntes C e P. Esta possibilidade também seria possível de ser analisada de um ponto de vista alternativo: toda a massa de água no interior do sistema também pode ser vista como proveniente das correntes A e F. Portanto, a variação na umidade de dentro do sistema poderia ser analisada pela variação da umidade das correntes A e F.

$$\frac{dx_{H_2O}}{dt} = \frac{dx_{H_2O}^C}{dt} + \frac{dx_{H_2O}^P}{dt} \quad (6)$$

Considerando que toda variação de água que ocorrer no sistema é causada principalmente por variações de umidade na corrente P (isto implica em considerar que a umidade na corrente de ar úmido, corrente C, permanece praticamente inalterada ao longo do processo, podemos simplificar o termo  $\frac{dx_{H_2O}^C}{dt}$  na equação (6), e substituindo na equação (4), obtêm-se a equação (7). Esta consideração é pertinente uma vez que C é uma corrente que contém uma umidade elevada e que será descartada na saída dos ciclones. Variações na corrente P são muito mais relevantes, uma vez que alteram as características do produto final.

$$\tau \frac{dx_{H_2O}^P}{dt} = \left( \frac{x_{H_2O}^A}{m_p} \right) m_A + \left( \frac{m_F}{m_p} \right) x_{H_2O}^F - x_{H_2O}^P \quad (7)$$

O balanço no estado estacionário é apresentado na equação (8):

$$0 = \left( \frac{x_{H_2O}^A}{m_p} \right) m_A + \left( \frac{m_F}{m_p} \right) x_{H_2O}^F - x_{H_2O}^P \quad (8)$$

Realizando a diferença entre o balanço dinâmico e estacionário do processo, o balanço em variáveis de desvio é determinado, conforme equação (9):

$$\tau \left( \frac{dx_{H_2O}^P}{dt} - \overline{\frac{dx_{H_2O}^P}{dt}} \right) + \left( x_{H_2O}^P - \overline{x_{H_2O}^P} \right) = \frac{x_{H_2O}^A}{m_P} \left( m_A - \overline{m_A} \right) + \frac{m_F}{m_P} \left( x_{H_2O}^F - \overline{x_{H_2O}^F} \right) \quad (9)$$

A equação (9) define as variáveis de desvio para o processo analisado, logo, a equação (10) é obtida na forma apresentada a seguir:

$$\begin{aligned} x_{H_2O}^P - \overline{x_{H_2O}^P} &= X_{H_2O}^P \\ m_A - \overline{m_A} &= M_A \\ x_{H_2O}^F - \overline{x_{H_2O}^F} &= X_{H_2O}^F \end{aligned} \quad (9)$$

$$\tau \left( \frac{dX_{H_2O}^P}{dt} \right) + X_{H_2O}^P = \left( \frac{x_{H_2O}^A}{m_P} \right) M_A + \left( \frac{m_F}{m_P} \right) X_{H_2O}^F \quad (10)$$

Aplicando-se a transformada de Laplace, a equação (11) é obtida:

$$\tau X_{H_2O}^P (s) + X_{H_2O}^P (s) = \left( \frac{x_{H_2O}^A}{m_P} \right) M_A (s) + \left( \frac{m_F}{m_P} \right) X_{H_2O}^F (s) \quad (11)$$

Isolando a fração de água no produto de interesse (corrente P), encontra-se a função de transferência que descreve o processo de secagem, e esse é apresentado na equação (12):

$$X_{H_2O}^P (s) = \left( \frac{x_{H_2O}^A / m_P}{\tau s + 1} \right) M_A (s) + \left( \frac{m_F / m_P}{\tau s + 1} \right) X_{H_2O}^F (s) \quad (12)$$

Substituindo os valores das variáveis consideradas constantes, a equação (13) é obtida:

$$X_{H_2O}^P (s) = \left( \frac{0,6}{2,5s + 1} \right) M_A (s) + \left( \frac{17,75}{2,5s + 1} \right) X_{H_2O}^F (s) \quad (13)$$

### 3.4 MALHA DE CONTROLE

A malha de controle para controle do processo de secagem no modo de retroalimentação pode ser expressa conforme apresentado na Figura 11:

