



UNIVERSIDADE FEDERAL DE UBERLÂNDIA
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA
GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA



MARIA CLARA SPINI LOGATO

**Modelo semiempírico identificado de processo fermentativo na indústria
sucroalcooleira**

Uberlândia, MG
2019

Maria Clara Spini Logato

Modelo semiempírico identificado de processo fermentativo na indústria
sucroalcooleira

Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Faculdade de Engenharia
Química da Universidade Federal de
Uberlândia como requisito parcial para a
obtenção do título de Engenheiro
habilitação Engenharia Química

Área de concentração: Engenharia
Química

Orientador: Prof. Dr. Cícero Naves de Ávila
Neto

Uberlândia

2019

Maria Clara Spini Logato

Modelo semiempírico identificado de processo fermentativo na indústria
sucroalcooleira

Trabalho de Conclusão de Curso aprovado
como requisito parcial para a obtenção do
título de Engenheiro habilitação
Engenharia Química apresentado à
Faculdade de Engenharia Química da
Universidade Federal de Uberlândia

Área de concentração: Engenharia
Química

Banca examinadora:

Prof. Dr. Cícero Naves de Ávila Neto
Orientador
Faculdade de Engenharia Química / UFU

Prof. Rubens Gedraite
Faculdade de Engenharia Química / UFU

Eng. Vinícius Pimenta Barbosa
Faculdade de Engenharia Química / UFU

Uberlândia, 08 de março de 2019

2019

AGRADECIMENTOS

Agradeço imensamente aos meus pais, Edson Spini Logato e Priscila Vieira e Rosa, por terem vivido esse sonho da graduação comigo e por nunca medirem esforços para que ele se concretizasse. Sou grata também aos meus irmãos, Maria Júlia Spini Logato e João Gabriel Spini Logato, por estarem ao meu lado desde o princípio da vida e por acreditarem em mim.

Deixo a minha gratidão ao Prof. Dr. Cícero Naves de Ávila Neto por ter me orientado nesse trabalho e ao Prof. Dr. Rubens Gedraite pela mentoria.

Agradeço, acima de tudo, à Deus, por ter colocado tais pessoas em meu caminho, que foram imprescindíveis para que eu vencesse mais esse desafio.

RESUMO

Neste trabalho é estudado a modelagem matemática aproximada do processo de fermentação tipicamente encontrado em usina de fabricação de álcool. O modelo foi desenvolvido com base nos resultados obtidos durante a operação de uma usina de produção de álcool, considerando um dos turnos de campanha. Foram modelados dois cenários, a saber: um considerando a operação tradicionalmente empregada na etapa de fermentação e outro considerando a operação com o emprego de *chiller*. São discutidos os aspectos relacionados à obtenção do modelo, tais como: a sua estrutura, a identificação do valor dos parâmetros do mesmo e a validação.

Palavras-chave: etanol, fermentação, modelamento matemático.

ABSTRACT

In this work the approximate mathematical modeling of the fermentation process typically found in an alcohol manufacturing plant is studied. The model was developed based on the results obtained during the operation of an alcohol production plant, considering one of the campaign shifts. Two scenarios were modeled, namely: one considering the operation traditionally employed in the fermentation stage and the other considering the operation with the use of *chiller*. The aspects related to obtaining the model are discussed, such as: its structure, the identification of the value of the model parameters and its validation.

Key words: ethanol, fermentation, mathematical modeling.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1.1 – Processo Produtivo do Etanol de acordo com a matéria-prima utilizada

Figura 1.2 – Produção de Etanol a partir da cana-de-açúcar

Figura 1.3: *Chiller* com Condensação a Ar

Figura 1.4 - *Chiller* com Condensação a água e compressor centrifugo

Figura 1.5 - Etapas do ciclo de refrigeração

Figura 1.6 - Fluxograma de Processo com o emprego de um *chiller*

Figura 2.1 – Exemplos de sistemas

Figura 2.2 – Malha típica de controle por realimentação

Figura 2.3 – Quadro com os principais elementos de processo

Figura 2.4 – Curva de reação de processo super-amortecido de ordem 2 ou superior submetido a degrau de amplitude A

Figura 2.5 – Aplicação do método da tangente para determinação dos parâmetros θ e τ do modelo representado por um sistema de 1ª ordem mais tempo morto

Figura 2.6 – Obtenção dos parâmetros θ e τ pelo método dos 63,2% a partir de uma curva de reação do processo

Figura 3.1 – Temperatura do fermentador 3 durante 1 dia de operação

Figura 4.1 –Resposta do modelo ajustado para a temperatura do fermentador 3 ao degrau aplicado à vazão de água de resfriamento.

Figura 4.2 – Resposta do controlador sintonizado a degrau aplicado no set-point

LISTA DE TABELAS

Tabela 4.1– Parâmetros do modelo identificado – sem *chiller*

Tabela 4.2– Parâmetros do modelo identificado – com *chiller*

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

ART: Açúcares Redutores Totais

pH: Potencial Hidrogeniônico

BNDES: Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social

UDOP: União dos Produtores de Bioenergia

PI: Proporcional e Integral

PID: Proporcional, Integral e Derivativo

S/A: Sociedade Anônima

ERQA: Erro Relativo Quadrático Acumulado

A/D: Analógico/Digital

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
2	REVISÃO DA LITERATURA	14
3	MATERIAIS E MÉTODOS	38
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	40
5	CONCLUSÃO	44
	REFERÊNCIAS	45

1 INTRODUÇÃO

Com o grande crescimento do setor sucroalcooleiro, a geração e incorporação de inovações para manter e avançar na competitividade do etanol da cana-de-açúcar no Brasil tem sido estudadas, assim como a implementação de novos sistemas de controle em diversas áreas do processo.

É interessante ressaltar a falta de importância dada, no passado, pelos usineiros em transformar suas usinas em sistemas altamente automatizados. Este pensamento mostrava a tendência de conservadorismo do setor, impedindo o avanço tecnológico das usinas produtoras de álcool.

Atualmente, esse cenário está mudando de forma acelerada, devido à grande demanda global pelo etanol brasileiro, a qual vem incentivando a instalação de sistemas de controle mais modernos. As usinas estão buscando produzir etanol com ótima qualidade para atender a exigência do mercado internacional em grande escala, sem poder rapidamente ampliar o tamanho da planta. Neste cenário, assume papel de destaque a minimização das perdas no processo através da automação completa da usina.

A produção do etanol ocorre através da fermentação alcoólica, que é o processo químico de transformação dos açúcares em álcool. Este processo é desencadeado por leveduras, sendo necessário adicioná-las, para que o processo se inicie.

No processo fermentativo, os açúcares presentes no caldo de cana, como a sacarose, a glicose e a frutose, são transformados em álcool etílico (ou etanol). Para que isto ocorra, entretanto, torna-se necessária a ação controlada do processo, devido às diversas variáveis que influenciam diretamente na fermentação, sendo as principais: temperatura, pH e %ART convertido.

O desenvolvimento de ferramentas de modelagem matemática do processo fermentativo contribui para melhor sintonia dos parâmetros do controlador de temperatura do processo, aumentando, assim, a conversão do açúcar em álcool.

O objetivo deste trabalho foi desenvolver um modelo matemático identificado que permite a avaliação dos parâmetros de sintonia de controlador de temperatura tipicamente empregado em dornas de fermentação, de modo a obter um melhor desempenho do mesmo,

comparando uma dorna de fermentação sem *chiller* e uma com *chiller*. Com a temperatura controlada de maneira mais precisa, é esperada uma melhor conversão dos açúcares presentes no processo fermentativo em etanol, obtendo-se um vinho com maior teor alcoólico para a destilação. Desta maneira ocorrerá uma menor produção de vinhaça na primeira coluna de destilação, viabilizando um processo com menor formação de rejeito e menor consumo de vapor no processo de destilação do vinho.

Cumprе ressaltar que a vinhaça é o rejeito do processo na produção de etanol. Ela é um líquido poluente e corrosivo e sempre foi considerada um problema nas destilarias de álcool; contudo, dado a sua riqueza em potássio, matéria orgânica e teor de água, passou a ser aplicada na lavoura.

O destino da vinhaça para as lavouras para a utilização do cultivo da cana-de-açúcar, durante a safra, por anos e anos de aplicação pode ocasionar a infiltração do líquido no lençol freático, causando problemas de contaminação. Portanto, ela ainda é um dos grandes problemas para as usinas de açúcar e álcool em todo o país.

2 REVISÃO DA LITERATURA

Desde meados do século XXI, o interesse em fontes energéticas renováveis e mais limpas de energia tem aumentado, com o objetivo de quebrar o atual paradigma de energias provenientes de combustíveis fósseis. Nesse contexto, o Brasil tem um destaque, com o seu programa de bioetanol de cana-de-açúcar. (BNDES, 2008.). Goldemberg *et al.* (2004), em seus estudos, afirmam que a energia renovável está obtendo maior apoio no Brasil devido a fatores externos, como a dependência de combustível fóssil, desvalorização da moeda, problemas na política de companhias que produzem derivados de petróleo, restrições ambientais na poluição do ar, questões de mudança de clima e um aumento da consciência para um desenvolvimento sustentável, incluindo a criação de empregos e energia integrada às comunidades isoladas.

Hoje, segundo a UDOP (2018), pode-se afirmar que a experiência do Programa Brasileiro do Alcool Combustível é um dos principais modelos de desenvolvimento sustentável no Brasil e com certeza é a maior contribuição mundial em combustíveis líquidos a partir da biomassa.

O etanol (C_2H_5OH), álcool etílico combustível, é um composto químico formado por dois átomos de carbono, cinco de hidrogênio e um grupo hidroxila. Pode ser proveniente da biomassa de diversas matérias-primas, como milho, beterraba, trigo e cana-de-açúcar.

A diferença entre o etanol hidratado e anidro consiste no teor de água contido em cada um deles. O etanol hidratado apresenta cerca de 5% de água em seu volume. Já o etanol anidro possui em torno de 0,5%. O abastecimento dos automóveis flex é feito pelo etanol hidratado, enquanto o anidro é geralmente misturado na gasolina numa proporção de 20% a 25%, definida pelo governo federal de acordo com a produção e disponibilidade do produto. (AQUINO *et al.*, 2014).

