

URI – CAMPUS DE ERECHIM
DEPARTAMENTO DE CIÊNCIAS AGRÁRIAS
PROGRAMA DE MESTRADO EM ENGENHARIA DE ALIMENTOS

**MODELAGEM E ANÁLISE DE UM PROCESSO DE COZIMENTO DE
BALAS MASTIGÁVEIS**

GABRIELA AGUIAR DE OLIVEIRA

Dissertação de mestrado submetida ao Programa de Mestrado em Engenharia de Alimentos da URI – Campus de Erechim, como requisito parcial à obtenção do Grau de Mestre em Engenharia de Alimentos, Área de Concentração: Engenharia de Alimentos, da Universidade Regional Integrada do Alto Uruguai e das Missões – URI, Campus Erechim.

ERECHIM, RS – BRASIL
NOVEMBRO DE 2006

Livros Grátis

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.

MODELAGEM E ANÁLISE DE UM PROCESSO DE COZIMENTO DE BALAS MASTIGÁVEIS

Gabriela Aguiar de Oliveira

Dissertação de Mestrado submetida à Comissão Julgadora do Programa de Mestrado em Engenharia de Alimentos como parte dos requisitos necessários à obtenção do Grau de Mestre em Engenharia de Alimentos, Área de Concentração: Engenharia de Alimentos.

Comissão Julgadora:

Prof. Marcos L. Corazza , D.Sc.

Prof. ^a Fernanda de Castilhos Corazza, D.Sc.

Prof. Vivaldo Silveira Jr., D. Sc.

Prof. Marco Di Luccio, D.Sc.

Erechim, 28 de Novembro de 2006.

DEDICATÓRIA

Ao meu marido, companheiro em todos os meus projetos de vida, sempre me apoiando e incentivando a buscar minhas realizações pessoais e profissionais. Você é meu porto seguro, sua paciência e dedicação, sua atenção a todos os detalhes e seu amor me faz acreditar que tudo é possível. Você, que soube respeitar todos os momentos em que tivemos que abdicar do nosso tempo em prol deste trabalho, merece todo o meu amor.

A minha mãe pelos ensinamentos de vida e pelo incentivo em todos os momentos. Você está sempre comigo, mesmo estando tão longe.

A Tianinha, minha mãe de coração, pela energia e proteção espiritual, agora, mais que nunca.

AGRADECIMENTOS

Aos meus orientadores Fernanda e Marcos Corazza, pela paciência, dedicação, orientação e apoio, sempre compartilhando seus conhecimentos comigo e incentivando cada etapa do trabalho. Vocês foram mais que especiais e devo também a vocês o meu sucesso.

À acadêmica, estagiária, funcionária e amiga, Juliane Stachelski pela dedicação na realização dos experimentos. Seu empenho me deixou orgulhosa e partilhar desta experiência com você foi especial.

À acadêmica, Maria Rita pelo auxílio e dedicação na realização dos experimentos. Sua dedicação me faz ter certeza de que terá muito sucesso profissional.

À Peccin, pelo apoio, abertura da empresa e colaboração no desenvolvimento do projeto, contribuição fundamental para o estudo proposto.

Ao colega Adilson Danzieri que sempre esteve disposto a me auxiliar no trabalho proposto..

À todos os meus funcionários, dos quais me orgulho pela dedicação e apoio, que colaboraram direta ou indiretamente para a realização deste trabalho.

Aos amigos “especiais” da turma de Mestrado pela parceira, companheirismo e longas horas de dedicação e estudo durante o curso.

Aos meus amigos, pelo apoio e carinho em todos os momentos da minha vida.

A todos que de alguma forma colaboraram na realização deste trabalho.

Resumo da Dissertação apresentada ao Programa de Mestrado em Engenharia de Alimentos como parte dos requisitos necessários para a obtenção do Grau de Mestre em Engenharia de Alimentos.

MODELAGEM E ANÁLISE DE UM PROCESSO DE COZIMENTO DE BALAS MASTIGÁVEIS

Gabriela Aguiar de Oliveira

Novembro/2006

Orientadores: Prof. Marcos L. Corazza

Prof.^a Fernanda de Castilhos Corazza

O objetivo deste trabalho foi desenvolver um sensor virtual *on line* para inferir a umidade final da calda de bala mastigável, em um processo industrial de cozimento. Para atingir este objetivo, uma abordagem híbrida neural foi utilizada. O processo foi dividido em duas etapas distintas. A primeira etapa consiste na evaporação e cozimento da calda de bala e a outra etapa é um processo de desumidificação, denominada de secagem a vácuo. A segunda etapa tem um papel preponderante na determinação da umidade final da calda de balas mastigáveis, que é a principal propriedade para a obtenção do produto com características específicas. O modelo do processo em malha fechada, o qual é baseado nas relações fundamentais de balanço de massa e de energia, foi validado a partir de dados reais do processo industrial considerado. O processo de secagem a vácuo foi modelado usando uma abordagem baseada em uma Rede Neural Artificial (RNA), em função da característica pseudoestacionária do processo de secagem a vácuo industrial. A RNA mostrou ser uma alternativa viável para a modelagem deste processo, uma vez que foram observados desvios máximos de 2% para os valores de umidade da calda. De uma forma geral, a abordagem para desenvolvimento do sensor virtual para umidade final do processo, a partir das modelagens fenomenológica do processo de evaporação e empírica para a etapa de secagem final da massa, pode ser considerada eficiente para representação do processo industrial de cozimento de caldas de balas mastigáveis e para a inferência da umidade final da calda de bala. Além disso, neste

trabalho foram determinados dados experimentais de elevação do ponto de ebulição (ΔT_{eb}) da calda de bala mastigável, através de uma metodologia ebuliométrica. Os dados de ΔT_{eb} , em função da concentração de sólidos totais e da pressão absoluta do sistema, foram modelados usando o modelo empírico de CAPRISTE e LOZANO (1988). Este modelo foi capaz de correlacionar os dados experimentais para a calda de bala.

Abstract of Dissertation presented to Food Engineering Program as a partial fulfillment of the requirements for the Master in Food Engineering

MODELLING AND ANALISYS OF COOKING PROCESS OF CHEWY CANDY

Gabriela Aguiar de Oliveira

November/2006

Advisors: Prof. Marcos L. Corazza
Prof.^a Fernanda de C. Corazza

The objective of this work was to develop a virtual sensor for online inference of final moisture of chewy candy syrup, in an industrial cooking process. For this propose, a neural hybrid approach was used. The industrial process was divided in two distinct steps. The first one is the evaporation and cooking process and the other is a dehumidification process, named as vacuum drying. The second step has an essential role in the determination of the final moisture of the chewy candy syrup, which is the main property to get the product with specific characteristics. The closed loop model of the process, which was based on the fundamental relationships of mass and energy balances, was validated from real data obtained in the industrial process. The vacuum drying process was modelled with an approach based on an Artificial Neural Network (ANN), due to the pseudo-stationary characteristic of the industrial vacuum drying process. The ANN did show to be a reliable alternative for modeling this process, since the maximum deviations were lower than 2% for the moisture values of syrup. In a general way, the approach for development of the virtual sensor for the final humidity of the process, through the fenomenological models of the evaporation process and empiric model for the drying phase can be considered efficient for the representation of the industrial cooking process for chewy candy syrup and inference of the final humidity of the candy syrup. In addition, the boiling point elevation (ΔT_{eb}) of the chewy candy syrup was determined using an ebulliometric methodology. The experimental data of ΔT_{eb} , which is a function of the total solids concentration and absolute pressure of the system, were modeled using the empirical model of Capriste and Lozano. This model was able to correlate the experimental data for the candy syrup.

SUMÁRIO

1 – INTRODUÇÃO	1
1.1 Motivação e relevância.....	1
1.2 Objetivos.....	2
2 – REVISÃO DA LITERATURA	4
2.1 Balas	4
2.2 Processamento de balas	7
2.3 Qualidade das balas mastigáveis.....	11
2.4 Elevação do ponto de ebulição	12
2.5 Modelagem de evaporadores	13
2.6. Redes Neurais	15
2.7. Sensores Virtuais.....	17
3 – MATERIAIS E MÉTODOS.....	19
3.1. Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição	19
3.2 Obtenção de dados operacionais do processo.....	21
3.2.1 Calibração do sensor de temperatura.....	23
3.2.2 Determinação da curva de vazão da bomba.....	23
3.2.3 Atuação do controlador de temperatura no <i>start up</i> do cozedor	23
3.2.4 Avaliação do controlador de temperatura diante do problema servo	24
3.2.5 Determinação da umidade na câmara de vácuo	24
4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO	26
4.1 Elevação da temperatura de ebulição	26
4.2 Obtenção de dados operacionais do processo.....	30
4.2.1 Calibração do sensor de temperatura.....	30
4.2.2 Determinação da curva de vazão da bomba.....	31
4.2.3 Atuação do controlador de temperatura no <i>start up</i> do cozedor	32
4.2.4 Atuação do controlador de temperatura diante do problema servo.....	34
4.2.5 Cinética de umidade durante o processo de secagem.....	35
4.3 Modelagem do processo	38
4.3.1 Modelagem da etapa de evaporação.....	39
4.3.2 Determinação do Coeficiente Global de Troca Térmica (UA)	44
4.3.3 Modelagem da Etapa de Secagem.....	53
5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES	56
5.1 Conclusões.....	56

5.2 Sugestões	58
6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	59
7 – APÊNDICES	64
APÊNDICE A – CURVA DE COZIMENTO DE BALAS	64
APÊNDICE B – VALORES DE ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO PARA A CALDA DE BALAS EM DIFERENTES CONCENTRAÇÕES.	65
APÊNDICE C – DADOS DAS CINÉTICAS DE RETIRADA DE UMIDADE FINAL NA CALDA DE BALA MASTIGÁVEL.....	67

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Fluxograma de fabricação de balas mastigáveis.	7
Figura 2 – Fotografia do cozedor de balas.	9
Figura 3 – Vista parcial do equipamento usado na trefilagem.	9
Figura 4 – Esquema de funcionamento do estampo para balas e pirulitos.	10
Figura 5 – Diagrama esquemático do aparato experimental montado para determinação da elevação do ponto de ebulição da calda de bala mastigável com diferentes teores de sólidos totais e em diferentes pressões.....	20
Figura 6 – Esquema de funcionamento do cozedor de balas.	22
Figura 7 – Diagrama de Temperatura de ebulição da solução T_{eb} em função da pressão absoluta para diferentes concentrações de calda de bala e para a água.	27
Figura 8 - Diagrama de temperatura de ebulição da solução (T_{eb}) em função da temperatura de ebulição da água – dados experimentais e modelo ajustado.....	28
Figura 9 – Diagrama de temperatura de ebulição da solução em função da concentração de sólidos a 760 mmHg.	29
Figura 10 - Diagrama de Temperatura de ebulição para calda de bala a 760 mmHg.....	29
Figura 11 - Curva de calibração do sensor de temperatura usado no processo.....	31
Figura 12 - Curva de vazão da bomba em função da frequência do inversor.	32
Figura 13 – Avaliação do controlador de temperatura na largada do cozedor – coleta 1.....	33
Figura 14 – Avaliação do controlador de temperatura na largada do cozedor – coleta 2.....	33
Figura 15 – Problema servo com degrau negativo.	34
Figura 16 – Problema servo com degrau positivo.	35
Figura 17(a) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 1.	36
Figura 17(b) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 2.	36
Figura 17(c) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 3.	37
Figura 17(d) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 4.	37
Figura 17(e) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 5.	37
Figura 17(f) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 6..	37
Figura 17(g) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 7.	37
Figura 18 – Etapas de evaporação e secagem à vácuo no cozedor de balas.	39
Figura 19 – Diagrama esquemático da etapa de evaporação do cozedor de balas.	41
Figura 20 – Validação do modelo de evaporação em estado estacionário: $X_b = 0,741$; $T_b = 50,0$ °C e diferentes valores especificados de T_s	46

Figura 21 – Resultados de simulação transiente para a temperatura de saída (T_s) e concentração (X_s) no processo de cozimento.	47
Figura 22 – Resultados de simulação transiente para as vazões de entrada (q_b), vazão de evaporado (q_v), vazão de massa de saída (q_s) e vazão de vapor demandado no processo (m_v).	48
Figura 23 – Comportamento dinâmico do cozedor em malha fechada para as condições das Simulações 1(a), 1(b) e 1(c).	50
Figura 24 – Comportamento dinâmico do cozedor em malha fechada para as condições das Simulações 2(a), 2(b) e 2(c).	51
Figura 25 – Comportamento dinâmico do cozedor em malha fechada para as condições das Simulações 3(a), 3(b) e 3(c).	51
Figura 26 - Simulação da concentração de calda de balas na saída do cozedor (X_s), em diferentes condições de simulação.	52
Figura 27 – Dados preditos pela RNA e valores experimentais para o grupo de treinamento.	54
Figura 28 - Dados preditos pela RNA e valores experimentais para o grupo de validação usando o Conjunto 6.	55
Figura 29 - Dados preditos pela RNA e valores experimentais para o grupo de validação usando o Conjunto 7.	55

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Dados de temperatura de ebulição para uma solução de sacarose a 760 mmHg. ..	13
Tabela 2 – Parâmetros ajustados para o modelo de elevação do ponto de ebulição (CAPRISTE e LOZANO, 1988).....	27
Tabela 3 - Composição nutricional da calda de bala mastigável (Fonte: Peccin S.A.).	43
Tabela 4 - Valores do coeficiente global de troca térmica calculados a partir de dados operacionais do processo.....	45
Tabela 5 – Condições das simulações em malha fechada para o processo de cozimento de balas.	49

NOMENCLATURA

A = área de troca térmica [m^2]

a = derivada da entalpia em relação a temperatura [$\text{kJ} / \text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}$]

b = derivada da entalpia em relação a concentração [kJ / kg]

c = derivada da elevação do ponto de ebulição em relação a concentração [$^\circ\text{C}$]

b = bias da rede neural

$\beta 1, \beta 2, \beta 3$ e $\beta 4$ = coeficientes empíricos da equação (4)

C_p = capacidade calorífica [$\text{J} / \text{kg} \text{ } ^\circ\text{C}$]

Δe_b = gradiente da elevação do ponto de ebulição [$^\circ\text{C}$]

f = função de ativação da rede neural

FO = função objetivo

H_b = entalpia da calda na alimentação [kJ / kg]

H_c = entalpia do condensado [kJ / kg]

H_s = entalpia da calda na saída da etapa de evaporação [kJ / kg]

H_v = entalpia do evaporado [kJ / kg]

K_c = ganho proporcional do controlador

τ_i = tempo integral do controlador

τ_D = tempo derivativo do controlador

M = massa [kg]

m = número de unidades internas da rede neural

m_a = fração mássica de cinzas [kg]

m_c = fração mássica de carboidratos [kg]

m_f = fração mássica de gordura [kg]

m_p = fração mássica de proteína [kg]

m_w = fração mássica de água [kg]

n = número de entradas da rede neural

n_{obs} = número de observações realizadas

P = pressão absoluta [mmHg]

p = número de saídas da rede neural

Q = quantidade de energia trocada na forma de calor [kJ / s]

q_b = vazão mássica de alimentação [kg / s]

q_s = vazão de calda na saída da etapa de evaporação [kg / s]

q_v = vazão da água evaporada [kg / s]

R = coeficiente de correlação

SP = valor do *set point* [°C]

s.t. = sólidos totais [% p/p]

T = temperatura da calda de bala [°C]

T_b = temperatura de alimentação [°C]

T_{eb} = temperatura de ebulição [°C]

T_{eb}^{calc} = temperatura de ebulição calculado [°C]

T_{eb}^{exp} = temperatura de ebulição experimental [°C]

T_{H_2O} = temperatura da água [°C]

$T_{processo}$ = temperatura do sensor usado no processo [°C]

T_{real} = temperatura real do sensor de referência [°C]

T_s = temperatura da calda na saída da etapa de evaporação [°C]

T_v = temperatura do vapor saturado [°C]

\bar{T} = bias do controlador [°C]

t = tempo [s]

U = coeficiente global de troca térmica [kW.°C⁻¹]

x = entrada da rede neural

X = fração de sólidos totais [% p/p]

X_b = concentração de sólidos totais da calda na alimentação [% p/p]

X_s = concentração de sólidos totais da calda na saída da etapa de evaporação [% p/p]

w^o = peso da conexão para a camada de saída da rede neural

w^h = peso da conexão para a camada interna da rede neural

y = saída dos neurônios da camada interna

Z = saída da rede neural

1 – INTRODUÇÃO

1.1 Motivação e relevância

Atualmente, o Brasil pode ser considerado o terceiro produtor mundial de *candies*, sendo superado apenas pelo Estados Unidos e Alemanha. No ano de 2004 foram produzidas 509 mil toneladas, das quais 70% foram consumidas no mercado interno e 30% exportadas para 137 países. O mercado interno gerou um faturamento médio de US\$ 856.000.000,00, verificando-se que o setor de balas representa 70,2% do faturamento com US\$ 601.000.000,00, enquanto que a goma de mascar com 29,8% de participação faturou US\$ 255.000.000,00. Em termos de geração de empregos, o setor contribui com 14.834 postos diretos e cerca de 5.000 terceirizados. (ABICAB).