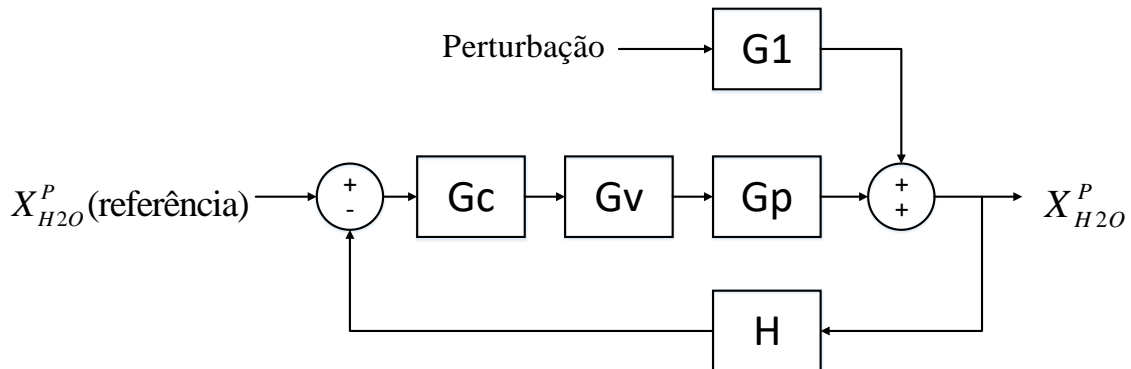


Figura 11: Diagrama de blocos

Fonte: Elaborada pelo autor

Em que os blocos representam:

- $G_c$ : Função de transferência do controlador;
- $G_v$ : Função de transferência da válvula;
- $G_p$ : Função de transferência do processo;
- $G_1$ : Função de transferência da perturbação;
- $H$ : Função de transferência do transmissor-sensor;

### 3.5 FUNÇÕES DE TRANSFERÊNCIA DOS EQUIPAMENTOS

Para posterior sintonização do controlador, é necessário conhecer as funções de transferência dos componentes da malha de controle. O cálculo dos ganhos da válvula e do transmissor sensor foi baseado na utilização de 0% como mínimo e máximo de 100%. O cálculo do ganho da bomba helicoidal e do transmissor-sensor é demonstrado nas equações (14) e (15), respectivamente:

$$K_v = \frac{m_{\text{máxima}} - m_{\text{mínima}}}{\%SC} = \frac{1,11 - 0}{100 - 0} = 0,0111 \frac{\text{kg}}{\text{s \%SC}} \quad (14)$$

$$H = \frac{\%ST}{x_{\text{máx}} - x_{\text{min}}} = \frac{100 - 0}{1 - 0} = 100 \%ST \quad (15)$$

A partir dos ganhos determinados, as funções de transferência dos equipamentos podem ser determinadas, conforme mostrado na Tabela 4, considerando modelo de primeira ordem:

**Tabela 4: Funções de transferência**

<b>Equipamento</b>	<b>Tempo característico <math>\tau</math> (s)</b>	<b>Função de transferência</b>
<b>G<sub>v</sub></b>	1,0	$\frac{0,0111}{s+1}$
<b>G<sub>p</sub></b>	2,5	$\frac{0,6}{2,5s+1}$
<b>H (MM710e)</b>	0,027	$\frac{100}{0,027s+1}$
<b>H (Predikt)</b>	0,150	$\frac{100}{0,15s+1}$

## 4. RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 SINTONIZAÇÃO DO CONTROLADOR

Para os métodos de sintonização de malha fechada, o método da substituição direta foi utilizado para determinação do ganho e período críticos, diferenciando-os na utilização de um dos sensores (MM710e e Predikt) e posteriormente na determinação dos parâmetros do controlador. Em vista disso, o método será demonstrado a seguir para os dois sensores:

#### 4.1.1 Sensor MM710e

A equação característica que representa o processo é apresentada na equação (16):

$$1 + G_c G_v G_p H = 0 \quad (16)$$

Substituindo as funções de transferência apresentadas na Tabela 4, temos a seguinte equação característica:

$$1 + K_c \left( \frac{0,0111}{s+1} \right) \left( \frac{0,6}{2,5s+1} \right) \left( \frac{100}{0,027s+1} \right) = 0 \quad (16)$$

A equação (16) pode ser reescrita na forma apresentada pela equação (17):

$$0,0675s^3 + 2,59s^2 + 3,53s + 1 + 0,666K_c = 0 \quad (17)$$

Substituindo  $s = \omega j$ , e sabendo que  $i^3 = -i$  e  $i^2 = -1$ , obtém-se a equação (18)