O etanol é um excelente combustível, tem um índice de octanagem que excede ao da gasolina e uma pressão de vapor inferior, diminuindo emissões evaporativas. A inflamabilidade no ar é também muito menor que da gasolina, o que contribui para reduzir o número e a severidade de incêndios em veículos. O etanol anidro tem poder calorífico na faixa de $21,2 \times 10^6$ J/L a $23,4 \times 10^6$ J/L, em contraste com $30,1 \times 10^6$ J/L e $34,9 \times 10^6$ J/L da gasolina. Essas

propriedades do etanol (como combustível) levaram ao desenvolvimento e modificações de motores para a mistura etanol-gasolina no Brasil. O uso de álcool como combustível no Brasil teve um sucesso extraordinário até 1990. em 1985 promoções de carros usando etanol puro representaram 96% do mercado e no final da década 4,5 milhões de automóveis foram vendidos. Até 1988, várias indústrias automobilísticas (GM, Ford, Volkswagen, Fiat) realizaram desenvolvimentos para sistemas carburados; atualmente, encontram-se disponíveis todos os motores e sistemas com injeção eletrônica (GOLDEMBERG; MOREIRA, 1999).

A energia cogenerada, uma prática comum no processo da indústria brasileira, é obtida da utilização dos resíduos, como o bagaço, que representa cerca de $40 \cdot 10^6$ toneladas de material seco que pode ser reutilizado. A produção do álcool está baseada na geração de grandes quantidades de resíduos sólidos, líquidos e gasosos. Portanto o custo da produção do álcool pode ser reduzido. Cerca de 280 kg de bagaço são produzidos por tonelada de cana, que é equivalente a $2,1 \cdot 10^9$ J da energia por tonelada. Cerca de 90% de bagaço é usado na produção de vapor de água (450 a 500 kg de vapor pode ser gerados por 1 tonelada de cana) que pode ser usado para a cogeração de energia elétrica e mecânica (GOLDEMBERG; MOREIRA, 1999). A maioria das unidades de produção de álcool no Brasil é autossuficiente na produção de vapor e energia elétrica para toda unidade. Os resíduos sólidos como as tortas dos filtros, bagacilhos, fuligem das caldeiras e o lodo do sistema de tratamento são incorporados ao solo melhorando a qualidade do solo e consequentemente aumentando a produção agrícola. A utilização dos resíduos sólidos junto com resíduos líquidos no solo pode reduzir a quantidade de fertilizantes químicos em algumas unidades (BARRERO, 2003).

A utilização em larga escala do álcool combustível no Brasil nasceu como um Programa do Governo, dentro de uma estratégia para se buscar uma maior independência diante do petróleo importado. Para isso, o governo instituiu parceria com o setor privado e nesses moldes o programa se desenvolveu, tornando-se um sucesso social, ambiental e tecnológico. Com o álcool, o Brasil teve ótimas oportunidades para alavancar o crescimento econômico, a saber: *i*)-autossuficiência em combustíveis, *ii*)- o ar ficou menos poluído e *iii*)- a geração de centenas de empregos. A crise momentânea de competitividade do álcool, face aos baixos preços internacionais do petróleo, vem sendo contornada pelo Governo por meio da adoção de uma política de preços que incentive o consumo do álcool carburante. Ainda de acordo com UDOP (2018), os preços relativos dos energéticos devem refletir não apenas os

seus custos privados de produção, mas também todos os custos e benefícios sociais e ambientais envolvidos em sua produção e uso.

Apesar da cana-de-açúcar ser cultivada na região nordeste do Brasil desde o século XVII, o etanol derivado da cana-de-açúcar só passou a ser utilizado como combustível em 1903, quando o Primeiro Congresso Nacional de Aplicação Industrial de Álcool propôs uma infraestrutura que promovia a produção e uso do álcool (GOLDEMBERG; MOREIRA, 1999). O objetivo era transformar o melaço, um sub-produto sem grande valor comercial, em outro produto com maior valor agregado, o etanol (ANDRIETTA, 1994).

Em 1930, na França, o processo de fermentação alcoólica foi melhorado passando a produção do etanol a ser feita em regime batelada alimentada (processo Melle-Boinot), mas no Brasil, esse desenvolvimento só se deu no início dos anos 60, proporcionando um grande avanço tecnológico. E foi principalmente na década de 80, através de estudos de otimização, aumento de rendimento e produtividade, que o processo fermentativo no Brasil passou a merecer destaque (ANDRIETTA, 1994).

Com a crise do petróleo no início da década de 1970, o Governo Federal decidiu encorajar a produção do álcool para substituir a gasolina com a idéia de reduzir a importação de petróleo. Foi criado o Programa Nacional do Álcool (PROÁLCOOL), em 1975, que gerou aspectos positivos nas áreas ambiental, social e econômica, e tornou-se o mais importante programa de biomassa no mundo. Entre 1975 e 1985 a produção de cana-de-açúcar quadruplicou e o álcool tornou-se o combustível mais importante usado no país (GOLDEMBERG; MOREIRA, 1999). Programas similares foram então criados nos Estados Unidos, em 1978, e no Canadá (WHEALS *et al.*, 1999).

As prioridades políticas direcionavam o que era desejável à indústria de etanol, quando essas prioridades mudaram, a produção da frota automotiva movida a álcool passou de cerca de 95% na década de 1980 (auge do Programa PROÁLCOOL) para menos de 5% em 1999. Inicialmente, o objetivo era tornar-se independente do mercado petrolífero e reduzir as importações de óleo; agora, a ênfase é dada a questões ambientais como redução da poluição, que está relacionada à diminuição de emissão de CO₂ comparado aos combustíveis fósseis e contribuição na diminuição dos efeitos de aumento da temperatura global (WHEALS *et al.*, 1999).

Muitos benefícios foram obtidos pela utilização do etanol combustível como: a criação de 700.000 empregos na área rural com custos de investimentos modestos, desenvolvimento de tecnologias de produção de cana-de-açúcar e seus processos de açúcar e etanol, demonstração a nível mundial de que um programa de combustível alternativo e renovável pudesse ser implementado em menos de 10 anos, significando um forte sistema econômico. O Programa PROÁLCOOL foi um meio eficiente de trocar débitos externos por subsídios nacionais, mas mesmo com as diversas vantagens do uso do etanol como combustível, para esse programa expandir terá que contar com: um aumento da demanda nacional ou a criação de um mercado internacional de combustível alternativo (MOREIRA; GOLDEMBERG, 1999).

Apesar dos processos contínuos resultarem em maiores produtividades, sua implantação foi desestimulada pela resistência natural a inovações tecnológicas e a presença de alguns problemas técnicos de implantação das primeiras plantas contínuas, devido a adaptações inadequadas de plantas semi-contínuas já existentes. Mas com o esgotamento da capacidade produtiva das plantas semi-contínuas existentes, houve a necessidade de se obter maior eficiência. Então, a implantação dos processos contínuos passou a ser mais intensa, gerando um salto tecnológico caracterizado pelo aumento da eficiência e produtividade das destilarias brasileiras (ANDRIETTA, 1994). Nos anos 90, o estudo da cinética de fermentação alcoólica em regime contínuo foi necessário para se projetar um processo contínuo, como mostra o trabalho de Andrietta (1994). Segundo este autor, o conhecimento da cinética de fermentação alcoólica para a correção das falhas no processo, é necessário também para se elaborar uma estratégia de controle eficiente para as unidades industriais de produção de etanol, visando sobretudo, maximizar a eficiência (ANDRIETTA, 1994).

Atualmente as perspectivas para o mercado do álcool são muito boas. A tecnologia dos veículos bi-combustíveis, que possibilita o abastecimento de álcool ou gasolina no mesmo tanque, além do crescente interesse pelo álcool no mercado externo, tendem a impulsionar o consumo nos mercados doméstico e internacional (SZKLO *et al.*, 2005). Em maio de 2004 o álcool foi lançado como *commodity* na bolsa de valores de Nova Iorque. Segundo (UDOP, 2018), no ano de 2005, foram negociados na bolsa o equivalente a 285 milhões de dólares em álcool anidro, cerca de 800 milhões de litros.

Apesar de ser lembrado como resposta do Brasil às crises do petróleo, o álcool anidro era usado desde os anos 30 como aditivo na gasolina brasileira. Instalou raízes com uma

capacidade instalada de produção anual de 16 bilhões de litros/ano, o equivalente a 84 milhões de barris de petróleo/ano. Hoje, o Brasil produz 10,4 bilhões de litros/ano (cerca de 62% em São Paulo). Além disso, vários países do mundo estão atentos aos negócios e as vantagens ambientais representados pela biomassa energética, do qual o álcool representa a fatia mais testada e já aprovada como substituto limpo e renovável de energia derivada do petróleo (UDOP, 2018).

Além do incentivo de expansão tanto no mercado interno e externo do uso do etanol (como combustível), muitos estudos têm investigado formas de manter o alto rendimento e aumentar a produtividade do processo através da otimização da produção de etanol.

Processo Produtivo de bioetanol

De acordo com o BNDES (2008), o bioetanol pode ser produzido com base em qualquer biomassa que contenha quantidades significativas de amido ou açúcares. Hoje em dia, há um leve predomínio da produção com base em materiais amiláceos (53% do total), como milho, trigo e outros cereais e grãos. Para esses casos, a tecnologia de conversão geralmente começa com a separação, a limpeza e a moagem do grão. A moagem pode ser úmida, quando o grão é embebido e fracionado antes da conversão do amido a açúcar (via úmida), ou seca, quando isso é feito durante o processo de conversão (via seca). Em ambos os casos, o amido é tipicamente convertido em açúcares por meio de um processo enzimático a altas temperaturas. Os açúcares liberados são, então, fermentados por leveduras, e o vinho resultante é destilado para a purificação do bioetanol. A figura 1 representa as rotas tecnológicas do processo de produção de acordo com a matéria-prima utilizada:

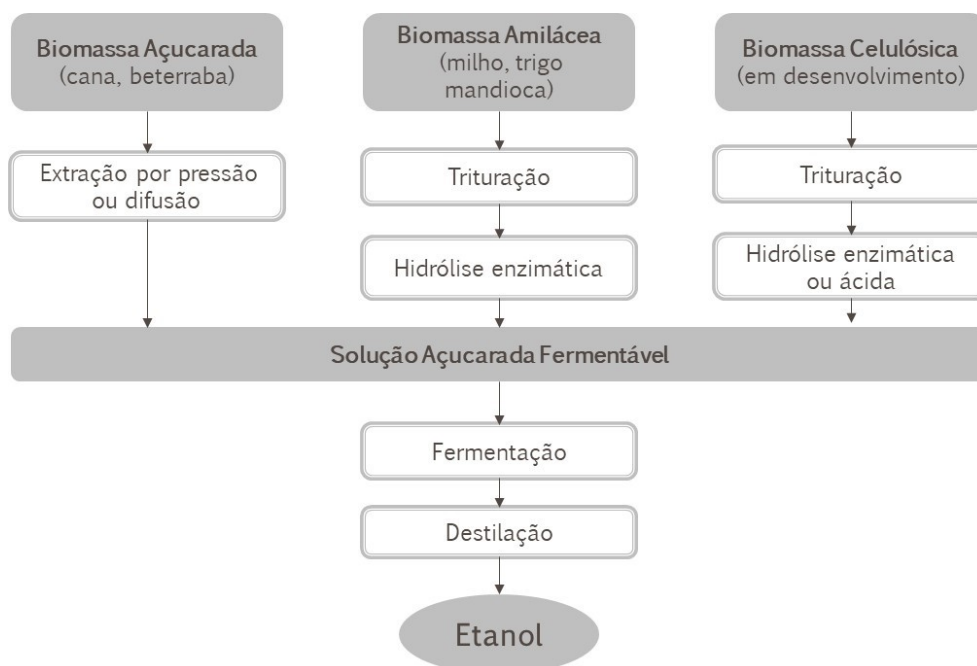


Figura 1.1 - Processo Produtivo do Etanol de acordo com a matéria-prima utilizada.