O Rio Grande do Sul ocupa o segundo lugar em termos de produção de doces e balas, perdendo apenas para São Paulo, pois das sete indústrias brasileiras que produzem acima de 2 mil toneladas/mês, duas estão localizadas no estado. As empresas de *candies* do Rio Grande do Sul comercializam seus produtos em todo o território nacional e em mais de 60 países e estão concentradas no Norte Gaúcho, liderada por Erechim, e no Vale do Taquari, com ênfase em Lajeado. Frente a esta concorrência, as indústrias estão buscando cada vez mais aperfeiçoar seus sistemas de produção para serem mais competitivas, objetivando processos mais econômicos e de maior qualidade.

O controle de qualidade objetiva a criação de condições mais favoráveis para a produção de balas e caramelos com qualidade padronizada e redução ao mínimo possível de produção deficiente. Pode ser definido como o soma de todas as atividades que influenciam a qualidade global dos produtos finais, não é, portanto, prerrogativa de um departamento especial de controle de qualidade, mas é exercida, quer deliberadamente ou não, por um grande número de elementos de uma companhia. (MOTHÉ, 2001b).

Para se ter garantias de qualidade, esta deve ser estabelecida em todas as etapas do processo, desde a matéria prima, até o produto final. São práticas comuns nas empresas a garantia de qualidade nas matérias-primas e no produto final, porém o grande desafio em

termos do processo está em implantar nos processos de fabricação, procedimentos de otimização e controle de variáveis de processo de forma a garantir a qualidade do produto final.

No processo industrial de produção de balas mastigáveis, a padronização de parâmetros e procedimentos operacionais é, além de mais econômico, muito mais eficiente, pois evita produtos fora da especificação, os quais deverão ser novamente processados ou muitas vezes eliminados, acarretando em custo adicional no processo produtivo. Isso pode tornar o processo insustentável frente à concorrência atual.

Neste contexto a busca de novas alternativas para melhoria da qualidade do produto final e maior eficiência do processo faz com que procedimentos e entendimento de fenômenos que antes eram desconsiderados sejam foco de atenção. Uma delas é a utilização de modelos matemáticos e técnicas computacionais, os quais vem se tornando cada vez mais difundido como ferramentas no meio industrial por propiciar uma maneira rápida e eficiente de estimar variáveis importantes do processo.

Em se tratando do processo de cozimento de balas mastigáveis, uma das variáveis mais importantes para o controle de qualidade no processo é a umidade final da massa, que é a quantidade de água do produto após o cozimento, pois esta infere na textura e na maciez do produto, bem como em seu *shelf life*.

1.2 Objetivos

Dentro do contexto geral descrito, o objetivo geral do presente trabalho é o desenvolvimento de uma ferramenta computacional definida como sensor virtual, baseada no modelo matemático do processo de cozimento de balas mastigáveis recheadas. Esta ferramenta visa à predição das condições e das variáveis de operação do cozedor de balas mastigáveis, necessárias para diferentes capacidades produtivas. Ressalta-se que uma ferramenta com tais características visa garantir uma maior controlabilidade da umidade residual (final) desejada no produto.

Para atingir o objetivo geral, as seguintes etapas, que podem ser delineadas como objetivos específicos;

- Modelagem matemática do processo industrial de cozimento de calda de balas mastigáveis;
- Medidas experimentais e modelagem da elevação do ponto de ebulição da calda de balas mastigáveis;
- Análise do comportamento dinâmico do processo;
- Simulação do processo tanto em regime permanente quanto em regime transiente, inclusive do sistema em malha fechada;
- Validação do sistema computacional proposto.

Para a apresentação deste trabalho, adotou-se o seguinte esquema expositivo:

O Capítulo 2 é dedicado a uma breve revisão da literatura em relação ao processamento de balas mastigáveis recheadas, com suas características de qualidade desejadas e a relação com as matérias primas utilizadas e com os parâmetros de processo adotados. Ainda neste capítulo são apresentadas algumas considerações sobre modelagem de evaporadores, RNA, e sensores virtuais, os quais são itens relevantes no presente trabalho.

No Capítulo 3 é apresentada a descrição dos materiais e métodos utilizados. Os resultados são descritos e discutidos no Capítulo 4 e as conclusões sobre o trabalho são expostas no Capítulo 5.

Por fim, no Capítulo 6 são apresentadas as referências bibliográficas consultadas.

2 – REVISÃO DA LITERATURA

Neste capítulo é apresentada uma breve revisão da literatura sobre balas em geral e matérias-primas usadas no processo de fabricação de balas mastigáveis, bem como da qualidade do produto, onde destaca-se a sua umidade final. É ainda apresentada, uma descrição do processo de cozimento de balas mastigáveis em evidência no presente trabalho.

Também é apresentada uma breve revisão sobre modelagem de evaporadores, redes neurais artificiais e sensores virtuais, ferramentas estas usadas no desenvolvimento do presente trabalho. Apresenta-se também, uma análise sobre informações de elevação do ponto de ebulição de caldas de balas mastigáveis.

2.1 Balas

Denominam-se balas e caramelos as preparações à base de pasta de açúcar fundido, de formatos variados e de consistência dura ou semi-dura, com ou sem adição de outras substâncias permitidas. Assim, podem ser definidos alguns tipos de balas como bala dura, bala mastigável e caramelo (ANVISA, Resolução CNNPA nº 12, 1978, acesso em 13/04/2006).

A bala dura é um produto preparado à base de açúcares fundidos e adicionado de substâncias que o caracterizam, como sucos de frutas, óleos essenciais, dentre outros aditivos. Sua principal característica é apresentar textura dura e quebradiça, normalmente transparente ou translúcida. Os *Drops* são também considerados balas duras, prensadas em formato característico, os quais são também normalmente transparentes ou translúcidos. Já o pirulito é caracterizado uma bala dura em formato característico e suportado por uma haste.

A bala mole ou mastigável é um produto de composição semelhante às balas duras, porém, submetido a amassamento mecânico, para incorporação de ar, até obtenção da consistência desejada. É caracterizada por apresentar textura macia, com um teor de sólidos solúveis de 90% a 93%. Além disso, este produto possui como característica a de ser mastigável (gomoso) e de dissolução mais lenta (LUCCAS e VISSOTTO, 1999).

O caramelo é considerado um produto preparado à base de leite, açúcares, manteiga ou gorduras comestíveis, podendo ser adicionado de amido na quantidade máxima de 3%, e de outros aditivos que o caracterizam, tais como café, coco, ovos e este é submetido à cocção até o grau de consistência adequada. O *toffee* é um caramelo submetido à cocção mais prolongada, até a obtenção da massa mais dura.

Finalmente, as balas e caramelos recheados são produtos contendo em seu núcleo recheios diversos como doces, geléias, licores e mel. Dentre os principais ingredientes das balas mastigáveis, pode-se destacar a glicose, sacarose, a gelatina e a gordura. Além disso, aditivos alimentares como estabilizantes, espessantes, corantes, aromatizantes e acidulantes também fazem parte da sua composição.

Um dos ingredientes mais importantes da bala mastigável é a sacarose, a qual é um dissacarídeo, composto de uma molécula de dextrose e outra de frutose (MOTHÉ, 2001a). Geralmente é obtida por fabricação direta nas usinas, a partir da cana-de-açúcar, na forma cristalizada, após a clarificação do caldo da cana por tratamentos físico-químicos (COPERSUCAR S.A.). Usado como agente de corpo (formar a estrutura do produto) e principalmente como adoçante.

O papel da glicose, na composição da bala mastigável, a qual é obtida por hidrólise do amido que se compõe de dextrose, maltose, oligomaltossacarídeos e polissacarídeos, é proteger contra a cristalização da sacarose, além de conferir viscosidade, reduzir a grande doçura e, no caso de balas *toffee* favorecer a reação de Maillard que desenvolverá a cor e sabor no produto (MOTHÉ, 2001a).

A gelatina é uma proteína obtida da hidrólise parcial do colágeno derivado de materiais selecionados de peles de porco ou boi, tecidos conectivos e ossos de animais de abatedouros aprovados e frigoríficos inspecionados pelas autoridades do Ministério da Agricultura. O produto é praticamente livre de sabor e odor, de aparência vítrea, sólida quebradiça, amarelada e livre de adição de aromatizantes, conservantes e aditivos químicos. Sendo uma proteína, é um componente altamente nutritivo e naturalmente, livre de colesterol. As características únicas da gelatina lhe dão uma ampla gama de aplicações nas indústrias alimentícias e farmacêuticas, com as seguintes propriedades funcionais: formador de gel, espessante, estabilizante, emulsificante, agente de liga, formador de filme, agente aerador, protetor coloidal e agente de adesividade. (LEINER S.A.). Na composição da bala mastigável esta é usada como agente de liga e formador de gel.

As gorduras são formadas pela união de uma molécula de glicerina com três moléculas de ácidos graxos. Denomina-se gordura vegetal hidrogenada o produto obtido da hidrogenação dos ligações duplas, transformando-os em ligações simples (MOTHÉ, 2001a). As gorduras dão suavidade e plasticidade à massa da bala mastigável, também evitam que a mesma se agregue nas máquinas do processo, nos papéis de embalagens e dentes na ingestão humana, ainda, auxiliam na dissolução e fixação dos aromas e reduzem a viscosidade da massa.

A lecitina é o agente emulsificante e estabilizante mais utilizado na indústria de confeitaria. Quimicamente, lecitinas são compostos orgânicos, ricos em fósforo, formados por uma estrutura polar lipídica denominada de fosfolipídios. Possuem característica emulsionante única e por esta razão tem seu uso difundido em aplicações na indústria alimentícia e outras como cosméticos e tintas (BUNGE S.A.). Promovem a homogeneização entre gordura e água, estabilizando a emulsão, reduzem o fenômeno de retração, tendem a produzir a sensação de maior quantidade de gordura no produto, produzem ainda plasticidade, suavidade e antiaderência ao produto.

A goma arábica é a exsudação gomosa e seca do tronco e galhos da acácia senegal, ou qualquer outra espécie de acácia africana. É usada como espessante para vários alimentos sendo composta por polissacarídeos e glicoproteínas.

Os aromatizantes são substâncias ou misturas de substâncias com propriedades odoríferas e/ou sápidas, capazes de conferir ou intensificar o aroma e/ou sabor dos alimentos (ANVISA, Resolução nº 104, 1999, acesso em 10/05/2006). Desta forma é extremamente importante a escolha do aroma a ser utilizado na fabricação das balas e caramelos (MOTHÉ, 2001a).

Considera-se como corante a substância ou a mistura de substâncias que possuem a propriedade de conferir ou intensificar a coloração de alimentos e bebidas. Excluem-se da definição acima, os sucos e/ou os extratos de vegetais e outros ingredientes utilizados na elaboração de alimentos e bebidas que possuem coloração própria, salvo se adicionados com a finalidade de conferir ou intensificar a coloração própria do produto (ANVISA, Resolução CNNPA nº 44, 1977, acesso em 10/05/2006).

Os ácidos são substâncias que têm a característica de dar sabor ácido (azedo) ao produto. É evidente que o sabor ácido está associado ao pH da solução (ou calda), mas a

característica “azedada” está relacionada ao tipo de ácido e a quantidade usada na formulação (MOTHÉ, 2001a).

Na sequência é apresentada uma breve descrição do processo industrial de produção de balas mastigáveis, e objeto do presente trabalho.

2.2 Processamento de balas

A fabricação de balas mastigáveis recheadas é composta pelas seguintes etapas, as quais podem ser visualizadas na Figura 1.

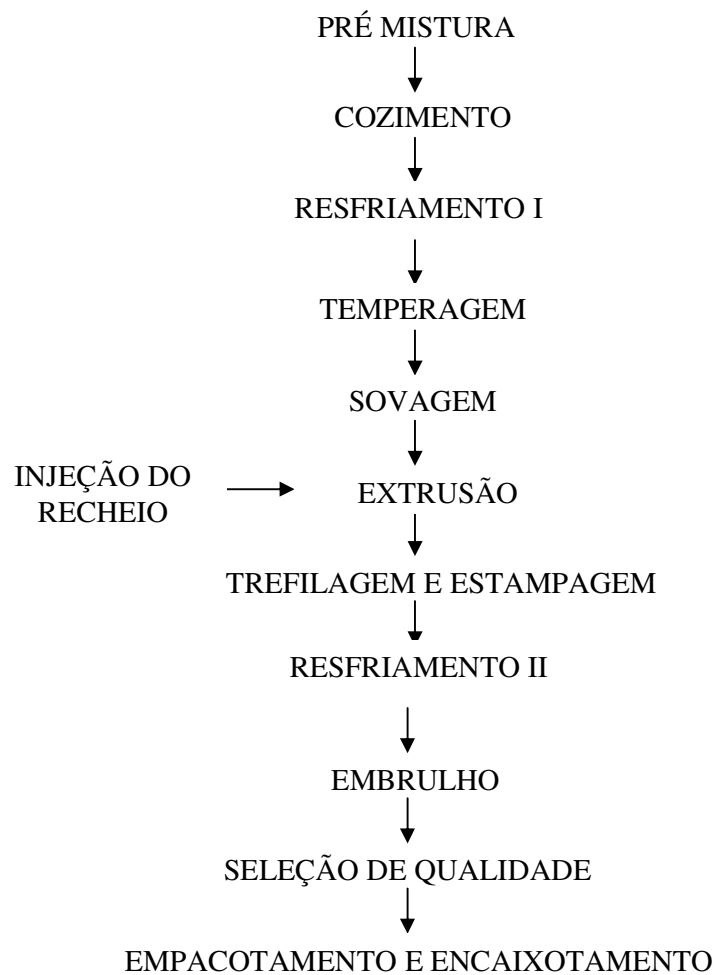


Figura 1 - Fluxograma de fabricação de balas mastigáveis.