:

$$-0,0675\omega^3 i - 2,59\omega^2 + 3,53\omega i + 1 + 0,666K_{Cu} = 0 \quad (18)$$



Separando-se a parte real da imaginária, pode-se obter um sistema de duas equações e duas incógnitas, apresentadas na equação (19), possibilitando, assim, o cálculo de  $K_{Cu}$  e  $\omega$ , apresentados na equação (20):

$$\begin{aligned} (-0,0675\omega^3 + 3,53\omega)i &= 0 \\ -2,59\omega^2 + 1 + 0,666K_{Cu} &= 0 \end{aligned} \quad (19)$$

$$\begin{aligned} K_{Cu} &= 201,8 \frac{\%SC}{\%ST} \\ \omega &= 7,23 \text{ rad/s} \\ T &= \frac{2\pi}{\omega} = \frac{2\pi}{7,23} = 0,868 \text{ s} \end{aligned} \quad (20)$$

#### 4.1.2 Sensor Predikt

Analogamente, a determinação do ganho e período críticos para o sensor MM710e, é possível escrever a equação característica do processo alterando-se somente o tempo característico do sensor, conforme descrito na equação (21):

$$1 + K_c \left( \frac{0,0111}{s+1} \right) \left( \frac{0,6}{2,5s+1} \right) \left( \frac{100}{0,15s+1} \right) = 0 \quad (21)$$

Simplificando a equação e substituindo  $s = \omega i$ , além de considerar as relações:  $i^3 = -i$  e  $i^2 = -1$ , obtém-se a equação (22):

$$-0,0675\omega^3 i - 2,59\omega^2 + 3,53\omega i + 1 + 0,666K_{Cu} = 0 \quad (22)$$

Realizando a separação da parte real da imaginária da equação, um sistema de duas equações e duas incógnitas é formado, conforme equação (23):

$$\begin{aligned} (-0,0675\omega^3 + 3,53\omega)i &= 0 \\ -2,59\omega^2 + 1 + 0,666K_c &= 0 \end{aligned} \quad (23)$$

A partir do sistema de equações, os valores de  $K_{Cu}$  e  $\omega$  são encontrados, e são apresentados na equação (24):

$$\begin{aligned} K_{Cu} &= 42,7 \frac{\%SC}{\%ST} \\ \omega &= 3,12 \text{ rad/s} \\ T &= \frac{2\pi}{\omega} = \frac{2\pi}{3,12} = 2,01 \text{ s} \end{aligned} \quad (24)$$

#### 4.1.3 Método da malha fechada (Ziegler e Nichols e Tyreus e Luyben)

Para determinação dos parâmetros do método da malha fechada para Ziegler e Nichols e Tyreus e Luyben, as Tabelas 1 e 3 foram utilizadas, respectivamente. Os valores obtidos para os parâmetros proporcional, integral e derivativo estão apresentados na Tabela 5:

Tabela 5: Parâmetros do controlador pelo método de Z e N e T e L

Método	Equipamento	Proporcional ( $K_C$ )	Integral ( $\tau_I$ )	Derivativo ( $\tau_D$ )
<b>Ziegler e Nichols</b>	MM710e	118,7	0,434	0,108
	Predikt	25,12	1,005	0,251
<b>Tyreus e Luyben</b>	MM710e	91,73	1,910	0,138
	Predikt	19,41	4,422	0,319

Visto que a equação geral do controlador PID é dada pela equação (25), os parâmetros inseridos na simulação são mostrados na Tabela 6:

$$m(t) = \bar{m} + K_C e(t) + \frac{K_C}{\tau_I} \int e(t) dt - K_C \tau_D \frac{d e(t)}{dt} \quad (25)$$

**Tabela 6: Parâmetros utilizados na simulação dos sistemas de controle**

<b>Método</b>	<b>Equipamento</b>	$K_C$	$K_C/\tau_i$	$K_C\tau_D$
<b>Ziegler e Nichols</b>	MM710e	118,7	273	12,8
	Predikt	25,12	24,99	6,3
<b>Tyreus e Luyben</b>	MM710e	91,73	48,02	12,65
	Predikt	19,41	4,39	6,19