Fonte: BNDES, 2008.

Processo de Produção de Bioetanol da Cana de Açúcar

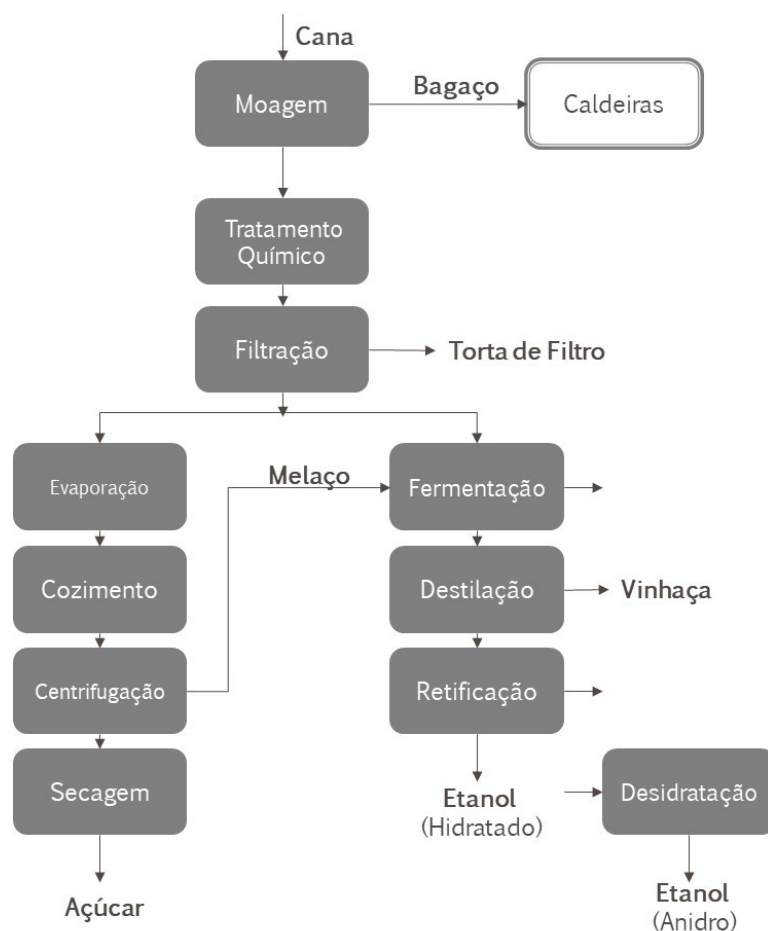


Figura 1.2 - Produção de Etanol a partir da cana-de-açúcar

Fonte: BNDES, 2008

O processo de produção do etanol a partir da cana de açúcar inicia-se pela extração do caldo da cana-de-açúcar, que pode ser realizado através da moagem ou da difusão.

A etapa de moagem consiste em submeter a cana, já limpa e picada, a rolos com uma pressão de até 250kg/cm², em que é possível extrair o caldo. Esse processo é repetido por seis vezes. Com o objetivo de aumentar a eficiência da extração, água na proporção de 30% é adicionada, garantindo a extração de até 96% dos açúcares da cana. Esse processo é conhecido como embebição composta (CHIEPPE JÚNIOR, 2012). O bagaço obtido desse processo é destinado as caldeiras para produção de energia.

O caldo obtido no processo de moagem segue para o tratamento químico, a fim de eliminar as partículas grosseiras e as partículas coloidais, preservar os nutrientes, vitaminas,

açúcares, fosfatos, sais minerais e aminoácidos livres e evitar a contaminação microbiana. (ALCARDE, SD; CASTRO; ANDRADA, 2006).

O caldo filtrado passa pelo processo de evaporação que tem como objetivo a eliminação de parte da água, garantindo que ele se torne mais concentrado. A temperatura durante a evaporação é em torno de 115°C. Em seguida o caldo é resfriado a 30°C, formando o mosto, que é composto 40% de sacarose. (AQUINO et al., 2014).

O mosto então é levado às dornas, onde acontece o processo de fermentação. São adicionadas leveduras (usualmente fungos da espécie *Saccharomyces cerevisae*). Durante esse processo, o caldo é transformado em vinho, contendo uma concentração de 7% a 10% de álcool (DUARTE; LOURENÇO; RIVEIRO, 2006). As leveduras são recuperadas através da centrifugação para serem reutilizadas. Esse método de fermentação, conhecido como Melle-Boinot, é o mais utilizado hoje no Brasil. (LIMA et al., 2001).

Segundo o BNDES (2008), na destilação, o etanol é obtido na forma hidratada, contendo aproximadamente 6% de água em peso. O resíduo gerado é a vinhaça, em uma proporção de 10 a 13 litros por litro de álcool produzido. O etanol hidratado pode ser transformado em etanol anidro ao passar por uma coluna de desidratação. Entretanto, por se tratar de uma mistura azeotrópica, o método mais utilizado no Brasil para esse fim é a desidratação por cicloexano.

Um *chiller* é uma máquina que retira calor de um líquido utilizando um ciclo de compressão de vapor ou um ciclo de absorção de fluido frigorígeno.

O *chiller* de ciclo de compressão de vapor possui quatro componentes principais: compressor, condensador, dispositivo de expansão e evaporador. Estes equipamentos podem utilizar diferentes tipos de fluídos no ciclo de refrigeração.

Os *chillers* de absorção utilizam água como fluídos refrigerantes e utilizam da forte atração química entre a água e o brometo de lítio em solução para realizar o ciclo de refrigeração. Normalmente, água pura é resfriada (água gelada) mas esta água contém um percentual de glicol e/ou outro inibidor de corrosão.

Os *chillers* podem possuir dois tipos de condensadores:

- Condensador a Ar: O calor proveniente da água resfriada (água gelada) é transferido ao ar por meio de troca térmica utilizando de serpentinas aletadas similares aos radiadores de motores de automóveis. Na Figura 2.6 é mostrado este tipo de *chiller*.



Figura 1.3 - Chiller com Condensação a Ar

- Condensador a Água: O calor proveniente da água gelada é transferido a um segundo circuito de água por meio de serpentina tipo casco e tubo ou trocadores a placas. Este circuito é chamado de “circuito de água de condensação ou de resfriamento”.

Os *chillers* com condensadores a água são mais eficientes se comparados com aqueles equipados com condensadores a ar. O calor rejeitado pelo *chiller* com condensação a água pode ser utilizado para outras finalidades dentro do processo industrial. Desta forma, o *chiller* além de ser utilizado como resfriador de água pode acumular funções no processo, aumentando a eficiência energética na indústria. Na Figura 2.7 é mostrado este tipo de *chiller*.



Figura 1.4 - Chiller com Condensação a água e compressor centrífugo

Os *chillers* com condensadores a água trabalham em conjunto com torres de resfriamento as quais resfriam a água quente proveniente dos condensadores trocando calor de forma forçada com o ar (ventilação motorizada). A água resfriada é bombeada e retorna aos condensadores e o ciclo continua.

O ciclo de água de condensação é aberto, pois na troca forçada de calor com o ar, parte da água é arrastada pelos ventiladores e perdida para o ambiente.

O princípio do funcionamento de um *chiller* é o ciclo de refrigeração. O fenômeno da refrigeração é o resultado das transformações físicas sofrida por um fluido refrigerante durante seu percurso no ciclo de refrigeração (Figura 2.8).

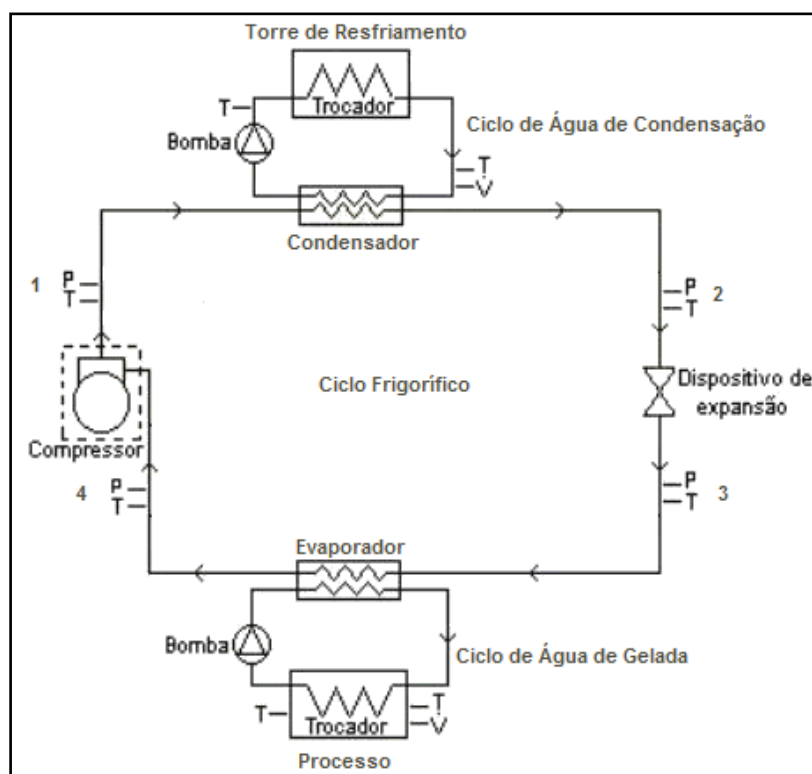


Figura 1.5 - Etapas do ciclo de refrigeração

Na sequência, é apresentada uma breve explicação do das etapas do ciclo de refrigeração:

Quando é dada a partida no compressor, o fluido no estado de vapor é comprimido e são elevadas a temperatura e a pressão do mesmo.