A descrição das etapas envolvidas no processo de fabricação de balas mastigáveis, desde a mistura das matérias-primas até a expedição encontra-se descrita a seguir.

A pré-mistura é realizada por uma balança dosadora para pesar todos os ingredientes conforme fórmula pré-determinada. Os ingredientes são misturados a uma temperatura de aproximadamente 50°C até total dissolução. A calda é armazenada em um reservatório com agitador de onde será bombeada para o sistema de cozimento.

O xarope pré-aquecido e homogeneizado é bombeado através de uma serpentina de aço inoxidável (50 a 70 m de comprimento), que se encontra encerrada em uma câmara de vapor saturado para ser cozido. Ao sair da serpentina, a massa cozida entra em uma câmara de expansão onde o vapor é eliminado. A massa produzida entra em uma câmara de vácuo onde as bolhas de vapor são retiradas, diminuindo a umidade residual do produto e inicia-se o resfriamento da massa. Este equipamento pode ser visualizado na Figura 2. O cozedor é equipado de controles de temperatura, um sistema de hidrovácuo, controlador de vazão da bomba e temporizador para cada batelada (tamanho da massa), cuja operação em conjunto determinará a umidade residual do produto final.

O resfriamento da massa após o cozimento e concentração até a concentração de sólidos solúveis desejado é feito em mesas com circulação de água.

Na etapa de temperagem são adicionados os corantes, aromas e ácidos previamente pesados conforme formulação específica. Os aditivos devem ser bem homogeneizados à massa antes de se iniciar a etapa de sovagem, onde a massa temperada é colocada em sovadores para promover o estiramento e induzir a cristalização. No início do estiramento uma quantidade de massa cristalizada é adicionada para acelerar a cristalização e diminuir o tempo de estiramento.

Em um reservatório encamisado com vapor, com uma rosca sem fim, a massa é colocada para que se forme um cordão grosso. Nesta etapa, é adicionado o recheio através de uma bomba que é conectado na saída da extrusora.

A etapa conhecida por trefilagem tem a função de controlar o peso final da bala. Isso é determinado pela redução do diâmetro do bastão formado desde a entrada no primeiro par de discos perfilados, na saída da extrusora, até o último par, que antecede a máquina de estampar. O número de pares de discos perfilados varia dependendo da velocidade da máquina de estampar e do peso da bala desejado. Quanto maior o número, maior a velocidade

da máquina de estampar e mais preciso é o peso da bala. Este equipamento pode ser visto parcialmente na Figura 3.



Figura 2 – Fotografia do cozedor de balas.



Figura 3 – Vista parcial do equipamento usado na trefilagem.

A estampagem é realizada em um equipamento composto por um arco dentado internamente e cutelos externos móveis. O movimento do arco faz com que os cutelos se juntem nos dentes do arco cortando o bastão da massa em tamanhos fixos e contínuos. A Figura 4 mostra o esquema de seu funcionamento.

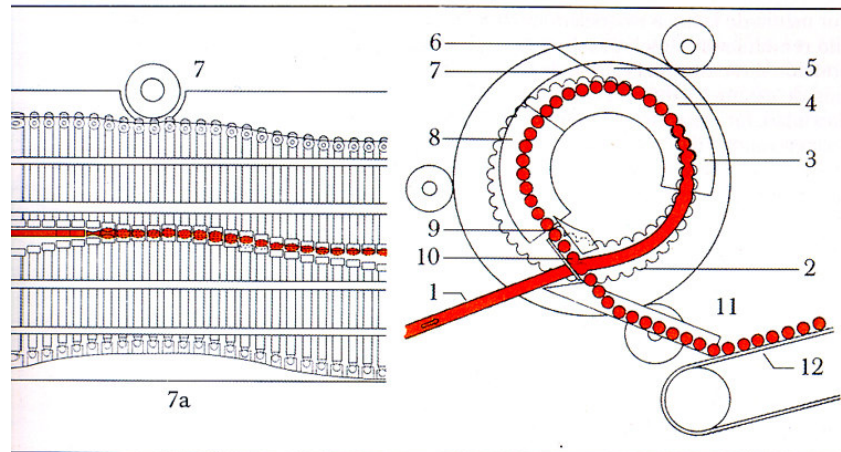


Figura 4 – Esquema de funcionamento do estampo para balas e pirulitos. 1) Entrada do cordão no estampo; 2) Arco; 3) Moldagem do cordão através do fechamento do estampo; 4) O cordão é cortado; 5) Injeção de palitos (na estampagem de pirulitos); 6) Abertura do estampo; 7) Cilindro que empurra os cutelos; 8) Suporte do arco; 9) Dispositivo que solta a bala do estampo (extrator); 10) Transferência do produto para a esteira; 11) Canaleta de transporte; 12.) Esteira de transporte.

Após a trefilagem, as balas entram em um túnel com temperatura e umidade controladas onde serão resfriadas até uma temperatura de aproximadamente 35°C para serem encaminhadas para as embrulhadeiras, onde o produto é envolvido em embalagem específica de polipropileno torção com forro de polipropileno biorientado.

A próxima etapa é a seleção de qualidade realizada em uma esteira onde todo o produto produzido é revisado para garantir a qualidade da embalagem.

No empacotamento, o produto é pesado e empacotado de acordo com a programação desejada. Para os produtos sortidos, deve-se realizar o sortimento na caçamba de

abastecimento. Em seguida, os pacotes prontos são então, acondicionados em caixas de papelão ondulado e estão prontos para venda.

Apesar de, durante o processo de fabricação, a bala mastigável passar por várias etapas, ressalta-se que a mais importante é a etapa de cozimento da massa, pois é nesta etapa que se definem as características de textura, maciez e *shelf life* do produto final.

2.3 Qualidade das balas mastigáveis

Para garantir a qualidade das balas mastigáveis recheadas, são necessárias avaliações dos processos e dos produtos. Segundo MOTHÉ (2001b), a avaliação da qualidade das balas e caramelos pode ser realizada por dois métodos de análises:

- Sensoriais;
- Objetivas;

Dentre as avaliações sensoriais, pode-se citar as características de cor e sabor como necessárias em qualquer bala e a textura como característica fundamental para balas mastigáveis recheadas.

Em relação às avaliações objetivas, as análises microbiológicas, de peso, gordura, açúcares redutores e acidez são necessárias em qualquer bala. A avaliação da umidade é fundamental para balas mastigáveis recheadas, pois determinará a dureza e mastigabilidade do produto, além da sua vida de prateleira. A dureza de uma bala ou caramelo está diretamente relacionada com a umidade residual do produto e é consequência do processo de cozimento.

A textura depende das matérias primas utilizadas e das etapas do processo de fabricação. MOTHÉ (2001b) aponta alguns exemplos:

1. Adição de gelatina poderá dar ao produto a textura mastigável;
2. A adição de açúcar moído ou soro de leite em pó poderá dar ao produto uma textura arenosa;
3. A proporção sacarose / polissacarídeo poderá dar ao produto uma textura mastigável;
4. A adição de xarope de milho poderá dar ao produto uma textura pegajosa;
5. A adição de gorduras poderá dar uma maior plasticidade no produto;

6. A adição correta de emulsificantes poderá dar uma maior plasticidade ao produto.

2.4 Elevação do ponto de ebulição

Uma vez que a quantidade de sólidos totais na massa de bala é uma das propriedades mais importantes na definição da qualidade do produto, e é determinada através do processo de evaporação da água da calda, a elevação do ponto de ebulição (*EPE*) tem papel fundamental no processo.

Quando um soluto não volátil é dissolvido num determinado solvente, a temperatura de ebulição da solução resultante é sempre maior que a temperatura de ebulição do solvente puro. Este é o efeito denominado como elevação do ponto de ebulição da solução. A explicação deste fenômeno pode ser dada a partir da análise da Lei de Raoult, que estabelece que em soluções ideais, a pressão de vapor de um componente numa solução é dada pelo produto de sua fração molar e sua pressão de vapor na temperatura da solução. De maneira simplificada, pode-se dizer que a solução entrará em ebulição quando a pressão parcial do solvente se igualar à pressão do sistema. Para que isto ocorra, é necessário que a solução seja aquecida até uma temperatura superior à temperatura de ebulição do solvente puro (WESTPHALEN e MACIEL, 2000).

Dados de elevação do ponto de ebulição são particularmente importantes no estudo de sistemas de evaporação, onde normalmente o solvente empregado é a água. Seu valor é empregado diretamente no balanço energético dos efeitos de evaporação, como também no cálculo das diferenças de temperatura envolvidas na transferência de calor (WESTPHALEN e MACIEL, 2000).

A pressão de vapor de uma solução aquosa é menor que a da água pura na mesma temperatura, então, o ponto de ebulição da solução será maior que a da água. Isto é chamado de elevação do ponto de ebulição ou diminuição da pressão de vapor (UNIVERSITY OF MISSISSIPPI, Boiling point elevation, 2006).

Os componentes majoritários da bala mastigável são açúcares, gordura, gelatina e emulsificante como solutos e água como solvente. No Apêndice A é apresentado um diagrama de temperatura de ebulição em função da concentração de sólidos totais e pressão fornecido pela empresa TERBRAK – KLOCKNER HANSEL PROCESSING (2006). Entretanto, este diagrama foi elaborado na proporção glicose : sacarose de 1:1 e esta

proporção não é comumente usada na formulação de balas mastigáveis, visto que outros ingredientes são também utilizados e utiliza-se maior quantidade de sacarose do que glicose em tal formulação. Desta forma, verifica-se a não disponibilidade de informações sobre EPE na literatura, apesar dos mesmos serem fundamentais para o processo de fabricação de balas. Até o presente momento, foram encontrados na literatura dados de EPE para soluções de sacarose. (LEES e JACKSON, 1999; PEROZIN, 2003).

Na Tabela 1, são apresentados alguns destes dados de temperatura de ebulição em função da concentração (em termos de sólidos totais) da solução, para a condição de pressão atmosférica.

Tabela 1 – Dados de temperatura de ebulição para uma solução de sacarose a 760 mmHg.

Concentração de açúcar (%p/p)	Temperatura de ebulição (°C)
40,0	101,4
50,0	102,0
60,0	103,0
70,0	105,5
75,0	108,0
80,0	111,0
85,0	116,0
90,0	122,0
95,0	130,0

2.5 Modelagem de evaporadores

Muitos fatores podem influenciar o projeto dos sistemas de evaporadores. Na indústria de alimentos, a operação de evaporação pode ser usada para produtos com diferentes características, que em muitos casos vão influenciar consideravelmente no projeto dos equipamentos. Em particular, os componentes dos alimentos sensíveis ao calor vão requerer especial atenção para manter o menor tempo possível entre o produto e as superfícies de aquecimento. Os pacotes de simulação podem ser usados para vários propósitos, como

descrever um comportamento de um evaporador sujeito a perturbações conhecidas e desconhecidas; investigar procedimentos de *start-up*; facilitar o *scale-up*; etc. (TONELLI *et al.*,1990).

Segundo NEWELL e FISHER (1972), inicialmente o interesse em desenvolver modelos matemáticos de sistemas de evaporação foi para simulações em malha aberta e como uma ajuda para o projeto de sistemas convencionais de controle. No entanto, num segundo momento foi dada ênfase para modelos com variáveis de estado para uso em projetos de controladores ótimos multivariáveis, estimação de estado, etc. Alguns projetos básicos para evaporadores de único-efeito podem, em geral, ser facilmente modelados usando balanço material, balanço de energia e relações básicas da termodinâmica.

VARSHNEY e BARHATE (1978) estudaram a elevação do ponto de ebulição de diversos sucos de frutas e propuseram relacionar a temperatura de ebulição do suco em função da concentração de sólidos.

Diversos autores (MORESI e SPINOSI, 1984; ZAMAN *et al.*,1998) apresentaram o uso de uma equação baseada nas equações de Clausius-Clayperon e de Antoine. CAPRISTE e LOZANO (1988) propuseram uma equação empírica para relacionar a elevação do ponto de ebulição de uma solução em função de pressão e concentração de sólidos, que apresentou excelente concordância com dados experimentais, particularmente em altas concentrações de sólidos, onde a hipótese de soluções ideais não pode ser aceita.

Atualmente, os modelos dinâmicos podem ser usados para resolver problemas relacionados a comportamento transitório tal como *start-up*, parada de produção e fluxo transiente. Alguns trabalhos têm investigado o estado estacionário e a modelagem dinâmica de evaporadores e sistemas de evaporação (ALY e MARWAN, 1997).

LAMBERT (1987) desenvolveu um sistema de equações não lineares, o qual representa um sistema de evaporadores de múltiplo efeito. A elevação do ponto de ebulição e relação de entalpia não linear, como função da temperatura e da composição, foram incluídos neste modelo.

Apesar da sua importância, ainda são inexistentes estudos de modelagem em cozedores de balas, mas já são disponíveis estudos em evaporadores para sucos concentrados e polpa de tomate.

MIRANDA e SIMPSON (2005) elaboraram um modelo para evaporadores de múltiplo efeito para controle e simulação do processamento de polpa de tomate. O modelo

inclui conhecimento sobre propriedades termo-físicas que deveriam ser caracterizadas dentro do equilíbrio termodinâmico. O desenvolvimento do modelo consistiu numa equação algébrico-diferencial, que foi validada usando o método sensitivo com dados coletados na planta industrial. O resultado da simulação demonstrou um comportamento de qualidade aceitável, onde os valores estimados para os parâmetros foram apropriados para o processo. O estudo demonstrou que os parâmetros mais importantes para o processo são o coeficiente global de transferência de calor e o calor latente de vaporização da água.

Dentro do contexto da indústria de alimentos, a modelagem da etapa de evaporação na fabricação de açúcar encontra-se bem relatada na literatura (JESUS, 2004; LAURET e BOYER, 2000; BENNE, *et al.*, 1999; FEYO DE AZEVEDO e CHORÃO, 1993), com modelos em regime permanente e transiente bem desenvolvidos e validados por dados oriundos de plantas industriais.

Outra ferramenta usada para modelagem de sistemas de evaporadores é o uso de RNA, em que essas são profícuas no sentido da não necessidade do conhecimento de fenômenos intrínsecos do processo, e possuir grande capacidade de aproximar funções, necessitando apenas de dados experimentais deste para o treinamento e validação das redes (RUSSEL *et al.*, 2000; COSTA, A.O.S., 2000; JESUS, 2004).

2.6. Redes Neurais

As redes neurais são formadas por vários elementos, conhecidos por neurônios ou nodos, que processam informações relacionando um grupo de entrada e um grupo de saída (BAUGHMAN e LIU, 1995).

Cada neurônio recebe a informação sob a forma de entradas, advindas dos neurônios anteriores. Esta informação é processada juntamente com os valores dos pesos de cada conexão deste neurônio com os anteriores e com a função de ativação. Além disso, cada neurônio possui também, um “bias” que pode ser interpretado como um peso aplicado a uma pseudo-entrada de valor igual a 1. Apenas as unidades da camada de entrada não processam a informação desta forma. Neste caso, os neurônios apenas repassam os valores das variáveis recebidas para as unidades da próxima camada sem alterá-los (NORGAARD *et al.*, 2000).