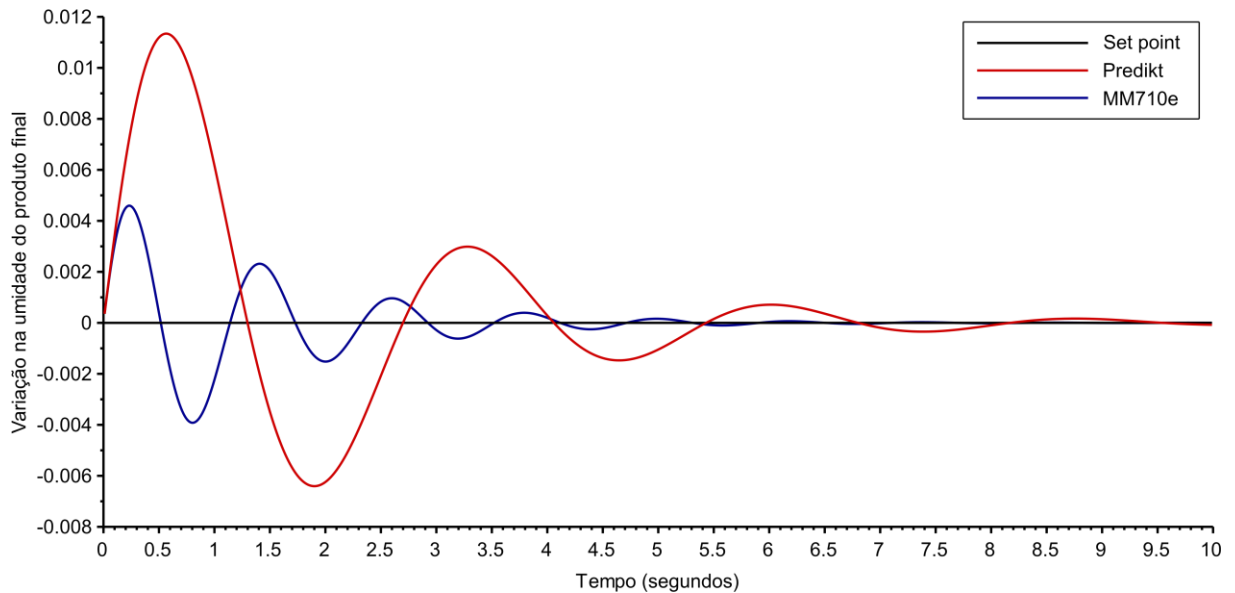
#### 4.1.4 Simulação no Software Scilab

A simulação do sistema de controle proposto foi realizada no software Scilab, utilizando a malha apresentada no anexo deste estudo. Esta foi baseada no problema regulador, conhecido também como rejeição da perturbação. A solução do problema regulador acarreta no retorno do sistema ao set point previamente definido, ou seja, a malha de controle deve ser capaz de rejeitar quaisquer perturbações para manter a corrente P na especificação de umidade desejada. O valor utilizado na perturbação na umidade do ar de secagem foi de 0,005 na fração mássica, a qual corresponde a um degrau de 40% na umidade relativa (inicialmente 60% até 100%). O set point considerado é de 13,9% para a umidade na corrente P, correspondente ao produto final.

Para análise das respostas do sistema, foram realizadas comparações entre o controle automático composto pelo sensor MM710e (Sistema 1) e o Predikt (Sistema 2), para os dois métodos de Ziegler e Nichols e Tyreus e Luyben, além da sintonização por tentativa e erro, a qual tem o propósito da obtenção uma resposta melhorada sem a necessidade da utilização de métodos robustos de otimização para obtenção dos parâmetros do controlador.

## 4.2 ZIEGLER E NICHOLS

A resposta para a perturbação de 0,005 na fração do ar de secagem, sintonizando o controlador pelo método de Ziegler e Nichols, é apresentada na Figura 12:

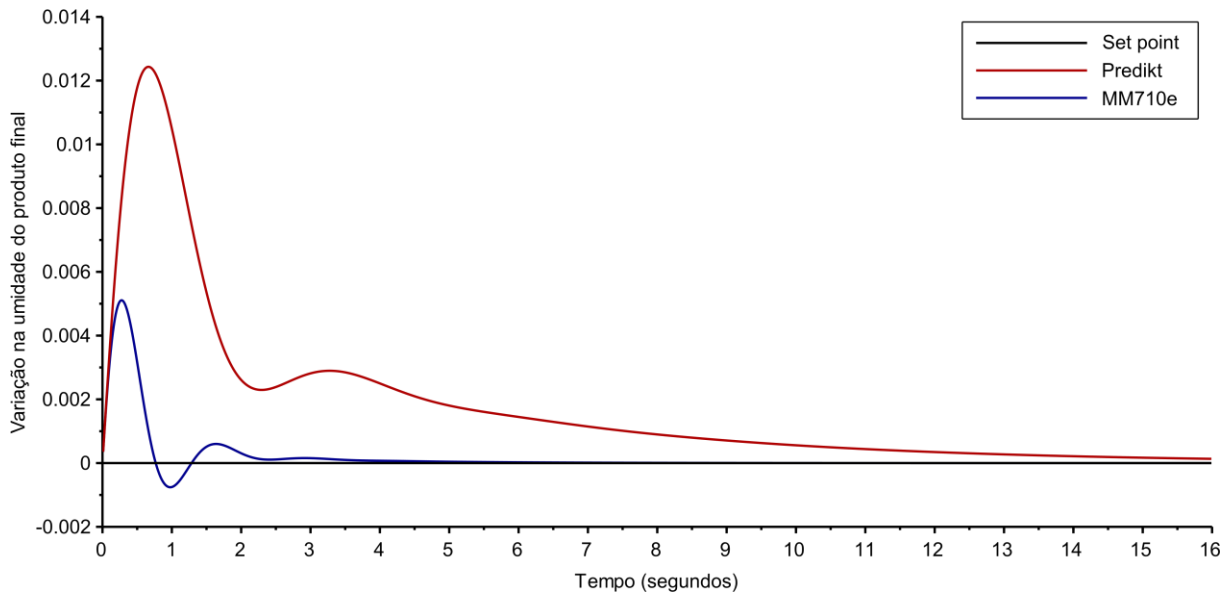


**Figura 12: Resposta do sistema (Ziegler e Nichols)**

De acordo com a Figura 12, pode-se observar que o sistema 1 apresenta um pico de variação de umidade no produto final de 0,45%, ou seja, o produto final possui umidade de 14,35%, enquanto o sistema 2 apresentou pico de umidade de 1,05%, atingindo umidade do produto final igual a 14,95%. Como o set point escolhido para o sistema é de 13,9% para a umidade final do produto, tem-se uma margem de segurança de  $\pm 0,1\%$  para atingir os 14%. Dessa forma, a partir da Figura 12 é possível verificar que o sistema 1 leva 2,2 segundos para atingir a margem de segurança, enquanto o sistema 2, 5 segundos.

#### 4.3 TYREUS E LUYBEN

A resposta do sistema mediante sintonização do controlador pelo método de Tyreus e Luyben é apresentada na Figura 13:



**Figura 13: Resposta do sistema (Tyreus e Luyben)**

Analisando a Figura 13, percebe-se um comportamento similar ao método de Ziegler e Nichols. O sistema 1 apresentou melhor resposta, com poucas oscilações, enquanto a resposta do sistema 2 apresentou um erro entre os instantes de 2 a 4 segundos, acarretando maior tempo de retorno ao set point. Além da maior estabilidade, o sistema 1 apresentou menor pico inicial, sendo de 0,5%, atingindo umidade do produto final em 14,4%, enquanto o sistema 2 apresentou valor de 1,25%, acarretando em uma umidade de 15,15%.

Quanto ao tempo de retorno a margem de segurança ( $\pm 0,001$ ), a resposta do sistema 1 atinge esta região a partir do tempo de 0,8 segundos, enquanto o sistema 2 somente a partir de 8 segundos. Isso mostra que o sistema 1 e 2 levam 0,8 e 8 segundos, respectivamente, para retornar à umidade permitida pela legislação, a qual é de 14%.