O fluido é transportado para o condensador e ocorre a troca térmica (com o ar ou água) e, ao longo da serpentina do condensador o fluido muda de estado físico de vapor para líquido condensado subresfriado a alta pressão.

Nesta fase o fluido dissipou calor para o condensado ainda em alta pressão passa pelo o dispositivo de expansão. Nesta válvula ocorre a brusca despressurização do fluido e então, ocorre a queda de pressão e temperatura e o fluido é borrifado numa mistura líquido-vapor.

Nesta última etapa do ciclo o fluido líquido-vapor segue para o evaporador onde ocorre a absorção de calor da água a ser resfriada por meio da serpentina. Quando o fluido líquido-vapor recebe calor ele evapora e parte como vapor resfriado para a sucção do compressor onde o ciclo recomeça.

O fluxograma do processo apresentado na Figura 2.9 ilustra uma aplicação de *chiller* para fermentadores contínuos. O projeto de melhoria aqui apresentado consiste na utilização de *chiller* de condensação a água para o resfriamento do mosto na dorna de fermentação.

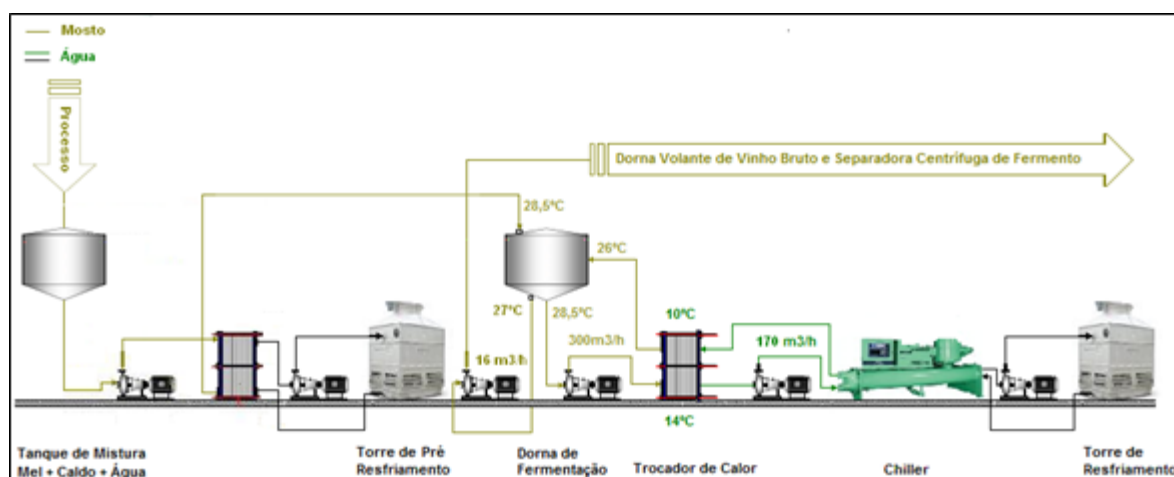


Figura 1.6 - Fluxograma de Processo com o emprego de um *chiller*

Fonte: Gedraite (2009)

Para o resfriamento do condensador do *chiller* foi considerado o emprego de uma torre de resfriamento. As trocas térmicas serão feitas por meio de trocadores de calor à placas e para impulsionar a água de resfriamento do Mosto foram selecionadas bombas centrífugas.

A definição de estratégias e projeto do sistema de controle requer um conhecimento profundo do comportamento dinâmico do processo, o que pode ser conseguido através de simulações realizadas usando um modelo preciso, pois os processos biotecnológicos apresentam comportamento dinâmico complexo como, por exemplo, resposta inversa, tempo morto, atraso nos instrumentos de medida, parâmetros que variam ao longo do tempo e fortes não linearidades (MELEIRO, 2000).

A utilização de microorganismos requer cuidados, pois esses são extremamente sensíveis às variações ambientais do seu meio fermentativo, tais como temperatura, concentração de substrato e produto, variação de pH, etc. É necessário manter o processo em condições ótimas de funcionamento, por isso o uso de modelagem, simulação e controle de processos vem crescendo cada dia mais na área de processos biotecnológicos.

O modo como a planta está operando também influencia muito o processo fermentativo, pois dependendo o que se está fabricando, mais açúcar ou mais álcool, a unidade de fermentação estará recebendo um mel mais ou menos esgotado. Menos esgotado significa maior pureza, mais ART em relação aos sólidos solúveis totais na solução. O esgotamento influencia o teor alcoólico e a pressão osmótica, além disso, compostos formados da decomposição de glicose e frutose nos cristalizadores e nas centrífugas provocada por altas temperaturas, podem ser tóxicos para levedura dependendo da quantidade presente no processo (ANDRIETTA, 2005).

A obtenção de rendimento satisfatório e manutenção das condições ótimas de processo provocaram o direcionamento de vários trabalhos científicos para o estudo e aplicação de técnicas de controle avançado, que são capazes de modificar as condições operacionais ótimas de acordo com as mudanças operacionais, as quais promovem modificações na cinética de crescimento e adaptação dos microorganismos no meio de reação (DECHECHI, 1996).

Segundo Seborg *et al.*(1989), a maioria dos processos químicos funcionava manualmente até meados dos anos 40. Apenas os mais elementares tipos de controladores eram utilizados e, conseqüentemente, muitos operadores eram necessários para garantir um funcionamento seguro e eficaz da planta industrial. Além do que, era usual o emprego de tanques de grande capacidade para atuar como “amortecedores” entre as várias unidades da planta, com a função inerente de filtrar os distúrbios dinâmicos que pudessem ocorrer.

Com o crescimento dos custos de mão-de-obra e dos equipamentos, e com o conseqüente desenvolvimento de processos de alta capacidade e de grande desempenho nos fins dos anos 40 e início dos anos 50, tornou-se não econômico o funcionamento de plantas industriais sem o uso de instrumentos de controle automático. Neste estágio, esquemas de controle por realimentação foram implementados, porém com poucas considerações no que diz respeito à dinâmica de processo, pois as técnicas de projeto consistiam somente em aplicações de regras baseadas na experiência.

Nos anos 60, engenheiros químicos iniciaram a aplicação de análise dinâmica e da teoria de controle automático em processos químicos. A maioria destas técnicas era adaptada de trabalhos desenvolvidos nos campos da engenharia elétrica e espacial.

Por outro lado, o surpreendente crescimento nos custos da energia na década de 70 forneceu a motivação necessária para a melhoria efetiva dos sistemas de controle. Neste sentido, procedeu-se ao projeto de unidades industriais novas e/ou à reavaliação das antigas com o intuito de se reduzir o consumo de energia, resultando na obtenção de plantas mais complexas e com maior grau de interação entre as unidades. Deste fato, decorreram mudanças nos estudos de controle de processos, principalmente pelo desenvolvimento de sistemas digitais de controle cada vez mais poderosos e mais baratos.

A elevada velocidade de processamento de informações, aliada à grande capacidade de armazenamento de dados apresentadas pelos modernos sistemas digitais de controle permitem que estratégias de controle cada vez mais complexas sejam implementadas.

Há bem pouco tempo atrás, o controle de processo era feito apenas por sistemas com realimentação simples, até porque o custo para automação de processos inviabilizava a tentativa de controles mais elaborados. A evolução da engenharia eletrônica, que tornou os componentes utilizados nos controladores e equipamentos, menores e com custos mais baixos e da engenharia de sistemas de informação, contribuiu também para a evolução e sofisticação dos sistemas de controle, inclusive incorporando-os aos demais níveis de automação e sistemas de informações das empresas.

Garcia (2005) define processo como “qualquer operação ou seqüência de operações realizada sobre um ou mais materiais visando variar sua energia, composição, dimensão ou qualquer outra propriedade física ou química”.

Controlar um processo é fazer com que as grandezas físicas envolvidas neste processo interajam entre si de maneira ordenada, respeitando os limites definidos no projeto e dentro de um período determinado.

As principais grandezas envolvidas num processo são: temperatura, umidade, pressão atmosférica, posição, vibrações, campos perturbadores, tensão da rede, frequência de rede, tensões de interferência. Quando começamos um projeto de controle de processo, temos que levar em consideração principalmente quando, quanto e como mudar o valor de uma destas grandezas.

E com o intuito de facilitar o trabalho de modelamento admite-se o termo sistema para definir um processo ou um equipamento a ser modelado. Os sistemas são normalmente representados por diagramas de blocos que representam os elementos de controle e o processo. Cada bloco deste diagrama é descrito por uma função de transferência. A função de transferência apresenta a relação de “causa e efeito” entre as variáveis de processo envolvidas na representação matemática de um sistema. Classicamente é utilizado o esquema da Figura 2.1, para definir um sistema a ser controlado.

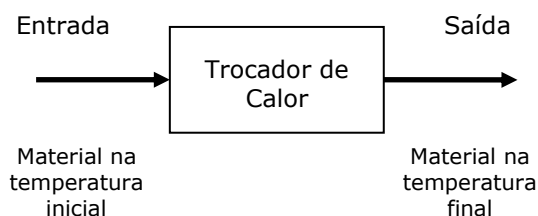
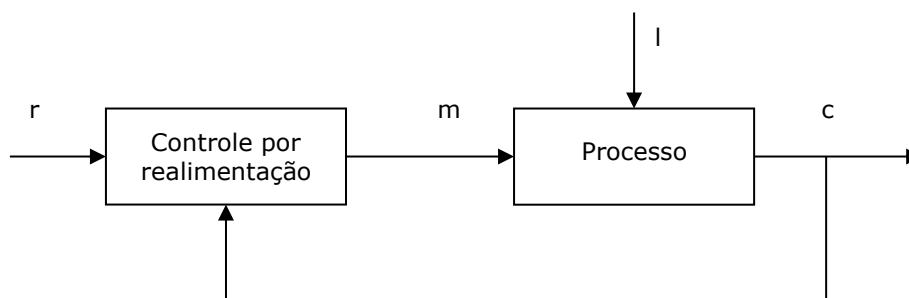


Figura 2.1 – Exemplo de sistema

O exemplo apresentado na Figura 2.1 caracteriza um sistema em malha aberta, ou seja, a entrada é previamente calculada de modo que a saída tenha o resultado esperado, porém não há nenhum tipo de realimentação que garanta que após algum distúrbio, a saída permaneça a mesma.