Cada uma dessas conexões possui duas características: sua natureza, se inibitória ou excitante e o grau de influência que o neurônio, onde a conexão inicia, tem sobre a unidade

incidente, que é representado pelo peso associado a esta conexão (KHANNA, 1990). As redes neurais podem ser representadas pelo conjunto de equações a seguir:

$$y_j = f\left(\sum_i^n x_i \cdot w_{ij}^h + b_i\right) \quad (1)$$

$$Z_p = f\left(\sum_j^m y_j \cdot w_{jp}^o + b_j\right) \quad (2)$$

onde y é saída dos neurônios da camada interna; x é entrada da rede neural; Z é saída da rede neural; b é “bias”; w^h é peso da conexão para a camada interna; w^o é o peso da conexão para a camada de saída; f é a função de ativação; n é o número de entradas, m é número de unidades internas e p é o número de saídas.

As funções de ativação ou de transferência são geralmente não-lineares. Uma das funções mais utilizadas é a função sigmoideal ou logística. Além desta, são também usadas funções tangente hiperbólica, linear, degrau e radial.

As redes neurais vem sendo utilizadas na modelagem e controle de processos químicos e encontram grande aplicação na indústria. LENNOX *et al.* (2001) realizaram uma investigação sobre a aplicação das Redes Neurais em problemas industriais. Os autores enfatizam que, como os algoritmos de controle e de monitoramento de processos são dependentes da precisão do modelo do processo fornecido, os modelos descritos por Redes Neurais fornecem benefícios para estes algoritmos quando são aplicados a sistemas não-lineares.

JESUS (2004) afirma que, para se ter sucesso na modelagem, empregando redes neurais é preciso conhecer as principais variáveis do processo e possuir uma base de dados de boa qualidade, ou seja, que contenha todas as informações importantes dentro do domínio desejado.

Segundo RALLO *et al.* (2002), a aplicação de sistemas neurais é especialmente interessante para controlar e otimizar plantas químicas, desde que o tipo de problemas dependente do tempo na engenharia de processos é altamente não-linear, logo, torna-se difícil obter predições detalhadas com os modelos fenomenológicos.

No trabalho de BOILLEREAUX *et al.* (2003), o calor específico e a condutividade térmica da gelatina foram estimados com redes neurais. Segundo os autores, estas propriedades são importantes na predição do tempo de descongelamento dos alimentos, que está intimamente ligado à qualidade e segurança do produto.

HORIUCHI *et al.* (2004), utilizou uma rede neural do tipo *backpropagation* para prever o final da etapa de acidificação, o que segundo o autor é uma das principais etapas do processo na fabricação de queijos.

Recentemente, as redes neurais vem sendo utilizadas nos processos industriais como sensores virtuais, inferindo variáveis dificilmente medidas na planta industrial e na detecção e diagnóstico de falhas.

2.7. Sensores Virtuais

A principal motivação e importância dos sensores virtuais na indústria são sistemas de controle cuja performance é muito dependente dos valores das variáveis ou parâmetros do processo que não podem ser medidos diretamente em tempo real. Nestas situações, o recurso usual é controlar automaticamente aquelas variáveis que são medidas diretamente e contar com o operador da planta para inferir os valores das variáveis não-mensuráveis e então ajustar os *set points* da malha de controle como apropriado. Uma estratégia automática é basear o controle em medidas *on-line* ou um esquema de estimação de estado (WILSON e ZORZETTO, 1997).

Um sensor virtual é a associação de um ou mais sensores, que permite medidas *on-line* de algumas variáveis de processo, com um algoritmo de estimação para fornecer estimativas *on-line* das variáveis não-medidas e parâmetros do modelo (CORAZZA, 2004).

Uma análise do papel dos sensores virtuais nos sistemas de controle encontra-se no trabalho de ALBERTOS e GOODWIN (2002). Os autores ressaltam a importância do processamento da informação e que a medida da variável física pode ser simplificada se o esforço desta medida for compensado por este processamento. Os sistemas de controle são processadores de informação e com isso, a maioria dos avanços na teoria de informação pode ser incorporada no sistema de controle, tornando cada componente da malha mais versátil e fácil de usar.

São várias as técnicas propostas na literatura, como balanços elementares, Filtro de Kalman Estendido, Redes Neurais e Observadores adaptativos.

LINKO *et al.* (1999), discutem a aplicação de redes neurais como sensores virtuais com exemplos processos de produção de enzimas. Os autores enfatizaram como vários fatores afetam a performance da rede neural como arquitetura, topologia, função de ativação e

seleção das variáveis de entrada através de alguns exemplos. No trabalho destes autores, uma extensa revisão bibliográfica sobre a aplicação de redes neurais em processos enzimáticos é encontrada.

Uma rede neural foi usada como modelo preditivo na transferência de calor e massa no processo de secagem de amido e manga. A rede neural fornecia predições *on-line* de temperatura e de umidade durante a secagem. Os resultados obtidos foram satisfatórios e a rede neural pode ser usada para estimação de estado e controle de processos de secagem (HERNÁNDEZ-PÉREZ *et al.*, 2004)

JESUS (2004) utilizou redes neurais para inferir a concentração de açúcar, em °Brix, no último efeito em um sistema de evaporadores de múltiplo efeito. O autor utilizou dados de uma usina de açúcar industrial. Os resultados obtidos foram encorajadores e sugerem que estas podem ser uma boa alternativa como *software* sensores da concentração do último efeito de evaporação.

No trabalho de CORAZZA (2004), um sensor virtual para predição da umidade da gelatina em um secador esteira foi realizado com redes neurais e Filtro de Kalman, a partir de dados coletados na planta industrial. O sensor virtual apresentou bom desempenho e os resultados demonstraram a potencialidade da ferramenta.

Os sensores virtuais são ferramentas que encontram grande aplicabilidade na indústria, principalmente diante da necessidade de determinar variáveis dificilmente mensuráveis e que são indicativos de qualidade do produto final. Diante deste contexto, o sensor virtual mostra-se como uma alternativa atraente para inferir a umidade final na massa de balas mastigáveis na saída do cozedor industrial.

3 – MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo são apresentadas as descrições dos materiais e dos procedimentos utilizados para a obtenção dos dados experimentais bem como dos dados operacionais na planta industrial. Inicialmente, é descrita a metodologia empregada para determinação da elevação do ponto de ebulição. Na sequência, os procedimentos para obtenção das curvas de calibração do sensor de temperatura e da vazão da bomba de alimentação do cozedor. Finalmente, apresenta-se a metodologia usada na aquisição de dados operacionais do processo pertinente ao perfil de umidade e ao comportamento do sistema de controle de temperatura no cozedor.

3.1. Determinação da Elevação do Ponto de Ebulição

A elevação do ponto de ebulição (ΔT_{eb}) foi medida através de um método ebulliométrico, montado no Laboratório de Termodinâmica Aplicada – URI – Campus de Erechim. Na Figura 5 é mostrado um diagrama esquemático do aparato experimental usado. O procedimento experimental era iniciado com a inserção de uma certa quantidade de amostra (calda de bala) no balão volumétrico, até preencher dois terços de seu volume. Em uma das aberturas do balão eram inseridos dois sensores de temperatura, um para a fase líquida e outro para a fase vapor, em uma outra abertura do balão foi acoplada uma coluna de condensação para recondensação do solvente, e para manter a composição do sistema constante. A coluna de condensação era conectada a uma bomba de vácuo acoplada a um manômetro de Hg para verificação da pressão e os sensores de temperatura a um sistema de aquisição de dados (sistema tipo DataLog). Através da bomba de vácuo a pressão no sistema era especificada e após estabilizada era iniciado o aquecimento gradativo do sistema, através da manta de aquecimento. A medida da temperatura de ebulição da solução, a diferentes condições de pressão, era obtida quando a temperatura era estabilizada, indicando assim ebulição constante. O sistema era então resfriado até não haver ebulição e novamente aquecido até ebulição constante. Tal procedimento era repetido pelo menos três vezes para cada medida de ebulição.

O procedimento experimental descrito foi realizado para diferentes concentrações de sólidos totais da calda de bala mastigável.

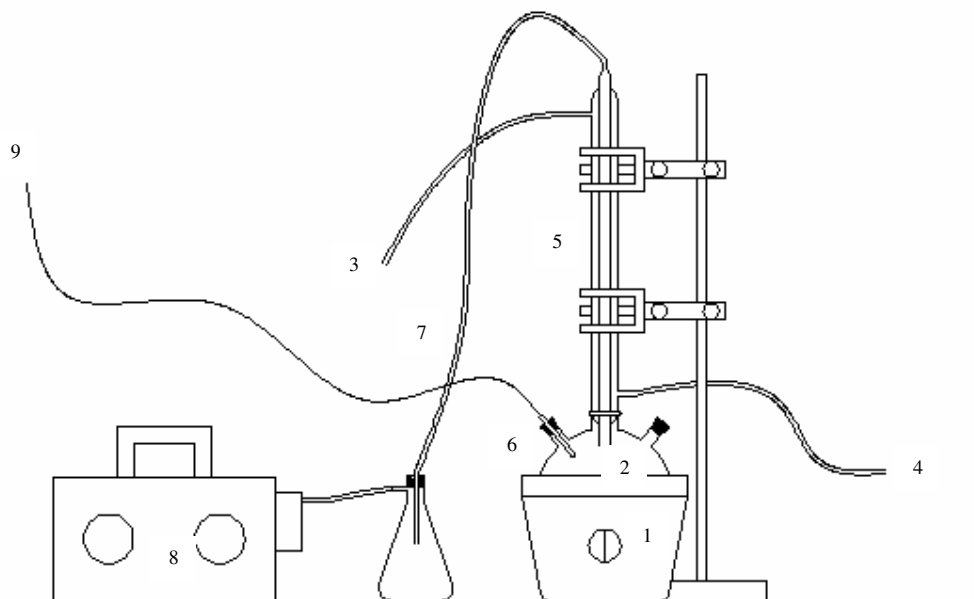


Figura 5 – Diagrama esquemático do aparato experimental montado para determinação da elevação do ponto de ebulição da calda de bala mastigável com diferentes teores de sólidos totais e em diferentes pressões. 1) Manta de aquecimento; 2) Balão de três bocas; 3) Entrada de água de resfriamento; 4) Saída de água de resfriamento; 5) Coluna de condensação; 6) Sensores de temperatura; 7) Mangueira de vácuo; 8) Bomba de vácuo; 9) Conexão dos sensores com o computador para coleta de dados.

A elevação da temperatura de ebulição de uma solução é definida como a diferença entre a temperatura de ebulição da solução em relação a temperatura de ebulição do solvente puro, na mesma condição de pressão. Para sistemas em que a água é o solvente, tem-se;

$$\Delta eb = T_{eb} - T_{H_2O} \quad (3)$$

No presente trabalho, os dados experimentais de elevação de temperatura de ebulição em função da fração de sólidos totais e pressão foram correlacionados usando o modelo de CAPRISTE e LOZANO (1988);

$$\Delta eb = \beta_1 X^{\beta_2} e^{(\beta_3 X)} P^{\beta_4} \quad (4)$$

onde P é a pressão absoluta em mmHg, X é a fração de sólidos totais, β_1 , β_2 , β_3 e β_4 são coeficientes empíricos. Tais coeficientes foram ajustados aos dados experimentais usando a ferramenta Solver do Excel, minimizando a seguinte função de mínimos quadrados:

$$FO = \sum_i^{nobs} (Teb^{calc} - Teb^{exp})^2 \quad (5)$$

onde Teb^{calc} é a temperatura de ebulição calculada, Teb^{exp} é a temperatura de ebulição experimental e $nobs$ é o número de observações realizadas.

Para validação do aparato e da metodologia experimental empregados, foram medidos dados de ebulição da água. Os valores experimentais foram comparados com dados de temperatura de ebulição da água calculados pela equação de Antoine, a qual fornece valores realistas em relação a tal propriedade coligativa da água (ELLIOT e LIRA, 1999).

3.2 Obtenção de dados operacionais do processo

Os dados operacionais foram obtidos a partir do cozedor industrial de balas presente na unidade industrial da Peccin S.A., cujos componentes e funcionamento do equipamento encontram-se descritos a seguir (Figura 6).

O processo de cozimento da bala mastigável se inicia através da entrada da calda pela bomba de alimentação (1). Esta calda é bombeada através de uma serpentina de aço inox (3), com diâmetro de 5,06 cm e 50 m de comprimento, localizada dentro da câmara de vapor (2). A temperatura na câmara de vapor é controlada por um sistema composto por um sensor de temperatura tipo PT100 (12), um controlador de temperatura do tipo PID (13) e uma válvula de controle (4). A massa concentrada e cozida entra na câmara de expansão (6) onde é retirado o vapor resultante do cozimento através de uma saída (chaminé) para o ambiente (8). Nesta câmara também é acumulada a massa que será succionada para a câmara de vácuo (9),

através da abertura temporizada do pistão de controle (7). Após o tempo determinado na câmara de vácuo, a válvula de entrada de ar (10) é aberta permitindo que o reservatório de massa (11) seja esvaziado e a massa segue para a etapa de resfriamento.

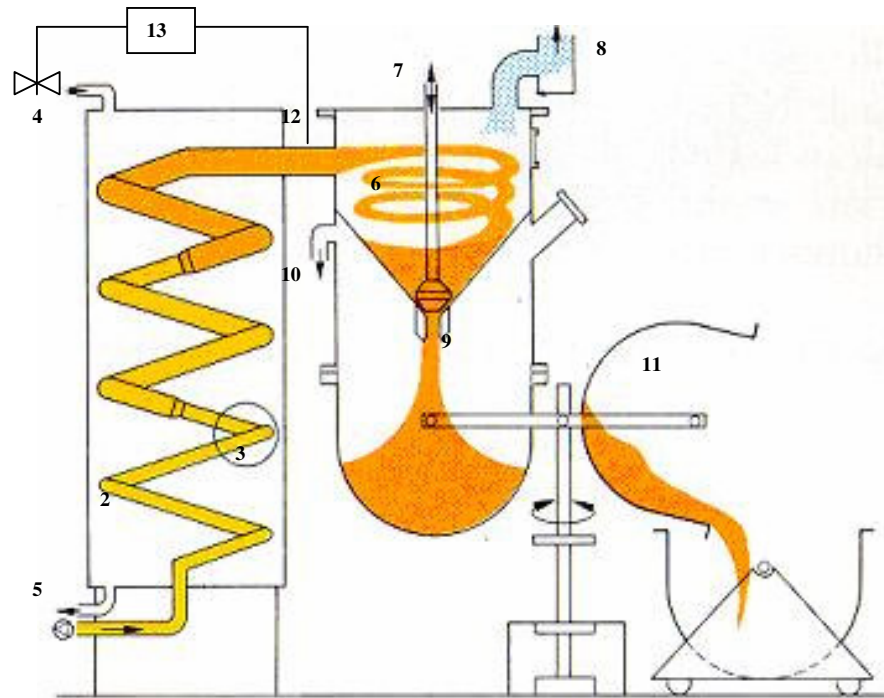


Figura 6 – Esquema de funcionamento do cozedor de balas. 1) Bomba de alimentação (Techno Pump Eng. Com. e Rep. Ltda.); 2) Câmara de vapor (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 3) Serpentina de aço inox (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 4) Válvula reguladora da entrada de vapor (Spirax Sarco Ind. E Com. Ltda); 5) Purgador de vapor (Spirax Sarco Ind. E Com. Ltda); 6) Câmara de expansão (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 7) Pistão de controle de entrada da massa na câmara de vácuo (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 8) Chaminé (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 9) Câmara de vácuo (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 10) Válvula de entrada de ar (Gemu Indústria De Plásticos E Metalúrgicos Ltda.); 11) Reservatório de massa (Terbrak – Klockner Hansel Processing); 12) Sensor de temperatura tipo PT100 (Novus Equipamentos Eletrônicos Ltda.); 13) Controlador de temperatura (Novus Equipamentos Eletrônicos Ltda.).