#### 4.4 TENTATIVA E ERRO

Tendo como estimativa inicial dos parâmetros do controlador a média de cada parâmetro fornecido pelos métodos de Ziegler e Nichols e Tyreus e Luyben, cada parâmetro foi alterado visando uma resposta que retornasse diretamente ao estado estacionário (set point) após a perturbação, sem oscilações. Finalizada as tentativas de melhoramento da resposta do sistema, foram encontrados os parâmetros do controlador PID, conforme apresentado na Tabela 7:

Tabela 7: Parâmetros do controlador (Tentativa e erro)

Método	Equipamento	Proporcional ( $K_C$ )	Integral ( $K_C/\tau_I$ )	Derivativo ( $K_C\tau_D$ )
Tentativa e erro	MM710e	100	75	25
	Predikt	30	10	15

A resposta do sistema mediante a sintonização do controlador por tentativa e erro é apresentada na Figura 14:

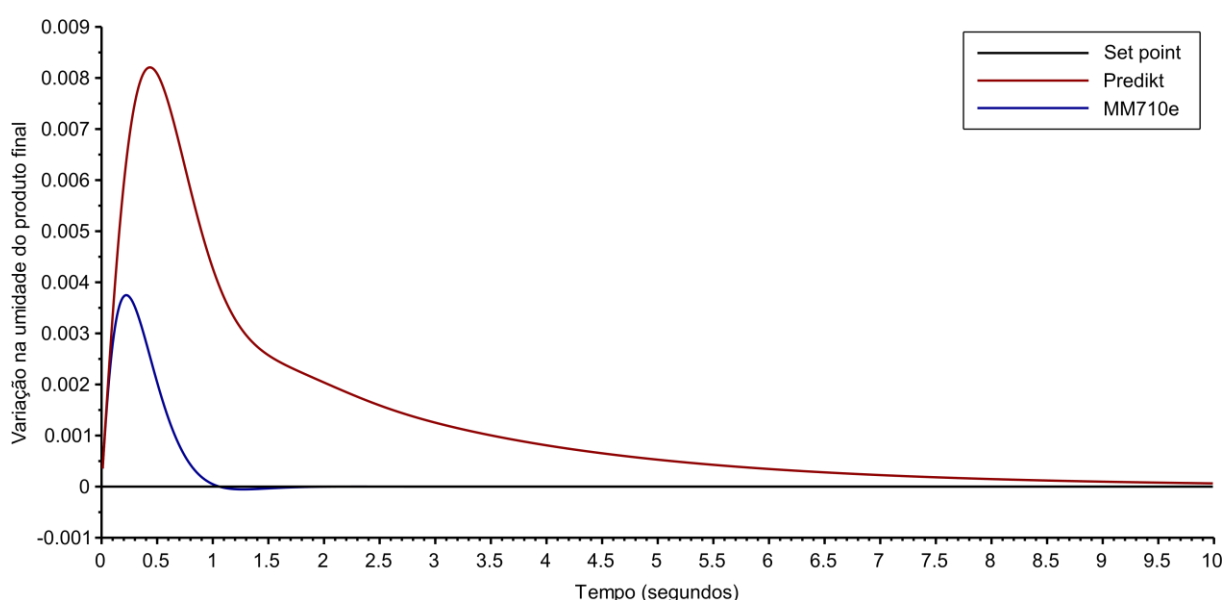


Figura 14: Resposta do sistema (tentativa e erro)

A partir da Figura 14, é possível perceber que o sistema 1 apresenta, igualmente aos outros métodos analisados, a melhor resposta, com um gráfico sem oscilações, ou seja, após atingir o pico máximo causado pela perturbação, a variável de interesse retorna diretamente ao seu set point escolhido. O diferencial entre as respostas dos sistemas está no pico inicial e no tempo de resposta para a variável de interesse encontrar-se na região limite. Enquanto o sistema 1 apresenta pico máximo de 0,37%, resultando em 14,27% no amido seco, o sistema 2 apresenta 0,082 (222% maior). Quanto ao tempo para encontro da margem de segurança especificada ( $\pm 0,001$ ), o sistema 1 atinge esta região a partir de 0,7 segundos, enquanto o sistema 2 a partir dos 3,5 segundos.

Tratando do sistema em questão, percebe-se que o sistema elimina a perturbação rapidamente, levando 0,7 segundos para o sistema 1 e 3,5 segundos para o sistema 2 para atingir a margem de segurança, ou seja, retornar à umidade estabelecida pela legislação, que é de 14%.

#### 4.5 ANÁLISE DO CUSTO

Na Tabela 8 é apresentado o custo estimado dos sensores MM710e e Predikt, os quais diferenciam o sistema 1 e 2 analisados no estudo em questão.