Sistemas de malha fechada são mais amplamente utilizados, pois possibilitam que a saída do processo seja medida e caso haja alguma diferença entre a variável controlada (valor de saída medido) e o valor desejado, erro, este possa ser realimentado na entrada do processo de modo a agir sobre a variável manipulada e tentar reduzir esta diferença. O

objetivo de todo controle é fazer com que o erro seja nulo, ou permaneça dentro dos limites exigidos pelo controle, mantendo as variáveis controladas em um valor de referência (também chamado de valor desejado ou “*set point*”). Na Figura 2.2 tem-se um sistema típico de malha fechada de controle por realimentação.



Onde: r – valor de referência (*set point*)
 c – variável controlada
 m – Variável manipulada
 I – Variável de perturbação ou de carga

Figura 2.2 – Malha típica de controle por realimentação

O controlador automático por realimentação é o equipamento responsável por comparar o valor real da grandeza de saída do processo com a grandeza de referência (*set point*), determinando o valor do desvio e produzindo um sinal de controle que reduzirá o desvio a zero ou a um valor aceitável. (OGATA, 2000).

Os seguintes tipos de modos de controle são comumente aplicados: “*on-off*”, proporcional, integral, proporcional e integral, proporcional e derivativo e proporcional integral e derivativo. O engenheiro normalmente é o responsável por decidir quais os tipos de modos de controle serão utilizados, considerando *i)*-a aplicação, *ii)*- o grau de precisão que se deseja alcançar e *iii)*- as condições econômicas do projeto.

Nas indústrias encontram-se normalmente controladores PI (proporcional e integral) para malhas de pressão, nível e vazão e controladores PID (proporcional, integral e derivativo) para malhas de temperatura.

Conceitua-se modelo como sendo qualquer artifício que nos permita reproduzir a realidade física de um determinado sistema. A dimensão e a complexidade do sistema dependem do grau de detalhe com o qual se deseja realizar o estudo, podendo ir desde um

trocador de calor até todas as inter-relações existentes numa unidade de processo completa. (HANGOS; CAMERON, 2001).

O comportamento dos componentes ou dos sistemas físicos é normalmente tão complexo que seu equacionamento exato pode se tornar intratável pelos métodos matemáticos usuais. O recurso que se dispõe é o de idealizar aquele comportamento, desprezando certo número de minúcias que têm influência ínfima no processo; a cada idealização corresponde a um modelo matemático do componente ou do sistema.

Um dos objetivos principais da simulação do funcionamento de um equipamento ou planta é conhecer melhor o mesmo, identificando gargalos de produção ou modificações cabíveis no sentido de melhorar o processo em termos energéticos, com relação à especificação de produtos finais, ou ainda, no consumo de matérias primas. Assim, por meio de ferramentas adequadas, conhecimento físico do sistema que estiver sendo analisado e principalmente bom senso, é possível criar modelos que reproduzam (simulem) o comportamento real, ao menos dentro de uma determinada faixa, de um equipamento ou mesmo de um processo inteiro.

Com base na conceituação de modelo, pode-se definir dois tipos principais, a saber: *i)*-modelo físico e *ii)*- modelo matemático. O modelo físico é um modelo que reproduz o sistema fisicamente, ou seja, é uma reprodução do que já existe, ou irá existir, em escala diferente. Nesta categoria encaixam-se os protótipos e as plantas piloto. O modelo matemático é um modelo que reproduz o sistema abstratamente, ou seja, representa a realidade por meio de equações matemáticas. A ideia de modelo matemático é simples, mas, muitas vezes, essa ideia simples produz uma gama de intrincadas equações, que tornam complicado seu desenvolvimento.

Antes de discorrer sobre o modelamento matemático de processos, é feita uma breve introdução aos elementos básicos que, associados, representam processos industriais de forma aproximada. A grande maioria dos processos industriais pode ser representada, de forma aproximada, como uma combinação de quatro elementos básicos: *i)*- ganho; *ii)*- atraso de transporte; *iii)*- atraso de transferência e *iv)*- integrador. Na prática, não é comum a presença de integradores puros. Dessa forma pode-se, em princípio, modelar a maioria dos processos industriais através de ganho estático e dos atrasos de transporte e de transferência.

O **atraso de transporte** é o intervalo de tempo, relacionado com o deslocamento de massa ou energia de um ponto a outro do processo e durante o qual a perturbação ainda não chegou ao ponto observado. Também é conhecido como tempo morto, atraso puro, *dead time* ou *pure time delay*. Esse tipo de atraso ocorre quando há um fenômeno de transporte de material ou energia (por exemplo: distância entre o ponto de medição e o ponto onde a variável efetivamente se manifesta, malhas de reciclo ou atrasos associados com a análise da composição química de certos componentes do processo) ou há um cálculo matemático no dispositivo de controle, que ocasiona um atraso na resposta. Aparece em quase todos os processos e raramente sozinho. É inerente ao sistema.

As partes do processo que têm a propriedade de armazenar energia ou material são chamadas de **capacitâncias**. Elas se comportam como se fossem um “*buffer*” entre a entrada e a saída. Elas se apresentam das seguintes formas: *i*)- inércias, nos sistemas mecânicos; *ii*)- capacitores, nos sistemas elétricos; *iii*)- tanques, nos sistemas fluídicos; e *iv*)- capacitâncias térmicas, nos sistemas térmicos.

Por outro lado, as partes do processo que resistem à transferência de energia ou material são chamadas de **resistências**. Estas se apresentam das seguintes formas: *i*)- atritos, nos sistemas mecânicos; *ii*)- resistores, nos sistemas elétricos; *iii*)- perdas de carga por atrito (distribuídas ou concentradas), nos sistemas fluídicos; e *iv*)- resistências térmicas, nos sistemas térmicos.

O efeito combinado das propriedades de resistência e capacitância resulta no **atraso de transferência** do processo que, em termos práticos, corresponde a um atraso na resposta de uma saída (variável) do processo com relação a uma entrada. Numericamente, é a **constante de tempo** τ que caracteriza um atraso de transferência de um processo. Esta constante pode ser obtida multiplicando-se (em unidades coerentes) o valor da capacitância pelo valor da resistência.

Os modelos matemáticos dividem-se em dois grandes grupos, a saber: *i*)-modelos a parâmetros concentrados e *ii*)- modelos a parâmetros distribuídos. Os **modelos a parâmetros concentrados** são aqueles nos quais a distribuição espacial não importa. Por exemplo, um reator de mistura perfeita é um sistema a parâmetros concentrados. Não importa em que posição se mede a concentração dos reagentes, pois essa concentração é a mesma para todo o reator. Os **modelos a parâmetros distribuídos** são aqueles, nos quais a distribuição

espacial é importante. Por exemplo, uma coluna de absorção, na qual a concentração muda ponto a ponto (de uma forma contínua), ou uma coluna de destilação, na qual a concentração muda prato a prato.

As equações utilizadas na elaboração de modelos matemáticos podem ser classificadas em: Equações de Transporte, Equações de Balanços, Equações da Termodinâmica, Equações Cinéticas e Equações Empíricas.

O conhecimento do comportamento dinâmico de um processo é muito útil para selecionar o tipo de controlador e seus ajustes mais adequados. Esse conhecimento normalmente deve ser traduzido na forma de um modelo do processo, que é o primeiro passo na análise de um sistema de controle. Uma vez obtido tal modelo, existem vários métodos disponíveis para a análise do desempenho do sistema.

Há diversos modos de se obter o modelo matemático de um processo. Modelos teóricos baseados na Química e na Física do sistema representam uma alternativa. Detalhes sobre esta forma de se obter modelos, intitulada modelamento fenomenológico, podem ser encontrados em (GARCIA, 2005). No entanto, o desenvolvimento de modelos teóricos rigorosos pode não ser prático para processos complexos, se o modelo requer um grande número de equações diferenciais com um número significativo de parâmetros desconhecidos (por exemplo, propriedades físicas e químicas). Uma abordagem alternativa é obter um modelo empírico diretamente a partir de dados experimentais, os quais são também chamados de modelos "caixa preta". A técnica para obtenção de modelos a partir de dados coletados experimentalmente é chamada de identificação de sistemas.

A identificação de sistemas pode ser dividida em duas formas básicas: identificação paramétrica e identificação não-paramétrica. Trata-se de um assunto bastante extenso, sendo que maiores informações sobre ambas as técnicas podem ser encontradas em (ÂSTRÖM; HÄGGLUND, 1995). No entanto, a identificação não-paramétrica será abordada aqui de forma resumida, devido a sua importância na obtenção de modelos aproximados, de baixa ordem, de processos industriais.

Na prática, o sinal de entrada de um sistema não é conhecido "a priori", mas é de caráter aleatório e a entrada instantânea não pode normalmente ser expressa analiticamente. Na análise do comportamento de um sistema, deve-se ter uma base para comparar seu desempenho. Esta base pode ser obtida especificando-se certos sinais de teste de entrada e

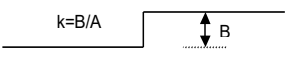
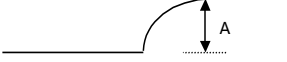
analisando a resposta do sistema a esses sinais. Os sinais de entrada de teste comumente usados em identificação de sistemas para se obter os dados a respeito do comportamento de processos e assim determinar os modelos empíricos desejados, são as funções impulso, degrau, rampa, senoidal, PRBS (*PseudoRandomBinarySequence*), etc.

A identificação não-paramétrica emprega basicamente curvas de resposta do processo quando excitados por sinais de entrada do tipo degrau, impulso ou senoidal. A partir dessas curvas, podem-se extrair modelos aproximados, de baixa ordem, que descrevam o comportamento dinâmico do processo. Esses modelos são pouco precisos, mas podem ser suficientes para se ter uma ideia do comportamento do processo o podem ser usados para efetuar a pré-sintonia de controladores PID, ou então para entender o comportamento do processo durante situações transitórias ou ainda para analisar o desempenho de um sistema de controle agindo sobre o processo.

A entrada normalmente mais usada para identificar, de forma não-paramétrica, processos industriais é a excitação em degrau. Esses ensaios normalmente permitem gerar, graficamente, modelos empíricos dinâmicos representados por uma função de transferência de baixa ordem (1ª ou 2ª ordem, eventualmente incluindo um tempo morto) com, no máximo, quatro parâmetros a serem determinados experimentalmente.