3.2.1 Calibração do sensor de temperatura

Foi realizada a calibração do sensor PT100 de temperatura utilizado no cozedor. Como instrumento padrão utilizou-se um sensor PT100 calibrado pela empresa Sanchis certificada pela RBC (Rede Brasileira de Calibração).

A calibração foi realizada usando uma mufla de aquecimento, onde foram colocados na mesma posição os dois sensores de temperatura, um para a fase líquida e um para a fase vapor. A aquisição de dados de temperatura durante o procedimento foi feita usando-se um sistema de aquisição de dados DataLog.

3.2.2 Determinação da curva de vazão da bomba

Na unidade industrial em questão, a manipulação e controle de vazão da bomba de calda são realizados através de um inversor de frequência (modelo CFW 08, marca WEG Indústrias S.A.). Para determinar a relação entre frequência e vazão mássica de massa, foi determinada uma curva de calibração, onde pesou-se a massa de calda em diversas frequências do inversor durante um intervalo de tempo pré-definido. Este procedimento foi realizado em um recipiente previamente tarado em uma balança semi-analítica (marca Toledo, modelo 2096).

3.2.3 Atuação do controlador de temperatura no *start up* do cozedor

Os dados para avaliação da atuação do controlador de temperatura no *start up* do cozedor foram obtidos através do registro da temperatura medida pelo PT100 a cada 5 segundos até atingir o estado estacionário. O processo tem início através da alimentação de água na serpentina do cozedor e aquecimento da mesma, por meio da abertura da válvula de controle de vapor. Ao verificar a saída de água na câmara de expansão, por meio do visor do equipamento, fecha-se a válvula da água e abre-se a válvula da calda para início do cozimento. Ressalta-se que este é o procedimento usado no processo.

Durante a coleta de dados, as seguintes variáveis do processo foram mantidas constantes: fração de sólidos e temperatura de alimentação; pressão de vapor na camisa do cozedor; vazão da bomba de alimentação; tempo de permanência na câmara de vácuo e a temperatura de saída do cozedor (mesmo *set point*).

3.2.4 Avaliação do controlador de temperatura diante do problema servo

O controlador de temperatura foi avaliado diante do problema servo. Fez-se a coleta de valores da temperatura medida por um PT100 a cada 5 segundos, diante da alteração do *set point* de temperatura, até o processo atingir o novo estado estacionário. A avaliação foi realizada com aplicação de degraus positivos e negativos ao *set point* de temperatura.

Durante este procedimento, a fração de sólidos totais da massa (concentração), a temperatura de alimentação, a pressão manométrica na camisa do cozedor; a vazão da bomba de alimentação e tempo de permanência na câmara de vácuo foram mantidos constantes.

3.2.5 Determinação da umidade na câmara de vácuo

A determinação da umidade após o processo de cozimento foi realizada através do cozimento de diversas massas em diferentes temperaturas. Durante a realização destas medidas, a fração de sólidos totais na linha de alimentação, pressão manométrica na camisa do cozedor, vazão da alimentação, temperatura de alimentação foram mantidos constantes.

A determinação da umidade na câmara de vácuo foi realizada através da medição da umidade da massa em diferentes intervalos de tempo. A coleta foi realizada eliminando o vácuo da câmara a cada 15 segundos através da abertura da válvula de entrada de ar na câmara e retirando amostra para análise.

A análise da umidade residual do produto foi realizada em um titulador automático do tipo Karl Fisher, que emprega o reagente Karl Fisher. A amostra foi resfriada e triturada com um martelo de borracha e em seguida, analisada.

O procedimento do método se baseia numa titulação eletrométrica. O I_2 é reduzido para I na presença de água. Quando toda água da amostra for consumida, a reação cessa. Um potencial é aplicado através dos eletrodos apenas para balancear o sistema, isto é, para o ponto

onde o galvanômetro não está deflectado. Durante a titulação, enquanto existe água presente, o ânodo é despolarizado e o cátodo polarizado. No ponto final, o pequeno excesso de iodo despolariza o cátodo, resultando no aparecimento de corrente, que é detectada pela deflecção da agulha do galvanômetro.

4 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

Neste capítulo são apresentados os dados experimentais referentes à determinação da elevação de ponto de ebulição da calda de bala mastigável, bem como os dados operacionais do processo industrial em questão. São apresentados ainda, a determinação da umidade da massa de bala no cozedor e os dados relativos ao comportamento dinâmico do sistema de controle de temperatura do processo. Em seguida, são apresentados os resultados da modelagem matemática envolvendo o desenvolvimento do modelo matemático para a etapa de evaporação e as considerações físicas empregadas, bem como o cálculo do coeficiente global de troca térmica do equipamento. Por fim, todos os resultados da modelagem matemática do processo de secagem são apresentados.

4.1 Elevação da temperatura de ebulição

A elevação da temperatura de ebulição da solução foi medida para caldas com diferentes concentrações de sólidos totais (*s.t.*), e em diferentes condições de pressão absoluta. O mesmo procedimento foi realizado com água bidestilada, para validação do aparato e do procedimento experimental utilizado. No Apêndice B são apresentados os valores medidos de temperatura de ebulição da solução, para concentrações de 0,0 % de *s.t.* (água), 60%, 70%, 74,5% e 80% de *s.t.*.

Os dados de elevação do ponto de ebulição, apresentados no Apêndice B, são apresentados na forma de diagrama da temperatura de ebulição (*Teb*) versus pressão absoluta do sistema (*P* [mmHg]) na Figura 7. A partir desta, pode ser verificada a concordância entre os valores de temperatura de ebulição medidos neste trabalho para a água e os valores teóricos (equação de Antoine (ELLIOTT e LIRA, 1999)). Estes resultados indicam que o aparato experimental é confiável para a realização das medidas de ebulição de soluções, o que atribui credibilidade aos dados experimentais obtidos para a calda de balas. A reprodutibilidade e confiabilidade dos dados de *Teb* obtidos neste trabalho podem também ser observadas a partir dos dados apresentados na última coluna do Apêndice B, para a concentração de 0,0% de *s.t.*, onde a maior diferença observada é menor do que 1,59°C. Observa-se ainda a partir desta figura, que a temperatura de ebulição da solução apresenta dependência não linear em relação

à concentração da calda e a pressão absoluta, comportamento típico para soluções com pelo menos um componente não volátil.

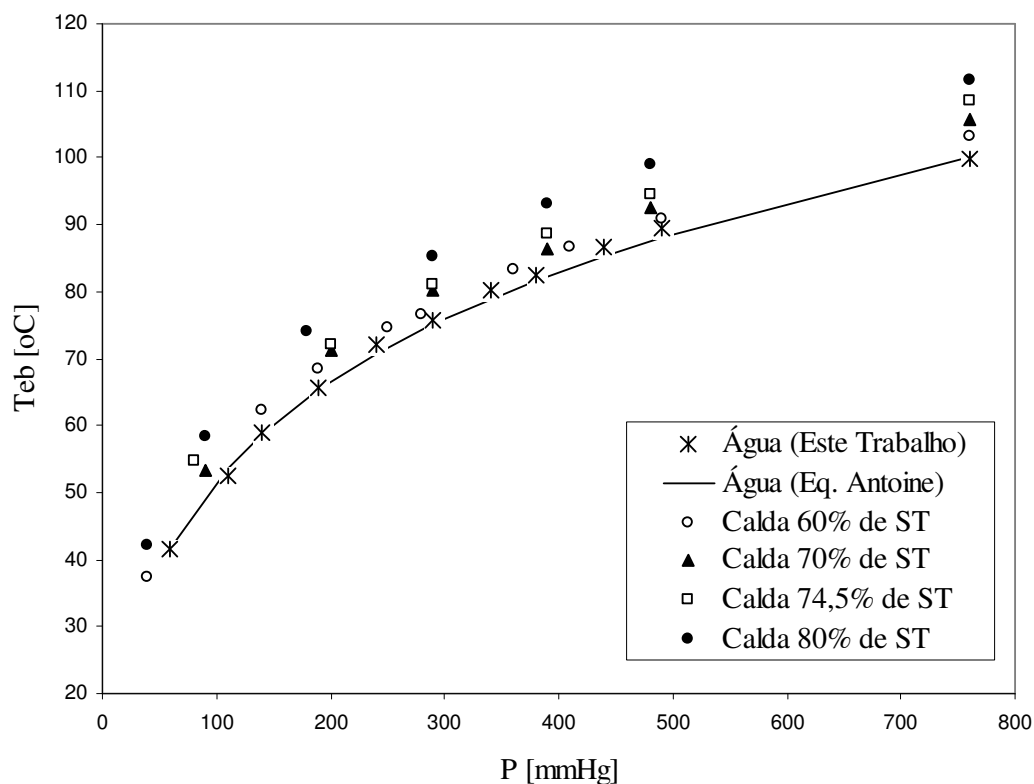


Figura 7 – Diagrama de Temperatura de ebulição da solução T_{eb} em função da pressão absoluta para diferentes concentrações de calda de bala e para a água.

Na Tabela 2 são apresentados os valores dos parâmetros da equação de CAPRISTE e LOZANO (1988), ajustados aos pontos experimentais de elevação do ponto de ebulição da calda de balas, bem como o valor da função objetivo do ajuste (FO).

Tabela 2 – Parâmetros ajustados para o modelo de elevação do ponto de ebulição (CAPRISTE e LOZANO, 1988).

Parâmetros				FO
β_1	β_2	β_3	β_4	(Equação (5))
$0,4846 \times 10^{-2}$	-1,0718	8,5714	$0,9689 \times 10^{-1}$	15,71

Na Figura 8 são demonstrados os dados experimentais em diferentes teores de sólidos totais e os valores previstos pelo modelo ajustado (parâmetros da Tabela 2), onde pode se verificar que o modelo apresenta capacidade de correlacionar de forma eficiente os dados experimentais de Δeb para soluções de caldas de balas mastigáveis.

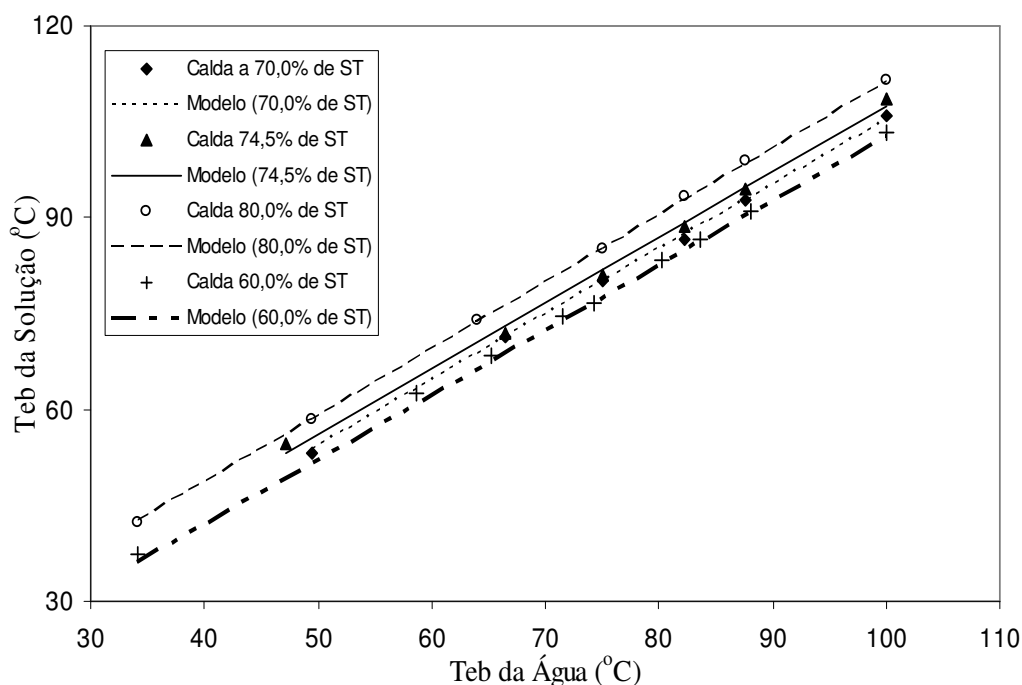


Figura 8 - Diagrama de temperatura de ebulição da solução (T_{eb}) em função da temperatura de ebulição da água – dados experimentais e modelo ajustado.

Na Figura 9 é apresentado um diagrama de temperatura de ebulição de calda de bala em função da concentração de sólidos, para a pressão de 760 mmHg, onde os valores experimentais e os valores preditos pelo modelo são comparados a valores disponíveis na literatura para uma solução de sacarose (LEES e JACKSON, 1999) e aos valores obtidos no processo operacional. Pode ser observado que os valores obtidos neste trabalho estão de acordo com valores apresentados na literatura e no processo operacional, apesar da composição das soluções em questão serem diferentes. No entanto, quando os dados de temperatura de ebulição da calda de bala são comparados a dados previstos usando um modelo para uma solução de sacarose (WESTPHALEN e MACIEL, 2000), Figura 10, diferenças mais acentuadas são verificadas. Tais diferenças podem ser mais claramente verificadas quando, especificada uma temperatura de ebulição, avalia-se a concentração de sólidos totais. Ressalta-se que o modelo ajustado neste trabalho representa satisfatoriamente os dados experimentais, o que não ocorre com o modelo para a solução de sacarose. Isso

demonstra a influência exercida pela variável composição da calda na elevação do ponto de ebulição da solução.

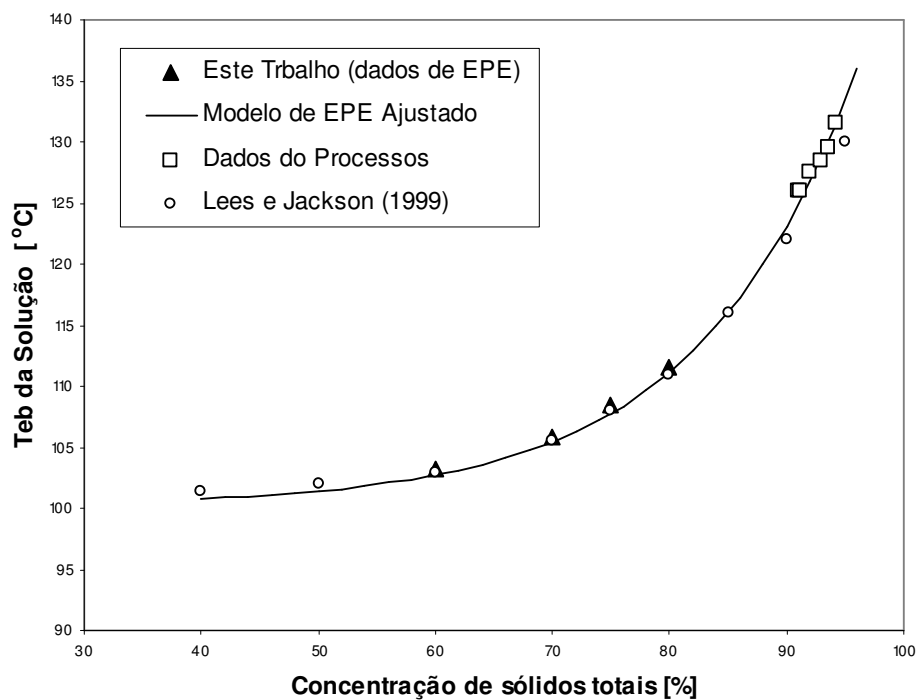


Figura 9 – Diagrama de temperatura de ebulição da solução em função da concentração de sólidos à 760 mmHg.