**Tabela 8: Custo dos sensores MM710e e Predikt**

<b>Equipamento</b>	<b>Custo (R\$)</b>
MM710e	160.000,00
Predikt	100.000,00

**Fonte: Apex Control, 2018**

Baseado na simulação pelo método da tentativa e erro, a qual apresentou menores picos e menor tempo de resposta, percebe-se que o sensor MM710e apresentou resultados melhores, apresentando menores picos após a perturbação e também menor tempo de resposta para retornar ao estado estacionário, porém este sensor apresenta um custo maior, conforme mostrado na Tabela 8.

## **5. CONCLUSÃO**

Mediante ao problema exposto, foi possível perceber que a utilização dos sensores de umidade para sólidos permite uma maior estabilidade do processo. Dentre os sensores, o MM710e, representado pelo sistema 1 no presente estudo, apresentou melhores resultados, porém em contraponto possui o custo 60% maior se comparado ao sensor Predikt, representado pelo sistema 2.

Como proposta de continuação e, assim, a finalização deste estudo para implantação na indústria, sugere-se a avaliação do custo de secagem deste produto, o que possibilitará o cálculo do retorno financeiro para a indústria, em função da economia do processo de secagem, além de avaliar qual dos sensores possui taxa de retorno (payback) menor.



## 6. REFERÊNCIAS

AGUIAR, Eduardo Barreto. **Produção e Qualidade de raízes de Mandioca de Mesa (Manihot Esculenta Crantz) em diferentes densidades populacionais e épocas de colheita**. Dissertação de Mestrado. Instituto Agronômico de Campinas. 2003.

ANVISA. **Farinhas**. Resolução - CNNPA nº 12, de 1978. Disponível em: <[http://www.anvisa.gov.br/anvisa/legis/resol/12\\_78\\_farinhas.htm](http://www.anvisa.gov.br/anvisa/legis/resol/12_78_farinhas.htm)>. Acesso em: 05 de outubro de 2017.

APEX CONTROL, 2018. **Sensor MM710e Multicomponentes food**. Disponível em: <<http://www.apexcontrol.com.br/produto/medidor-mm710e-ulticomponentes-food/>>. Acessado em: 16 de junho de 2018.

ARIEIRA, J.O.; ARIEIRA, C. R. D.; FUSCO, J. P. A.; SACOMANO, J. B.. **Cadeia de produção do amido de mandioca (manihot esculenta): um estudo dos relacionamentos e da coordenação da C-vale terra roxa**. ENEGEP. 2009.

BORGES, Maria de F.; FUKUDA, Wânia M. G.; Rossetti, Adroaldo G. **Avaliação de variedades de Mandioca para consumo humano**. Pesq. agropec. bras., Brasília, v. 37, n. 11, p. 1559-1565, nov. 2002.

BROOKER, Donald B.; BAKKER-ARKEEMA, Fred w.; HALL, Carl w. **Drying and Storage of Grains and Oilseeds**. New York. 1992.

CAMPOS, Mário C. M. M. de; TEIXEIRA, Herbert C. G. **Controles típicos de equipamentos e processos industriais**. São Paulo. 2006.

CAVICHIOLO, José Roberto. **Secagem do bagaço de laranja em secador do tipo Flash**. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas. 2010.

CHAVES, Carlos Roberto. **Sintonia da malha de controle de vazão de ar de combustão para o regenerador da unidade de craqueamento catalítico fluídico**. Monografia de especialização – UTFPR. 2009.

CONAB. Companhia nacional de abastecimento. **Estoques públicos de farinha e fécula de mandioca.** Disponível em: <[http://www.agricultura.gov.br/assuntos/camarasetoriaisematicas/documentos/camaras-setoriais/mandioca/2017/40a-ro/17-0822\\_estoques-reguladores.pdf](http://www.agricultura.gov.br/assuntos/camarasetoriaisematicas/documentos/camaras-setoriais/mandioca/2017/40a-ro/17-0822_estoques-reguladores.pdf)>. Acessado em: 04 de junho de 2018.

COUTO, Gustavo Rios. **Modelagem e Desenvolvimento de Controles de Sistema Termo-hidráulico, e interfaces para a aquisição e controle de dados.** Monografia de Graduação em Engenharia de Controle e Automação. Universidade Federal de Ouro Preto. 2006.