ÅSTRÖM; HÄGGLUND (1995) afirmam que muitos dos processos podem ser representados de forma aproximada, pela combinação de quatro elementos tipicamente encontrados em processos industriais, a saber: (i)- ganho, (ii)- atraso de transporte, (iii)- atraso de transferência e (iv)-elemento integrador. No Quadro 2.1 são apresentadas as principais características destes elementos.

Figura 2.3 –Quadro com os principais elementos de processo

Elemento de Processo	Equação descritiva	Função de Transferência	Resposta ao degrau de Amplitude A
GANHO	$y=k*x$	k	
ATRASO DE TRANSPORTE	$y=0; t < \theta$ $y=x; t \geq \theta$	$\exp(-\theta*s)$	
ATRASO DE TRANSFERÊNCIA	$dy/dt = x - y/\tau$ Para entrada em degraus $y=A*(1-e^{-t/\tau})$	$1/(1+s*\tau)$	
INTEGRADOR	$dy/dt = x/\tau$ Para entrada em degraus $y=(A/\tau)*t$	$1/(s*\tau)$	

A curva de resposta de um sistema estável de ordem superior é a soma de um certo número de curvas exponenciais e curvas senoidais amortecidas. Uma característica particular de tais curvas de resposta é que pequenas oscilações são superpostas em oscilações maiores ou sobre curvas exponenciais. Componentes de decaimento rápido têm significância somente na parte inicial da resposta transitória.

A aproximação de sistemas superamortecidos de ordem 2 ou superior por atraso de transferência mais tempo morto pode ser representada pela função de transferência apresentada na Equação (1).

$$G(s) = \frac{K \cdot e^{-\theta \cdot s}}{1 + \tau \cdot s} \quad (1)$$

O tempo morto é incluído para considerar os elementos de ordem mais alta que são desprezados. Na Figura 2.3 é apresentada a curva de reação típica de processos superamortecidos de 2ª ordem ou superior (curva com formato em “S”).

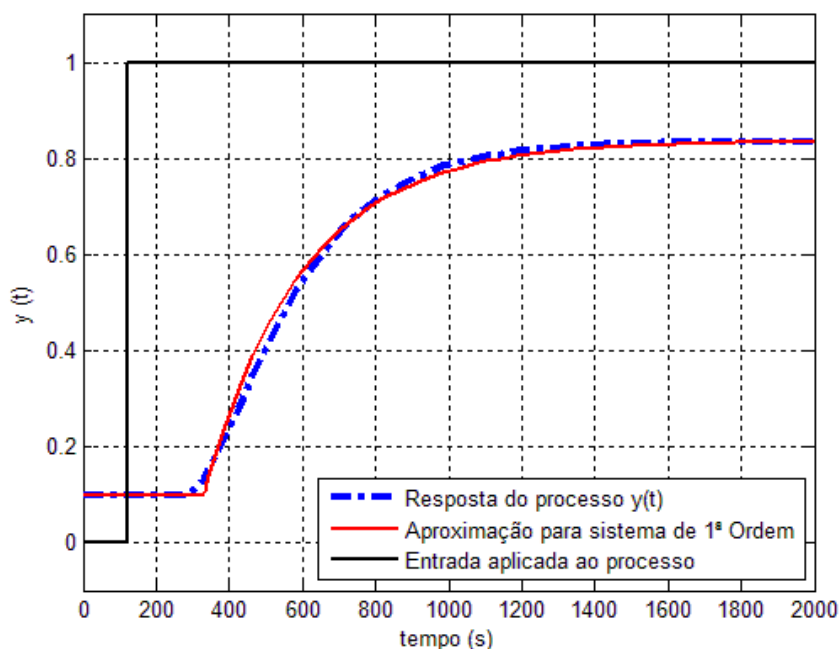


Figura 2.4 –Curva de reação de processo superamortecido de ordem 2 ou superior submetido a degrau de amplitude A

O valor do ganho K pode ser obtido dividindo-se a amplitude da variação da saída do processo pela amplitude A do degrau aplicado, como apresentado na Equação (2).

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta x} = \frac{y_{\infty}}{A} \quad (2)$$

Existem diversos métodos de se determinar os parâmetros θ e τ do modelo representado por um sistema de 1ª ordem mais tempo morto, a saber: (i)- Método da Tangente, (ii)- Método de Miller, (iii)- Método de Smith e (iv)- Método de Sundaresan e Krishnaswamy.

No Método da Tangente, originalmente proposto em (ZIEGLER & NICHOLS, 1942), deve-se traçar uma tangente através do ponto de inflexão da curva de resposta do processo. Essa tangente deve ser traçada desde o valor estacionário do processo antes de ocorrer a perturbação até o novo valor estacionário, conforme mostrado na Figura 2.4.

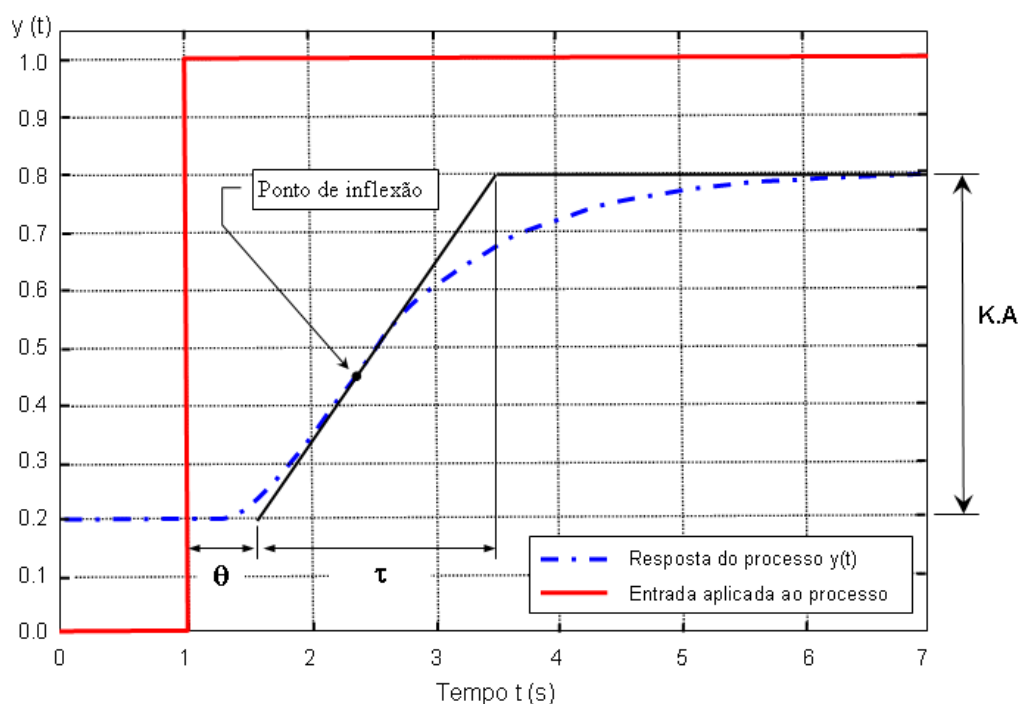


Figura 2.5 – Aplicação do método da tangente para determinação dos parâmetros θ e τ do modelo representado por um sistema de 1ª ordem mais tempo morto

O tempo morto θ corresponde ao tempo entre o instante de aplicação do degrau até o ponto em que a tangente traçada encontra com o valor original do regime estacionário do processo antes da perturbação em degrau, conforme mostrado na Figura 2.4.

O instante de tempo em que a tangente cruza com a linha que representa o valor estacionário da resposta após a aplicação do degrau representa o valor $\theta + \tau$. A constante de tempo τ corresponde ao intervalo de tempo entre os instantes em que a tangente traçada se encontra tanto com o valor original do regime estacionário do processo quanto com o novo valor do regime estacionário do mesmo.

No Método de Miller, proposto em Miller *et al.* (1967), o tempo em que a resposta do processo atinge 63,2% de seu valor final corresponde a $\theta + \tau$. A determinação do valor de θ é feita de forma idêntica à do método da tangente. Sua aplicação pode ser vista na figura 2.5.

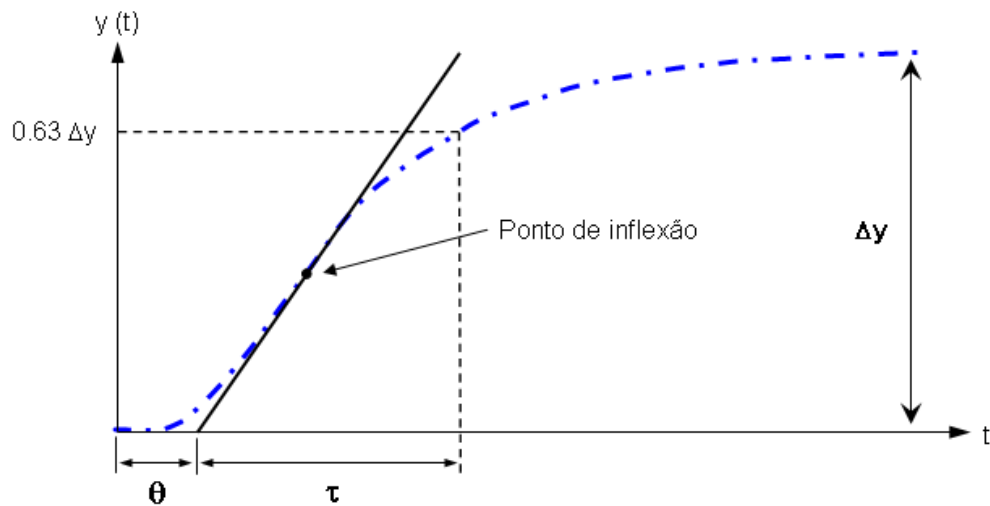


Figura 2.6 – Obtenção dos parâmetros θ e τ pelo método dos 63,2% a partir de uma curva de reação do processo

No Método de Smith, a linha tangente é difícil de ser traçada com precisão prática. Uma alternativa proposta em (SMITH, 1972) é determinar θ e τ a partir de dois pontos na curva de reação do processo. A solução analítica para a resposta ao degrau de amplitude A de um sistema de 1ª ordem com tempo morto é apresentada na Equação (3).

$$y(t) = A \cdot \left[1 - e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau}} \right] \quad (t > 0) \quad (3)$$

Suponha que se calcule $y(t)$ em dois instantes de tempo quaisquer, por exemplo, $t = \theta + \tau/3$ e $t = \theta + \tau$, como apresentado nas Equações (4) e (5).

$$y\left(\theta + \frac{\tau}{3}\right) = 0,284 \cdot \Delta y \quad (4)$$

$$y(\theta + \tau) = 0,632 \cdot \Delta y \quad (5)$$

Os tempos em que a resposta atinge 28,4% e 63,2% de seu valor final podem ser obtidos a partir da curva de reação do processo, como apresentado nas Equações (6) e (7).

$$t_{0,284} = \theta + \frac{\tau}{3} \quad (6)$$

$$t_{0,632} = \theta + \tau \quad (7)$$

A solução desse sistema de duas equações fornece θ e τ , conforme as Equações (8) e (9).

$$\tau = 1,5 \cdot (t_{0,632} - t_{0,284}) \quad (8)$$

$$\theta = 1,5 \cdot \left(t_{0,284} - \frac{t_{0,632}}{3} \right) = t_{0,632} - \tau \quad (9)$$

Um método similar ao anterior foi proposto em (SUNDARESAN; KRISHNASWAMY, 1978). Neste caso, propõem-se dois tempos, t_1 e t_2 e calcula-se θ e τ pelas Equações (10) e (11).

$$\tau = 0,675 \cdot (t_2 - t_1) \quad (10)$$

$$\theta = 1,29 \cdot t_1 - 0,294 \cdot t_2 \quad (11)$$

Onde: t_1 e t_2 são estimados a partir da curva de resposta a uma entrada degrau e correspondem à 35,3% e 85,3% respectivamente, dos valores da variação da resposta em regime estacionário.