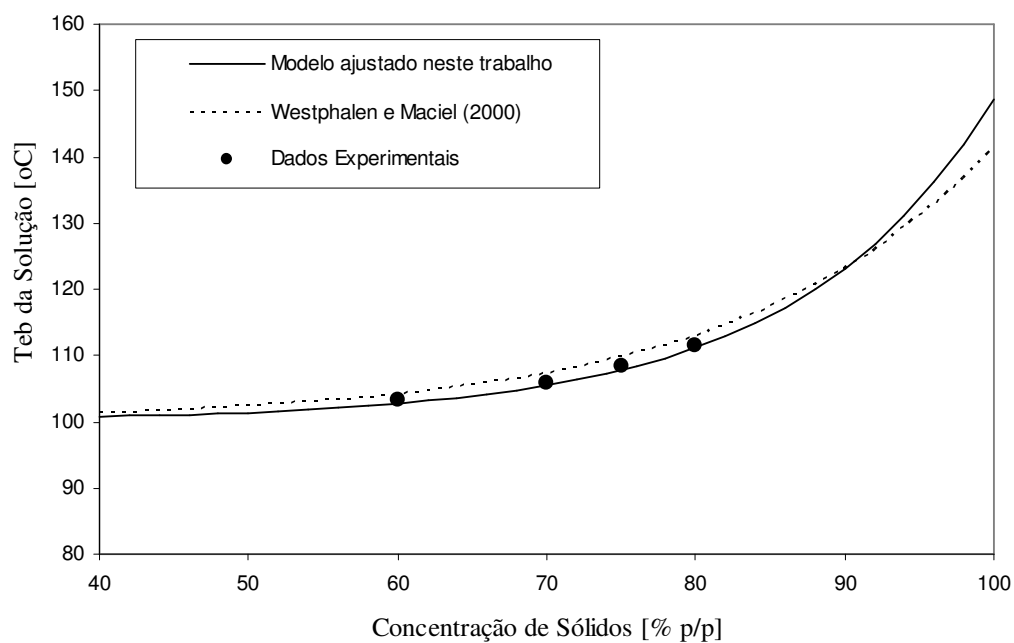


Figura 10 - Diagrama de Temperatura de ebulição para calda de bala a 760 mmHg.

De uma maneira geral, pode ser observado que o aparato experimental utilizado para medidas de elevação da temperatura de ebulição de soluções de caldas de balas mastigáveis é confiável, uma vez que pequenas diferenças são observadas entre os valores de temperatura de ebulição para a água, obtidas experimentalmente, e os valores teóricos usados. O comportamento dos dados experimentais de temperatura de ebulição da calda de bala obtidos apresentam dependência não linear em relação a concentração da solução e a pressão absoluta. Ainda, ressalta-se que o modelo empírico usado para modelar a elevação da temperatura de ebulição para a calda de bala, em função da concentração de *s.t.* e pressão, mostrou ser capaz de correlacionar os dados experimentais. De forma que, este pode ser usado para representar o comportamento termodinâmico do sistema investigado.

4.2 Obtenção de dados operacionais do processo

4.2.1 Calibração do sensor de temperatura

Uma vez que, a qualidade dos dados e informações do processo na unidade industrial são importantes na modelagem do processo, foi realizada uma aferição do conjunto sensor/indicador de temperatura do processo. Para a calibração do sensor de temperatura do processo e do indicador de temperatura do cozedor de balas foi usado como referência (T_{real}) um sensor de termoresistência PT100 calibrado e uma mufla como meio de aquecimento, conforme descrito anteriormente no capítulo 3. Os dados de temperatura do sensor do processo e do sensor de referência são apresentados na Figura 11. A partir destes resultados, uma curva de calibração foi obtida (equação linear (6)), em que o coeficiente de correlação para o ajuste foi $R^2 = 1$;

$$T_{real} = 1,0126T_{processo} - 0,3606 \quad (6)$$

onde T_{real} é a temperatura do sensor de referência e $T_{processo}$ é a temperatura do sensor calibrado (sensor do processo).

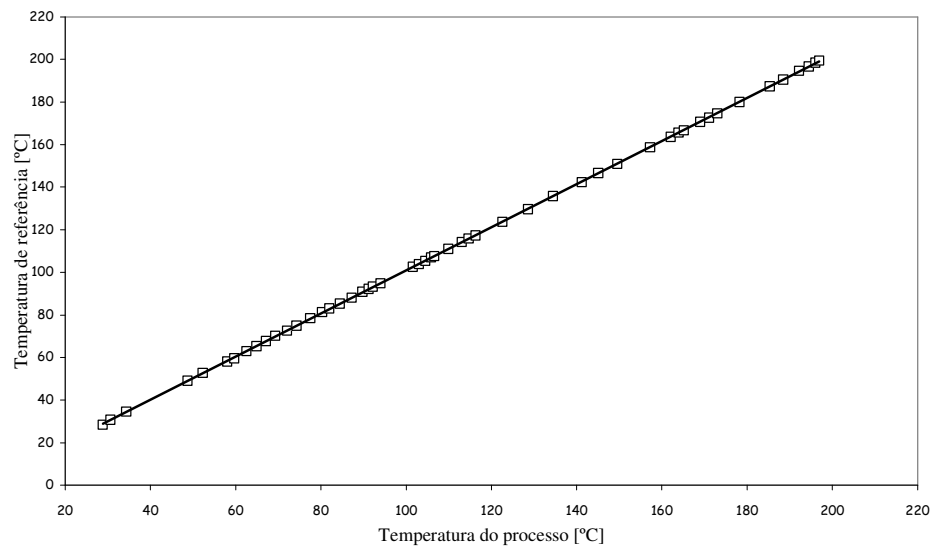


Figura 11 - Curva de calibração do sensor de temperatura usado no processo.

4.2.2 Determinação da curva de vazão da bomba

Conforme descrito anteriormente, a vazão de alimentação de calda no cozedor é manipulada através de um inversor de frequência em Hz, desta forma fez-se necessário determinar a conversão entre valores de vazão mássica de alimentação (q_b) e valores de frequência da bomba (Hz). Os dados foram obtidos diretamente na unidade industrial e são apresentados na Figura 12, em que uma equação de conversão de frequência para vazão mássica foi obtida;

$$q_b = 0,4806 \text{ Hz} + 3,1508 \quad (7)$$

onde q_b é a vazão mássica de calda e Hz é a frequência da inversor, em que o coeficiente de correlação da reta ajustada foi $R^2 = 0,9895$.

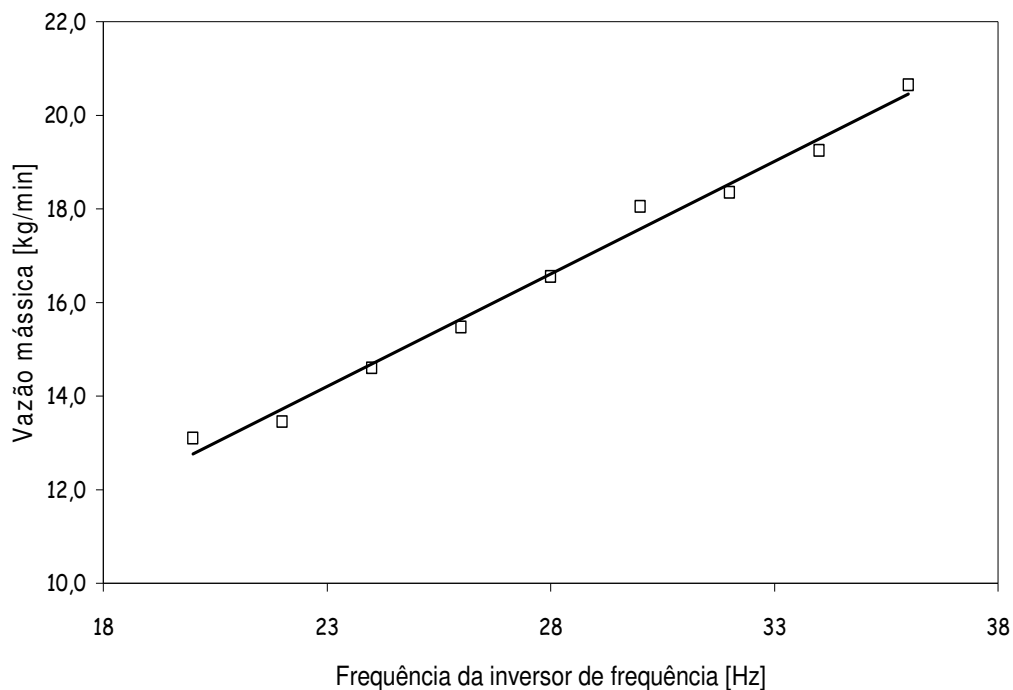


Figura 12 - Curva de vazão da bomba em função da frequência do inversor.

4.2.3 Atuação do controlador de temperatura no *start up* do cozedor

A verificação da eficiência do controlador de temperatura foi realizada no início de operação do equipamento. O procedimento de *start up* se inicia com alimentação de água, (temperatura de ebulição de 100°C), e assim que esta for interrompida a válvula de alimentação de calda é aberta, dando início ao processo de cozimento. Esta operação de abertura e fechamento das válvulas é realizada manualmente e interfere no tempo necessário para atingir o estado estacionário. Ao fechar a válvula da água, deve-se abrir a válvula da calda imediatamente para que não ocorra um aumento excessivo na temperatura, devido a serpentina estar sem massa.

Uma vez que este procedimento é natural, a influência do operador no início do procedimento deste é verificado quando comparadas as Figuras 13 e 14. Na primeira coleta de dados, conforme mostra a Figura 13, o operador abriu rapidamente a válvula de alimentação, isso resultou no aumento da temperatura até 135,5°C. Em relação à segunda coleta, mostrada

na Figura 14, a temperatura atingiu 141°C e esta demora um tempo maior para atingir o *set point*. Apesar da influência do operador, o controlador mostrou rapidez em atingir o *set point* de temperatura, indicando ter uma dinâmica rápida.

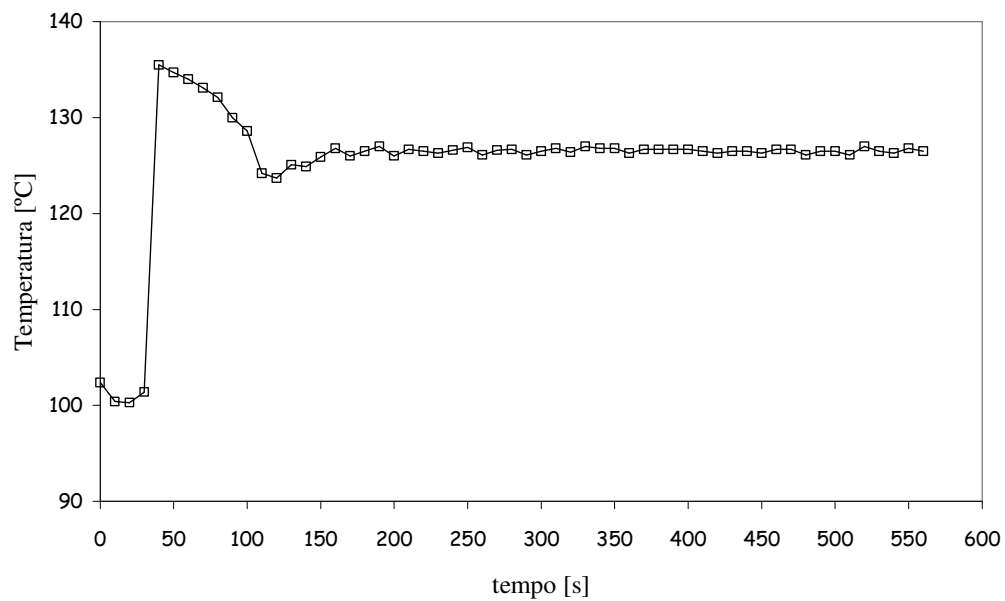


Figura 13 – Avaliação do controlador de temperatura na largada do cozedor – coleta 1.

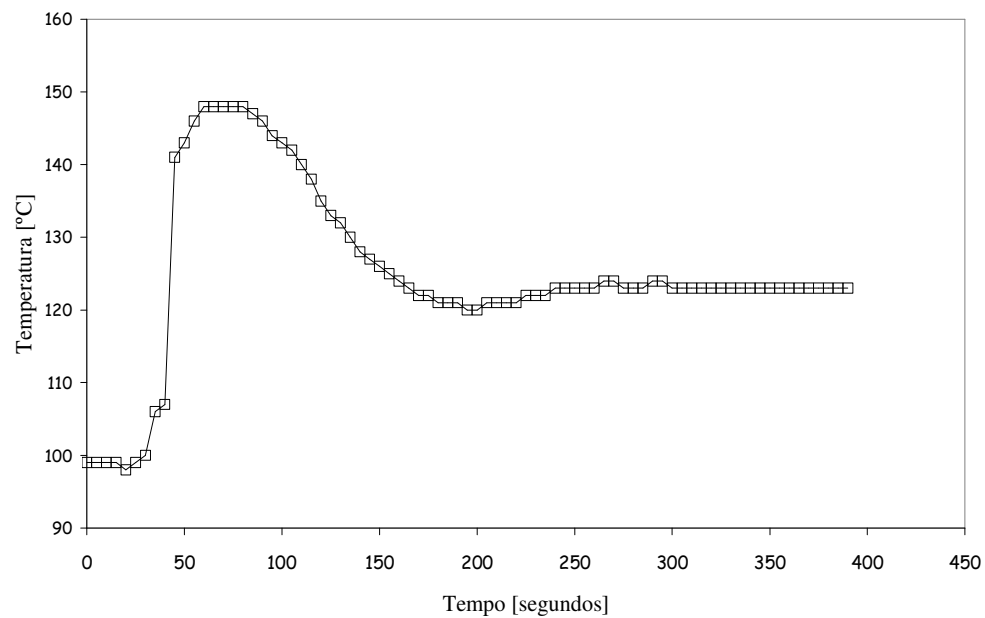


Figura 14 – Avaliação do controlador de temperatura na largada do cozedor – coleta 2.

De uma maneira geral, pode ser observado nas Figuras 13 e 14 que apesar da diferença de tempo para o sistema atingir o regime permanente nas duas coletas, ambas estabilizaram antes de 3 minutos, o que para um processo industrial é bastante eficiente.