CRUZ, Fernanda Paola Butarelli. **Estudo, Modelagem matemática e controle do processo de secagem de Crambe (crambe abyssinica) em secador de leito fixo de bancada.** 2016. 121 f. Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual do Oeste do Paraná – Câmpus Toledo.

DUFOUR, Pascal. **Control engineering in drying technology: review and trends.** Drying technology, v. 24, n. 7, p. 889-904, 2006.

EMBRAPA. **A indústria do Amido de Mandioca.** ISSN 1679-4680. Brasília- DF. 2014.

FERNANDES, Francisco Guerra Júnior. **Metodologia para Re- sincronia de controladores PID industriais.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. 2006.

GIWA, Abdulwahab; GIWA, Saidat Olanipekun. **Dynamics and Tyreus-Luyben Tuned Control of a Fatty Acid Methyl Ester Reactive Distillation Process,** v. 3, n. 5, p. 799-808, 2015.

HELIBOMBAS, 2018. **Bomba Helicoidal Geremias.** Disponível em: <<http://helibombas.com.br/ptb/produto/23/>>. Acessado em: 18 de maio de 2018.

HOFMANN , Augusto Marcos da Silva; BENINCA, Cristina; KOTOVICZ , Valesca; ZANOELO, Everton Fernando. **Experiments, modeling and control of a dryer-cooler of expanded raw soybean flakes in a hexane extraction plant.** Journal of the American Oil Chemists' Society (2012) 89:1929–1938

ISAE. **Amido de Mandioca.** Projeto Potencialidades Regionais – Estudo de viabilidade econômica. 2003. Disponível em: <[http://www.suframa.gov.br/publicacoes/proj\\_pot\\_regionais/amido.pdf](http://www.suframa.gov.br/publicacoes/proj_pot_regionais/amido.pdf)>. Acesso em: 05 de outubro de 2017.

LIMA, Fábio Soares de. **Estratégia de Escalonamento de Controladores PID baseado em regras Fuzzy para Redes Industriais Foundation Fieldbus usando Blocos Padrões.** Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Norte. 2004.

LUIZ, Márcia Ramos. **Estudo Teórico e Experimental de Secagem de Tomate (*Lycopersicon esculentum*).** 160 f. Tese de Doutorado. Universidade Federal da Paraíba. 2012.

MAPA, 2011. **Instrução Normativa 52/2011.** Disponível em: <<http://sistemasweb.agricultura.gov.br/sislegis/action/detalhaAto.do?method=visualizarAtoPortalMapa&chave=497488882>> Acessado em: 18 de maio de 2018.

MOURA, Bríggida Dantas de. **Automação de um sistema rotatório para secagem do rejeito de maracujá.** 2009. 76 f. Dissertação (Mestrado em Pesquisa e Desenvolvimento de Tecnologias Regionais) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, 2009.

NETZSCH, 2018. **Bombas Helicoidais NEMO.** Disponível em: <<https://www.netzsch.com.br/produtos/com-mancal-sy>>. Acessado em: 14 de junho de 2018.

PRATES, Mauro de Oliveira; PIZZILOLO, Tarcísio de Assunção; MELO, Evandro de Castro, ROCHA, Ronicely Pereira, NICÁCIO, José Vitor. **Controle da temperatura e**

**velocidade do ar de secagem em um secador de plantas medicinais.** Revista Engenharia na Agricultura, V.19 N.2,. 2011.

SMITH, Carlos. A., CORRIPIO, Armando. **Princípios e Prática do Controle Automático de Processo.** 3 ed. Rio de Janeiro: 2008.

STRASSBURGER, Marvin Alfredo. **Implantação de um Controle Automático de Temperatura em Secadores Semi-contínuos.** Trabalho de Conclusão de Curso. Universidade Tecnológica Federal do Paraná – Câmpus Medianeira. 2011.

VALGE. **Bombas Hlicoidais.** São Leopoldo-RS. Disponível em: <<http://www.valge.com.br/bombas-helicoidais/>>. Acessado em: 12 de maio de 2018.

ZANOELO, E.F. ; ABITANTE, A.; MELEIRO, L.A.C. **Dynamic modeling and feedback control for conveyors-belt dryers of mate leaves.** Journal of Food Engineering 84 (2008) 458–468

# ANEXOS

## Anexo A – Malha de controle Scilab