3 MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Materiais

Para realização deste trabalho foram utilizados basicamente um computador portátil de processador Intel(R) Core(TM) 2 Duo CPU T5750 2.00GHz, o aplicativo tipo planilha eletrônica e o conjunto de resultados experimentais obtidos junto a uma usina de açúcar e álcool do estado de SP. Adicionalmente, por uma questão de disponibilidade e popularidade, optou-se pelo uso da planilha Excel 2007 da MICROSOFT®.

3.2 Resultados Experimentais

Os valores experimentais de temperatura foram coletados pela equipe de operação de uma usina de açúcar e álcool S/A, localizada em Catanduva, entre os dias 07/07/2009 e 10/07/2009, utilizando um sistema eletrônico de coleta de dados disponibilizado pela empresa. Este sistema era composto pelos seguintes equipamentos: controlador-indicador microprocessado de temperatura, com capacidade de comunicação com microcomputador e elemento sensor de temperatura do tipo *Pt 100*.

A frequência de amostragem selecionada foi de aproximadamente 0,0167 Hz (um ponto por minuto). Os valores coletados para a temperatura foram organizados em tabelas de duas colunas, a saber: Tempo e Temperatura. Para análise, foram escolhidos os valores de temperatura do fermentador 3 no dia 07/07/2009, considerando o fato de que o mesmo apresentou comportamento mais estável, afetado por menos ruídos, facilitando deste modo a análise. O comportamento da temperatura do fermentador 3 durante a jornada de 1 dia de operação é apresentado na Figura 3.1. O eixo do tempo está expresso em minutos para facilitar a análise do comportamento, considerando a uniformização das bases de tempo correspondente às operações em estado estacionário e em estado transiente.

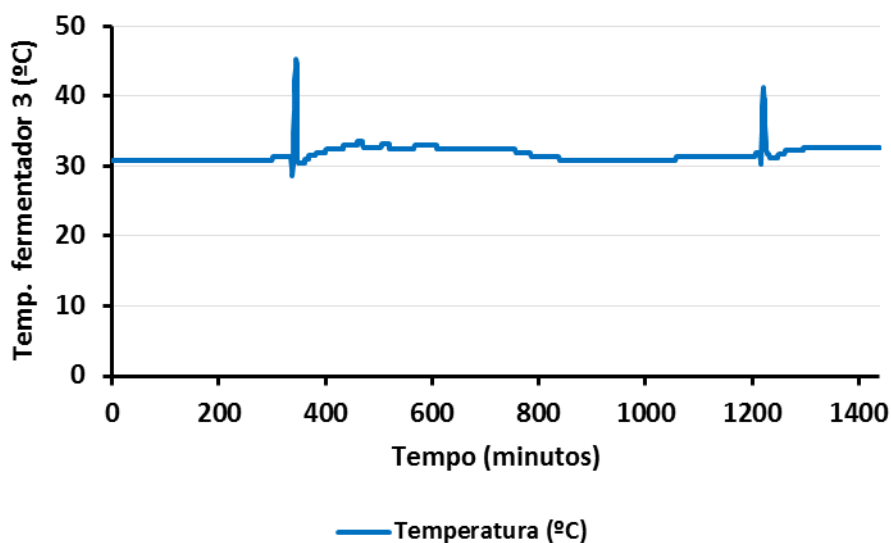


Figura 3.1 – Temperatura do fermentador 3 durante 1 dia de operação

3.3 Metodologia empregada

Inicialmente, com o fermentador nº 3 em operação típica, o controlador de temperatura foi colocado no modo manual de operação e foi aplicada uma variação brusca – do tipo degrau, de amplitude igual a 100% – na abertura da válvula de controle de temperatura usada para manipular a vazão de água de resfriamento. Foi esperado o tempo necessário para que a temperatura medida alcançasse um novo valor de estado estacionário, como mostrado na Figura 3.2.

Com base na metodologia proposta no capítulo 2 deste trabalho, baseada na curva de resposta da temperatura ao degrau aplicado, foram identificados os valores dos parâmetros do modelo semiempírico que representa o comportamento da temperatura da dorna de fermentação. Foi assumido como apresentando uma dinâmica de um sistema de 2ª ordem ou superior e aproximado por modelo de 1ª ordem com atraso de transporte. Os três parâmetros fundamentais para a caracterização do modelo – ganho, atraso de transferência e atraso de transporte – foram obtidos com base no método proposto por **SMITH (1972)**.

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

4.1 Modelo Matemático

O resultado final deste trabalho encontra-se apresentado na Figura 4.1 na qual são mostradas: a temperatura real e a temperatura simulada com base no modelo proposto, para o fermentador 3.

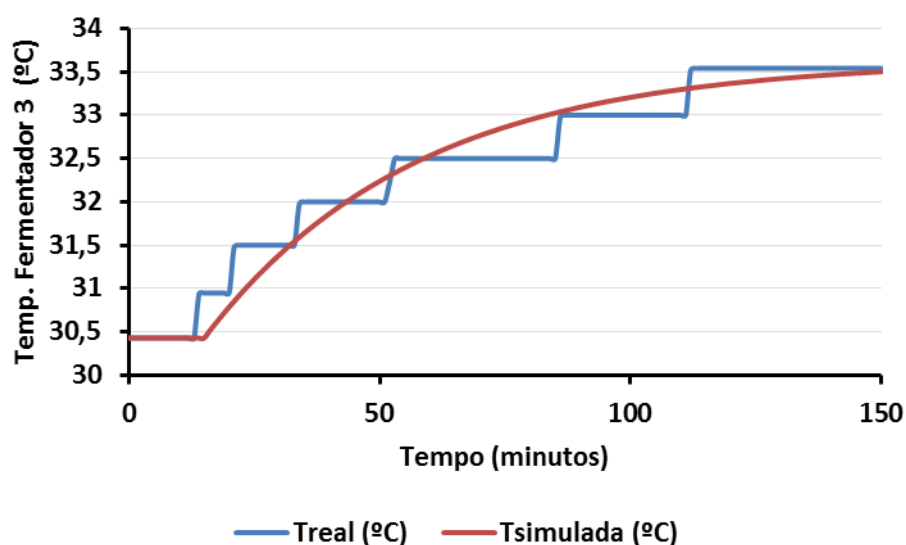


Figura 4.1 –Resposta do modelo ajustado para a temperatura do fermentador 3 ao degrau aplicado à vazão de água de resfriamento.

O comportamento da temperatura real não foi o esperado, apresentando variações em degraus no valor da temperatura. Uma possível razão para este comportamento pode ser atribuída à imprecisão do conversor de sinal analógico para sinal digital (conversor A/D) usado pelo equipamento de coleta eletrônica de dados. Tipicamente, em sistemas de controle de melhor qualidade estes conversores de sinal utilizam 16 bits. A autora não dispõe de informações mais detalhadas acerca da precisão do conversor A/D. Muito provavelmente, tenha sido usado conversor A/D de 10 bits ou de 12 bits, os quais poderiam acarretar este tipo de comportamento. Os erros causados na conversão A/D de sinal podem ser do tipo erro de ganho ou erro de linearidade diferencial. Por se tratar de conceitos muito específicos, cuja análise não está contemplada neste trabalho, a autora não se estenderá no entendimento dos erros.

O modelo identificado a partir dos resultados obtidos no experimento realizado no fermentador nº 3, que permite representar o comportamento dinâmico da temperatura do mesmo sem o emprego do *chiller*, pode ser caracterizado pelos parâmetros apresentados no Quadro 4.1. A equação do modelo identificado pode ser escrita – no domínio do tempo – como uma equação diferencial linear de 1ª ordem, como apresentado na Eq. (12).

$$T(t) = 30,43 + 3,2 \cdot (1 - e^{-\frac{(t-15)}{42}}) \quad (12)$$

A função de transferência que representa a Eq. (12) pode ser escrita como apresentado na Eq. (13).

$$G_P(s) = \frac{0,032}{42 \cdot s + 1} \cdot e^{-15 \cdot s} \quad (13)$$

Tabela 4.1 – Parâmetros do modelo identificado – sem *chiller*

K_P (°C/%)	τ_P (min.)	θ_P (min.)
0,032	42	15

Na Figura 4.2 são mostradas: a temperatura real e a temperatura simulada com base no modelo proposto, para o fermentador 3, com o emprego do *chiller*.