4.2.4 Atuação do controlador de temperatura diante do problema servo

Para avaliar a atuação do controlador diante do problema servo, foram realizados dois testes degrau no cozedor em estado estacionário: um positivo e um negativo, ambos com amplitude igual a 15°C.

Diante do degrau negativo, o novo *set point* foi atingido em 70 segundos e em aproximadamente 230 segundos, o sistema atingiu o novo estado estacionário, conforme apresentado na Figura 15. Neste teste, verificou-se novamente a rapidez do controlador em atuar no sistema para estabelecer o novo regime permanente. Na Figura 16 encontra-se o comportamento da temperatura do sistema em resposta ao degrau positivo. No degrau positivo o novo *set point* foi atingido em 80 segundos com uma estabilização ainda mais rápida, em 140 segundos.

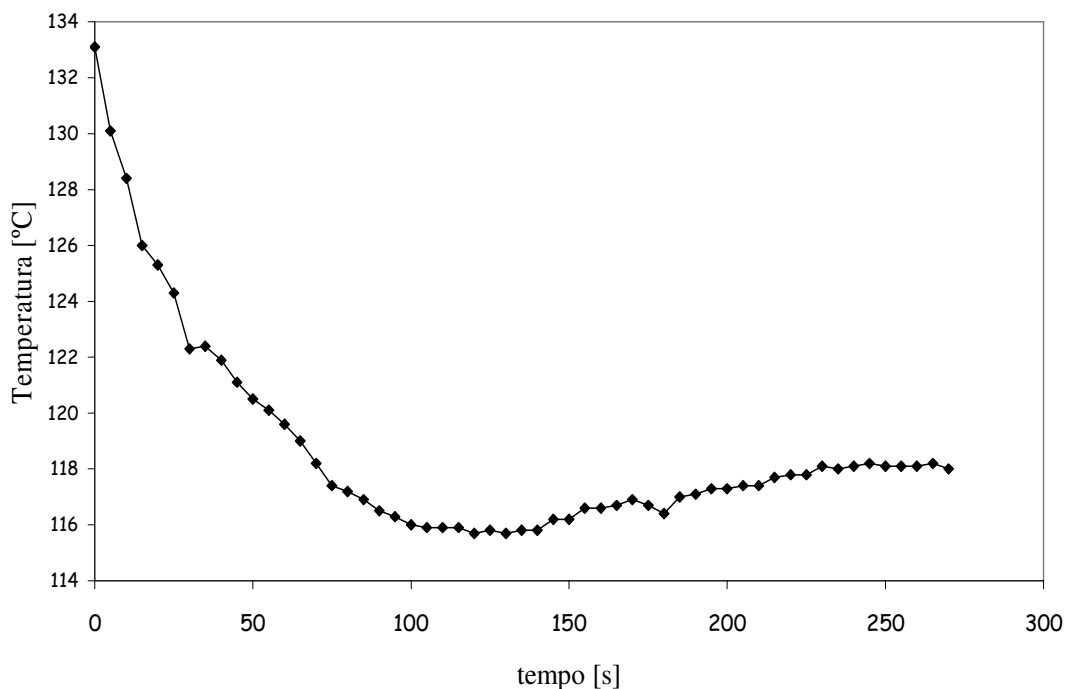


Figura 15 – Problema servo com degrau negativo.

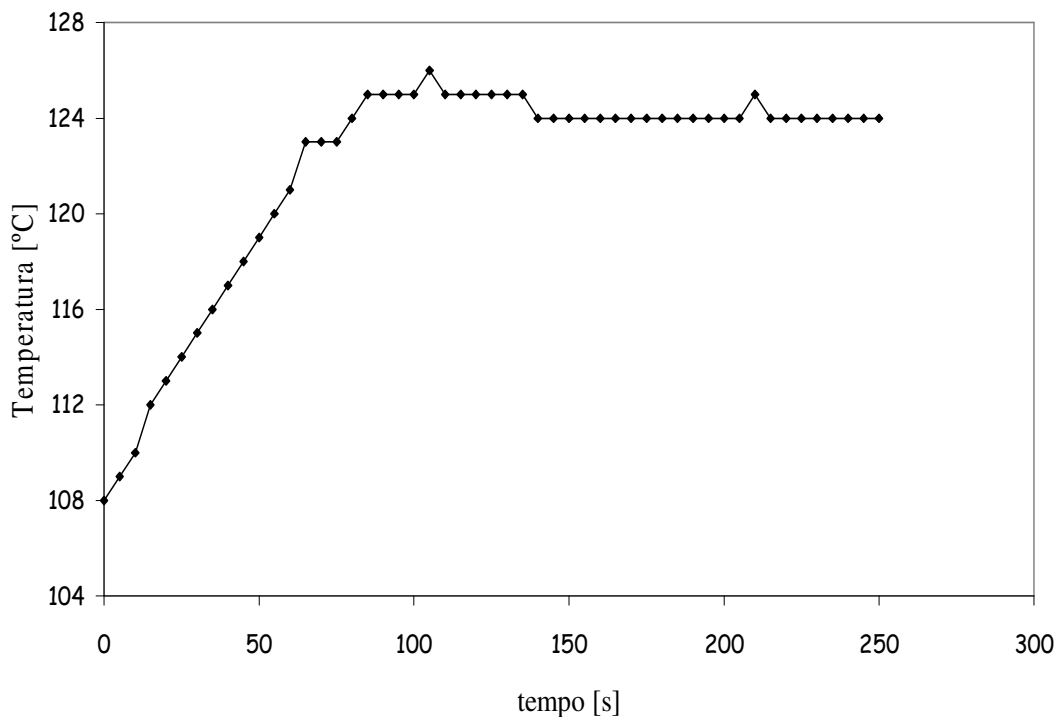


Figura 16 – Problema servo com degrau positivo.

Estas análises demonstraram uma atuação eficaz do controlador de temperatura no sistema, garantindo assim o resultado bastante preciso frente a ajustes que se fizerem necessários durante a operação do cozedor.

4.2.5 Cinética de umidade durante o processo de secagem

As medidas de variação (cinética) de umidade em diferentes condições de operação de pressão na câmara de vácuo, após a etapa de secagem, é apresentada no Apêndice C. Nas Figuras 17(a) até 17(g) são apresentados os dados do Apêndice C, na forma de curvas cinéticas de secagem da massa, para diferentes temperaturas e condições de pressão de vácuo do sistema.

Pode ser observado, a partir dos dados apresentados no Apêndice C, bem como nas Figuras 17(a) até 17(g) que, inicialmente a umidade diminui exponencialmente com o tempo até aproximadamente 50 s de operação, seguido de um pequeno aumento até um tempo de 80

s de processo. Durante estes oitenta segundos iniciais, o pistão da câmara de vácuo encontra-se aberto permitindo a passagem da massa proveniente da câmara de expansão. Este perfil de umidade ocorre porque a quantidade de massa na câmara é menor no tempo inicial de carga (até 50s), facilitando a perda de água da primeira porção de massa. Esse comportamento é verificado em função do procedimento adotado, em que cada ponto da cinética de secagem é dado por uma nova corrida experimental, desde o tempo zero. Ainda há uma característica peculiar do sistema de vácuo, em que a pressão do sistema não é instantânea, no momento em que o pistão é fechado a pressão diminui gradativamente até atingir seu valor pré-estabelecido, resultando em um decréscimo na taxa de retirada de umidade. Ressalta-se que tal comportamento de pressão na etapa de secagem implica numa dinâmica pseudoestacionária do processo.

De uma forma geral, a partir dos resultados de secagem obtidos verifica-se que a influência desta na umidade final é significativa, conduzindo até uma alteração de 2% nos valores desta.

Cabe ressaltar ainda, que em função da complexidade envolvida no processo de secagem à vácuo da massa de bala, principalmente pela característica pseudoestacionária ocasionada pela variação temporal na pressão, uma modelagem fenomenológica fica comprometida a priori. Tal modelagem é impossibilitada por que não há registro no processo desta variação de pressão de vácuo no momento. Esse comportamento é verificado visualmente pelos operadores. A partir do suposto, a utilização de RNA para a modelagem do processo de secagem apresenta-se como alternativa mais adequada.

Desta forma, verifica-se que o ajuste final da umidade é efetivamente realizado nesta etapa do processo.

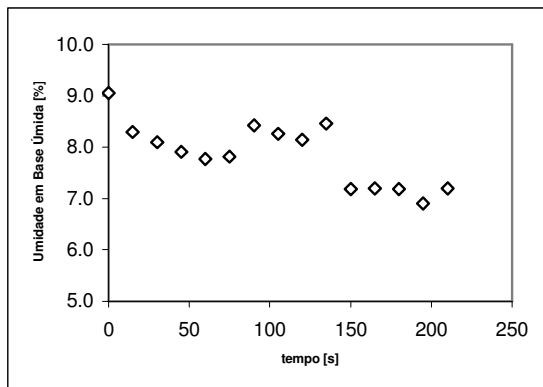


Figura 17(a) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 1.

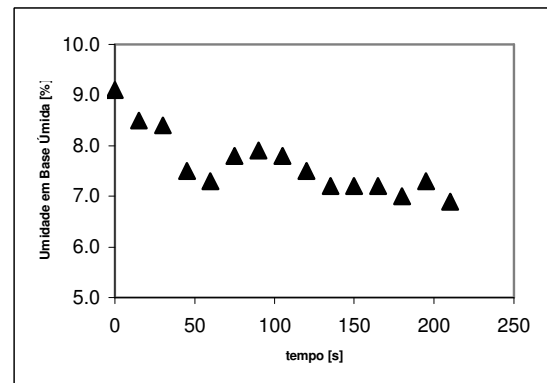


Figura 17(b) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 2.

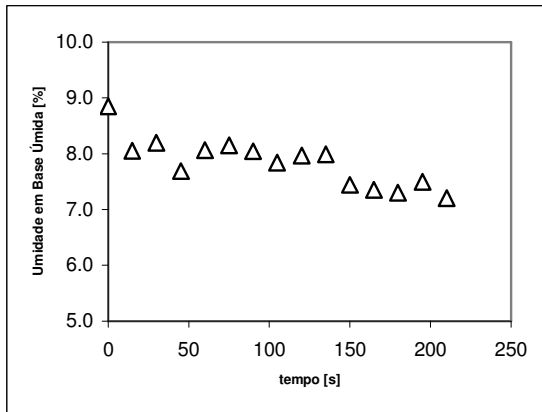


Figura 17(c) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 3.

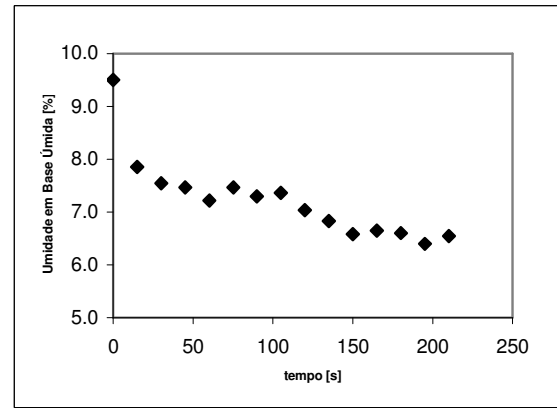


Figura 17(d) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 4.

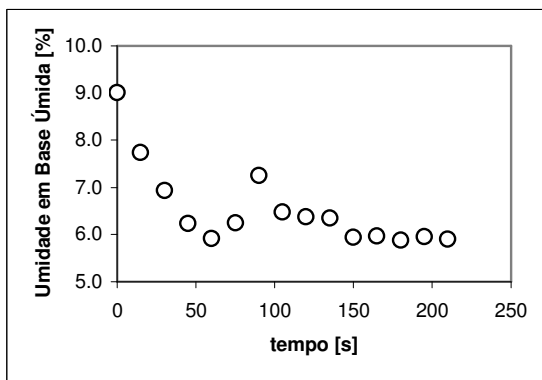


Figura 17(e) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 5.

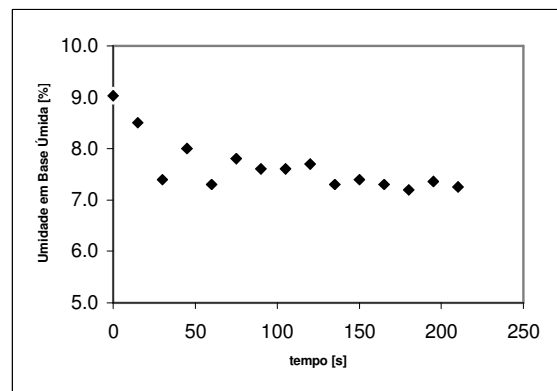


Figura 17(f) - Perfil de umidade no processo de secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 6.

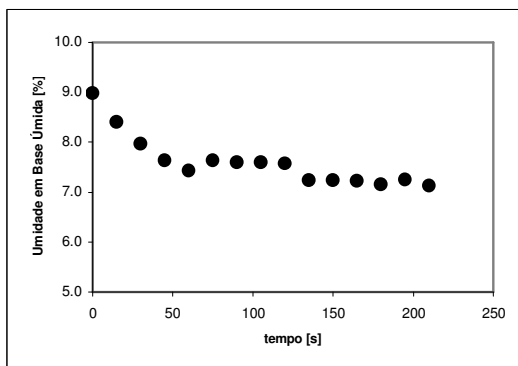


Figura 17(g) - Perfil de umidade no processo de

secagem: Dados da Tabela 4 - Conjunto 7.

O processo de fabricação e o procedimento de análise apresentam variabilidades inerentes que podem ser visualizadas nos pontos experimentais das Figuras 17(a) até 17(g). No processo de fabricação, a umidade na etapa de secagem não é uniforme devido à entrada gradativa de massa na câmara de vácuo, portanto existem altos gradientes na massa. Apesar de ter sido realizada uma homogeneização da massa no momento da coleta de amostra, esta variação inerente não foi completamente minimizada. Além disso, o procedimento de análise requer a trituração da amostra, o que se torna difícil com produto de alta umidade, como é o caso da bala mastigável. Uma vez triturada a amostra, esta tende a se aglomerar, dificultando a análise e diminuindo sua precisão.

4.3 Modelagem do processo

Para o desenvolvimento do modelo do processo de cozimento de calda de balas mastigáveis, este foi dividido em duas etapas distintas: a etapa de evaporação e cozimento e a etapa de secagem a vácuo. A etapa de evaporação e cozimento é contínua, compreendendo desde a alimentação de calda feita pela bomba de alimentação, passando pela serpentina de aquecimento e evaporação, a pressão atmosférica, até atingir a câmara de expansão. A segunda etapa do processo é realizada na câmara de vácuo, onde a ação do vácuo (baixas pressões) promove uma diminuição da pressão de vapor da água e por consequência a retirada da umidade do produto. A segunda etapa é realizada em bateladas de aproximadamente 30 kg cada. As duas etapas de cozimento das balas são ilustradas na Figura 18.