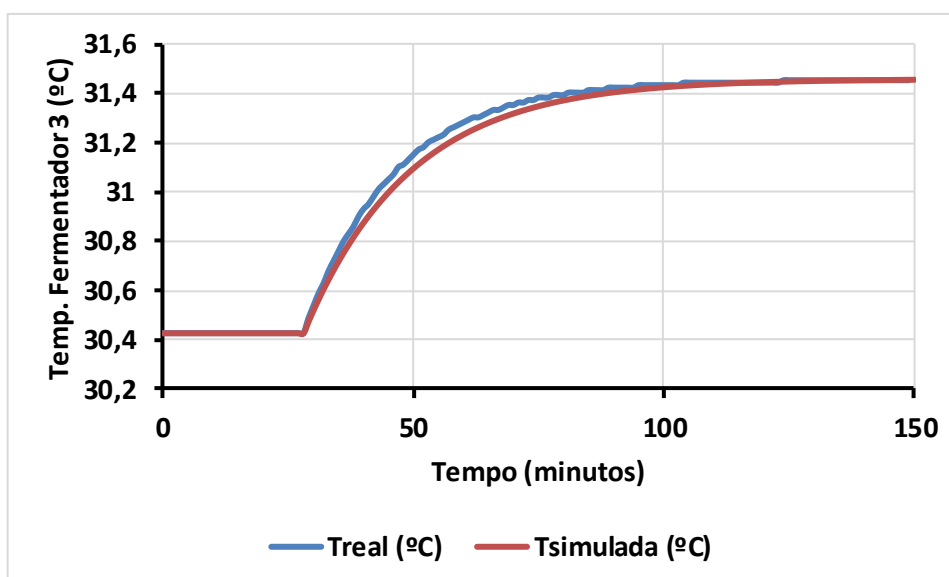


Figura 4.2 – Resposta do modelo ajustado para a temperatura do fermentador 3 ao degrau aplicado à vazão de água de resfriamento – com *chiller*.

O modelo identificado a partir dos resultados obtidos no experimento realizado no fermentador nº 3, que permite representar o comportamento dinâmico da temperatura do mesmo com o emprego do *chiller*, pode ser caracterizado pelos parâmetros apresentados no Quadro 4.2. A equação do modelo identificado pode ser escrita – no domínio do tempo – como uma equação diferencial linear de 1ª ordem, como apresentado na Eq. (14).

$$T(t) = 30,43 + 1,03 \cdot (1 - e^{-\frac{(t-28)}{21}}) \quad (14)$$

A função de transferência que representa a Eq. (14) pode ser escrita como apresentado na Eq. (15).

$$G_P(s) = \frac{0,0103}{21 \cdot s + 1} \cdot e^{-28 \cdot s} \quad (15)$$

Tabela 4.2 – Parâmetros do modelo identificado – com *chiller*

K_P (°C/%)	τ_P (min.)	θ_P (min.)
0,0103	21	28

O comportamento da temperatura do fermentador 3 observado experimentalmente e apresentado na Figura 4.1 foi adotado como referência para fins de análise comparativa entre os processos com e sem o emprego do *chiller*.

O *chiller* proporcionou menor variação de temperatura final da dorna quando comparado com o processo tradicional, sendo possível perceber que a temperatura demorou mais para começar a variar. Foram aproximadamente 28 minutos com o emprego do *chiller* contra 15 minutos sem o emprego do *chiller*. Adicionalmente, o tempo de resposta da temperatura da dorna foi significativamente diminuído com o emprego do *chiller*. Este comportamento é fortemente desejável, pois tende a permitir um melhor controle da temperatura da dorna.

Uma possível explicação para a diminuição do tempo de resposta pode estar associada com a menor capacidade de armazenamento de calor no interior da

dorna proporcionada pelo *chiller*. Como o equipamento responde mais rapidamente às variações de temperatura, ele pode ser responsável pelo comportamento observado.

O atraso de transporte (tempo morto) foi significativamente maior no caso da dorna operada com o emprego do *chiller*. Este comportamento corrobora a análise desenvolvida no parágrafo anterior. Como o *chiller* retira calor mais rapidamente, a variação de temperatura ao longo do tempo na etapa inicial do transiente tende a ser mais lenta. Dito de outra maneira, a temperatura da dorna demora mais para começar a mudar.

5 CONCLUSÃO

Neste trabalho foi estudado o modelamento matemático aproximado do processo de fermentação tipicamente encontrado em usina de álcool. O modelo foi desenvolvido com sucesso, tendo por base os resultados obtidos durante a operação de uma usina de produção de álcool, considerando um dos turnos de campanha. Foram modelados dois cenários, a saber: um considerando a operação tradicionalmente empregada na etapa de fermentação e outro considerando a operação com o emprego de *chiller*. Os modelos aproximados foram validados, com sucesso, contra os resultados experimentais obtidos durante testes realizados com a fábrica em operação normal. Os resultados obtidos com o emprego de *chiller* foram considerados melhores do que aqueles obtidos com a operação tradicional, pois permitiram manter a temperatura de fermentação em um valor menor, o que favorece a produção de álcool.

REFERÊNCIAS

ALCARDE, A. R. **Tratamento do caldo.** Disponível em: <http://www.agencia.cnptia.embrapa.br/gestor/canadeacucar/arvore/CONTAG01_104_22122006154841.html> Acesso em: 21 de setembro de 2018.

ANDRIETTA, S.R. **Modelagem, Simulação e Controle de Fermentação Alcoólica Contínua em Escala Industrial.** Tese de Doutorado, FEA/UNICAMP, Campinas, 1994.

ANDRIETTA, S. R.; MAUGERI, F. **Optimum design of a continuous fermentation unit for industrial ethanol production.** *Advances in Bioprocess Engineering*, p. 47-52, 1994.

ANDRIETTA, S. R. 2005. Comunicação pessoal.

Apostila Fermentação, Coordenadoria de Processos – **Divisão Industrial, Centro de Tecnologia** COPERSUCAR, 1987.

ATALA, D.I.P.; COSTA, A. C.; Maciel Filho, R.; Maugeri Filho, F. **Kinetics of Ethanol Fermentation with High Biomass Concentration Considering the Effect of Temperature**, *Applied Biochemistry and Biotechnology*, v. 91-3, 353-365, 2001.

ÅSTRÖM, K. & HÄGGLUND, T. **PID Controllers: Theory, Design and Tuning**, North Carolina, USA: ISA, 1995. 343p.

BARRERO, M. A. V.; PEREIRA, J. T. V.; MIRANDA, E. E. **An Environmental Management Method for Sugar Cane Alcohol Production in Brazil.** *Biomass & Bioenergy*, v. 25, p. 287-299, 2003.

BENNETT, Carrol Osborn, MYERS, J.E.. **Fenômenos de transporte de quantidade de movimento, calor e massa**, São Paulo, SP, Mc Graw-Hill, 1978, 812p.

BNDES E CGEE. (Org.). **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. Rio de Janeiro: Bndes, 2008. 17 p. DC, 2007. Disponível em: <<http://web.bndes.gov.br/bib/jspui/handle/1408/2002>>. Acesso em: 18 de setembro de 2018.

CHIEPPE JÚNIOR, JOÃO BAPTISTA. **Tecnologia e fabricação do álcool / João Baptista Chieppe Júnior**. Inhumas: IFG; Santa Maria: Universidade Federal de Santa Maria, 2012.

Disponível em:

<http://redeetec.mec.gov.br/images/stories/pdf/eixo_prd_industr/tec_acucar_alcool/161012_tec_fabric_alc.pdf> Acesso em: 19 de setembro de 2018

DECHECHI, E. C. **Controle “DMC” de um Processo de Fermentação Alcoólica Contínuo em Escala Industrial**. Dissertação de Mestrado - Faculdade de Engenharia Química, DPQ, UNICAMP. Campinas, 1996.

DUARTE, J. C.; LOURENÇO, V.; RIVEIRO, B. **Continuous culture of flocculent yeast for ethanol production**. Instituto Nacional de Engenharia, Tecnologia e Inovação, Biotechnology Department, Portugal, 2006.

F. AQUINO, É. S. BIDÔ1, M. L. M. GALVÃO e V. N. OLIVEIRA. **O ETANOL DA CANA DE AÇÚCAR: POSSIBILIDADES ENERGÉTICAS DA REGIÃO DE CEARÁ-MIRIM-RN**, p. 109, Feb., 2014.

GARCIA, C. **Modelagem e Simulação de Processos Industriais e de Sistemas Eletromecânicos**. São Paulo, SP: EDUSP, 2005, 678p.

GEDRAITE, R. Comunicação pessoal. Catanduva, SP, 2009.

GOLDEMBERG, J.; MOREIRA, J. R. **The alcohol program**. Energy Policy. v. 27, n.4, p. 229-245, Apr., 1999.

GOLDEMBERG, J. et al. **Ethanol learning curve – the Brazilian experience**. **Biomass and Bioenergy**, Elsevier Press, v.26, 2004.

KREITH, Frank. **Princípios da transmissão de calor**, São Paulo, SP, Edgard Blücher, 1969, 641p

LEE, J. M.; PALLARD, J. P.; COULMAN, G. A. **Ethanol fermentation with cell recycling: computer simulation**. Biotechnology and Bioengineering, New York, v.25, nº 2, p.497-511, Feb. 1983.

LIMA, U. A., AQUARONE, E., BORZANI, W., SCHMIDELL, W. **Biotecnologia Industrial: Fundamentos**. 1 ed. São Paulo – SP, Editora Edgard Blucher, 2001a. v. 1.

MARTIN, P.A. **Modelagem e controle de trocador de calor feixe tubular**, São Paulo, SP: EPUSP - PTC, 2006. Mestrado

MELO JR., P.A. & PINTO, J. C. C. da S. **Introdução à Modelagem Matemática e Dinâmica Não Linear de Processos Químicos**. Rio de Janeiro, RJ: COPPE - UFRJ, 2008.

PATNAIK, P. R. **An Integrated Hybrid Neural System for Noise Filtering, Simulation and Control of a Fed-Batch Recombinant Fermentation**. BiochemicalEngineeringJournal, v. 15, p. 165-175, 2003.

SALVAGNINI, W. & GEDRAITE, R. **Rotina de Experimento para trocador de calor feixe tubular**. São Caetano do Sul, SP: CEUN-IMT, 2001

SUNDARESAN, K. R. & KRISHNASWAMY. P. R. **Estimation of time delay, time constant parameters in time, frequency and Laplace domains**. The Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 56, n. 2, p. 257-62, Apr. 1978.

THIBAUT, J.; VAN BREUSEGEM, V.; CHÉRU, A. **On-line Prediction Fermentation Variables Using Neural Networks**. BiotechnologyandBioengineering, v. 36, p. 1041-1048, 1990.

UDOP, **Modelo brasileiro de produção de etanol pode ser exemplo para outras nações**. Disponível em:<<http://www.udop.com.br/index.php?item=noticias&cod=1172474>>. Acesso em: 22 de setembro de 2018.

ZIEGLER, J. G. & NICHOLS, N. B. **Optimum settings for automatic controllers.**
Transactions of the ASME, v. 64, n. 11, p. 759, Nov. 1942.