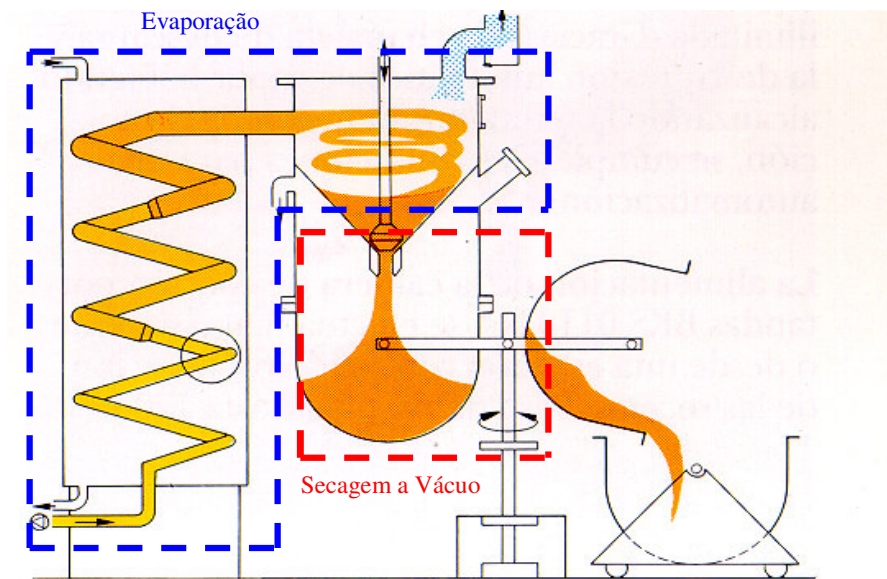


Figura 18 – Etapas de evaporação e secagem à vácuo no cozedor de balas.

Para análise teórica, modelagem e simulação do processo avaliado no presente trabalho, foi construído um programa computacional em linguagem Fortran 90. O modelo desenvolvido neste trabalho foi implementado nesta linguagem, no qual é possível a simulação do sistema tanto em regime permanente quanto em regime transiente em malha aberta ou fechada. Desta forma, tal arquitetura do algoritmo elaborado permite a realização de simulações com diferentes condições de operação do processo em questão.

4.3.1 Modelagem da etapa de evaporação

O detalhamento esquemático da etapa de evaporação está representado na Figura 19, onde o cozimento ocorre sob pressão atmosférica dentro da serpentina, encerrada na câmara de vapor.

O modelo para a etapa de evaporação foi obtido aplicando um balanço de massa global, balanço de massa para sólidos totais e balanço de energia para a calda de balas. Aplicando o balanço de massa global, tem-se;

$$\frac{dM}{dt} = q_b - q_s + q_v \quad (9)$$

onde M é o “*hold up*” de massa de calda, t é o tempo, q_b é a vazão mássica de alimentação de calda, q_s é a vazão de calda na saída da etapa de evaporação e q_v é a vazão de água evaporada.

Neste trabalho foi considerado; $\frac{dM}{dt} = 0$, então; a equação (9) fica;

$$q_b = q_s + q_v \quad (10)$$

Do balanço de massa para sólidos totais tem-se;

$$\frac{d(MX_s)}{dt} = X_b q_b - X_s q_s \quad (11)$$

onde X_s é a concentração de sólidos totais da calda na saída da etapa de evaporação e X_b é a concentração de sólidos totais da calda na alimentação. Como a quantidade de massa de calda (M) é considerada constante, tem-se;

$$\frac{dX_s}{dt} = \frac{X_b q_b - X_s q_s}{M} \quad (12)$$

Do balanço energético no sistema tem-se;

$$\frac{d}{dt}(M H_s) = q_b H_b - q_s H_s - q_v H_v + Q \quad (13)$$

em que H_s é a entalpia da calda na saída da etapa de evaporação, H_b é a entalpia da calda na alimentação, H_v é a entalpia do evaporado e Q é a quantidade de energia global trocada no processo. Sendo M constante, a equação (13) resulta em;

$$M \frac{dH_s}{dt} = q_b H_b - q_s H_s - q_v H_v + Q \quad (14)$$

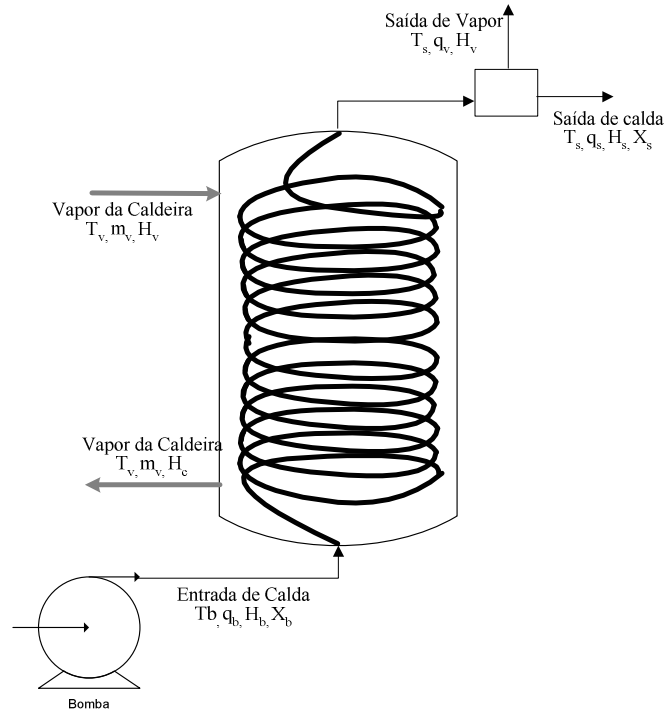


Figura 19 – Diagrama esquemático da etapa de evaporação do cozedor de balas.

E Q pode ser dado por;

$$Q = UA\Delta T_{ML} \quad (15)$$

Onde,

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}} \quad (15a)$$

sendo U é o coeficiente global de troca térmica e A é a área de troca térmica.

Nas equações acima, a entalpia da calda é definida pelo produto da capacidade calorífica pela temperatura. Assim, a equação (16) define a entalpia na saída da etapa de evaporação e a equação (17), na alimentação:

$$H_s = Cp(X_s)T_s \quad (16)$$

$$H_b = Cp(X_b)T_b \quad (17)$$

onde Cp é a capacidade calorífica da calda. A derivada da entalpia em relação ao tempo é definida pela equação (18);

$$\frac{dH_s}{dt} = \frac{\partial H_s}{\partial X_s} \frac{dX_s}{dt} + \frac{\partial H_s}{\partial T} \frac{dT}{dt} \quad (18)$$

onde $\frac{\partial H_s}{\partial X_s}$ e $\frac{\partial H_s}{\partial T_s}$ são obtidas analiticamente a partir das equações (16) e (17) e a expressão para $\frac{dX_s}{dt}$ é obtida a partir do balanço de massa para sólidos totais (equação 12). A equação (19) define a temperatura de ebulição da solução. A expressão para $\frac{dT_s}{dt}$, equação (20), pode ser obtida por meio da derivação da equação (3) e reescrita como;

$$T_s = T_{\text{água}} + \Delta eb(P, X_s) \quad (19)$$

Assim;

$$\frac{dT_s}{dt} = \frac{\partial \Delta eb}{\partial X_s} \frac{dX_s}{dt} \quad (20)$$

Substituindo $\frac{dH_s}{dt}$ na equação (14), obtém-se a expressão para a vazão de água evaporada no sistema:

$$q_v = \frac{q_b(H_b - H_s) - (ac + b)q_b(X_b - X_s) + Q}{X_s(ac + b) + H_v - H_s} \quad (21)$$

onde a , b e c são definidos por:

$$a = \frac{\partial H_s}{\partial T_s} \quad (22)$$

$$b = \frac{\partial H_s}{\partial X_s} \quad (23)$$

$$c = \frac{\partial \Delta eb}{\partial X_s} \quad (24)$$

Ainda, a entalpia de vapor saturado (H_v) e condensado (H_c) podem ser dadas pelas equações (25) e (26), respectivamente (PERRY e GREEN, 1984);

$$H_v = 2509,2888 + 1,6747 T \quad (25)$$

$$H_c = 4,187 T \quad (26)$$

Para a determinação da capacidade calorífica da solução (calda de bala), foi utilizada a seguinte equação (SINGH e HELDMAN, 1993);

$$C_p = 1,424 mc + 1,549 mp + 1,675 mf + 0,837 ma + 4,187 mw \quad (27)$$

onde mc é a fração mássica de carboidratos, mp é a fração mássica de proteína, mf é a fração mássica de gordura, ma é a fração mássica de cinzas e mw é a fração mássica de água.

A equação (27) possibilita o cálculo da capacidade calorífica a partir da composição do produto. A composição da calda de bala mastigável utilizada neste trabalho para o cálculo de C_p é apresentada na Tabela 3.

Tabela 3 - Composição nutricional da calda de bala mastigável (Fonte: Peccin S.A.).

Componente	Massa em 100 g de bala mastigável
Proteínas	0,68 g
Lipídios	6,03 g
Resíduo mineral fixo	0,20 g
Carboidratos	88,8 g
Água	4,29 g

Em regime permanente, o modelo desenvolvido para o cozedor (equações 9 a 27) resulta em:

$$X_b q_b - X_s q_s = 0 \quad (28)$$

$$q_b H_b - q_s H_s - q_v H_v + Q = 0 \quad (29)$$

A equação do controlador PID, o qual está em funcionamento na unidade modelada no presente trabalho pode ser dada por;

$$Tv = Kc \text{ erro} + \tau_I \int_0^t \text{erro} dt + \tau_D \frac{d \text{ erro}}{dt} + \bar{T} \quad (30)$$

onde;

$$\text{erro} = SP - T_s \quad (31)$$

onde Tv é a variável manipulada (temperatura do vapor no lado da camisa do cozedor), \bar{T} é o “bias”, T_s é a variável controlada, SP é o valor do *set point*, Kc , τ_I e τ_D são os parâmetros do controlador.

4.3.2 Determinação do Coeficiente Global de Troca Térmica (UA)

A determinação do coeficiente de troca térmica (UA) foi realizado com o modelo desenvolvido para etapa de evaporação em estado estacionário, juntamente com dados operacionais do processo. A partir de dados de vazão de alimentação (q_b) e vazão de calda na saída da etapa de evaporação (q_s), a vazão de água evaporada (q_v), em regime permanente, é dada pela equação (10).

A partir dos dados operacionais de temperatura de alimentação (T_b), temperatura de saída (T_s), da concentração de sólidos totais na alimentação (X_b) e na saída (X_s) obtidos em estado estacionário, o coeficiente global de troca térmica foi determinado pela equação (29):

$$UA = \frac{q_s h_s + q_v h_v - q_b h_b}{\Delta T_{ML}} \quad (32)$$

Na Tabela 4 são mostrados os dados operacionais utilizados e o coeficiente global de troca térmica calculado para cada ponto estacionário. Uma vez que não houve diferença significativa entre os valores calculados de UA , a média dos valores foi calculada para ser utilizada no modelo do processo. O valor de desvio padrão baixo confirma a pequena variabilidade entre os valores calculados de UA , legitimando o uso da média para a faixa de operação do processo.

Tabela 4 - Valores do coeficiente global de troca térmica calculados a partir de dados operacionais do processo.

T_b [°C]	q_b [kg massa / min]	X_b [%]	T_s [°C]	X_s [%]	UA calculado [kW.°C ⁻¹]
50,0	16,127	74,1	127,5	91,9	3,51
50,0	16,127	74,1	128,4	93,0	3,71
50,0	16,127	74,1	129,6	93,5	3,88
50,0	16,127	74,1	131,5	94,2	4,17
45,0	18,049	73,7	123,7	92,7	3,71
43,0	15,166	73,7	121,6	91,6	2,88
45,5	19,011	73,6	123,6	91,5	3,78
<i>Média</i>					3,66
<i>Desvio Padrão</i>					0,40

Para avaliação dos resultados de simulação foram realizados alguns estudos numéricos em regime permanente, os quais são comparados com dados do processo obtidos na unidade industrial. Tais resultados são apresentados na Figura 20.

A partir dos resultados da Figura 20, verifica-se que o modelo representa de forma eficiente o processo operacional de evaporação (cozimento) de calda de balas mastigáveis.

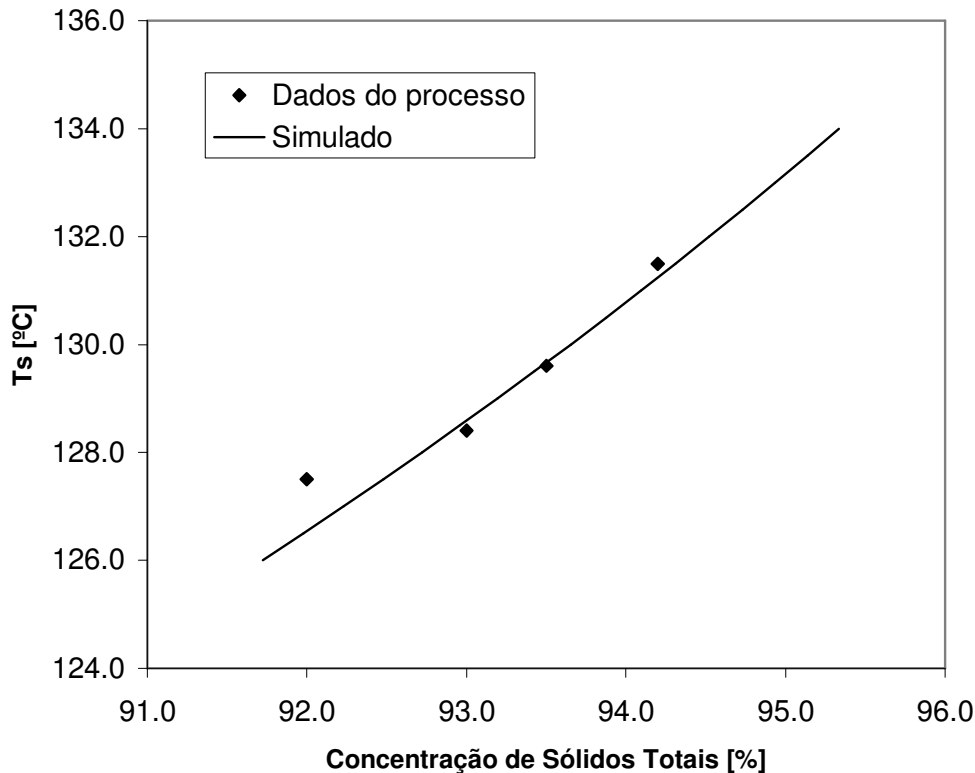


Figura 20 – Validação do modelo de evaporação em estado estacionário: $X_b = 0,741$; $T_b = 50,0$ °C e diferentes valores especificados de T_s .

Uma vez validado o modelo de evaporação nas Figuras 21 e 22, nestas são apresentados os resultados de uma simulação para as variáveis de saída, referentes a uma condição de evaporação e cozimento em regime transiente em malha aberta. As seguintes condições de processo foram especificadas para esta simulação: q_b igual a 0,2528 kg/s, T_b igual a 50 °C e X_b igual a 0,741. Os perfis de temperatura e concentração apresentam duas fases distintas. Em um primeiro momento, ocorre um aumento acentuado da temperatura, que corresponde ao processo de aquecimento da calda. Nesta fase, a temperatura da calda ainda não atingiu a temperatura de ebulição e conseqüentemente, a concentração permanece constante. Com o início da evaporação, a concentração da calda aumenta até atingir o regime permanente. O aumento de temperatura é menor, uma vez que a energia fornecida ao sistema, que antes era totalmente utilizada para o aumento de temperatura (aquecimento), nesta condição é empregada para o processo de mudança de fase – evaporação da água.

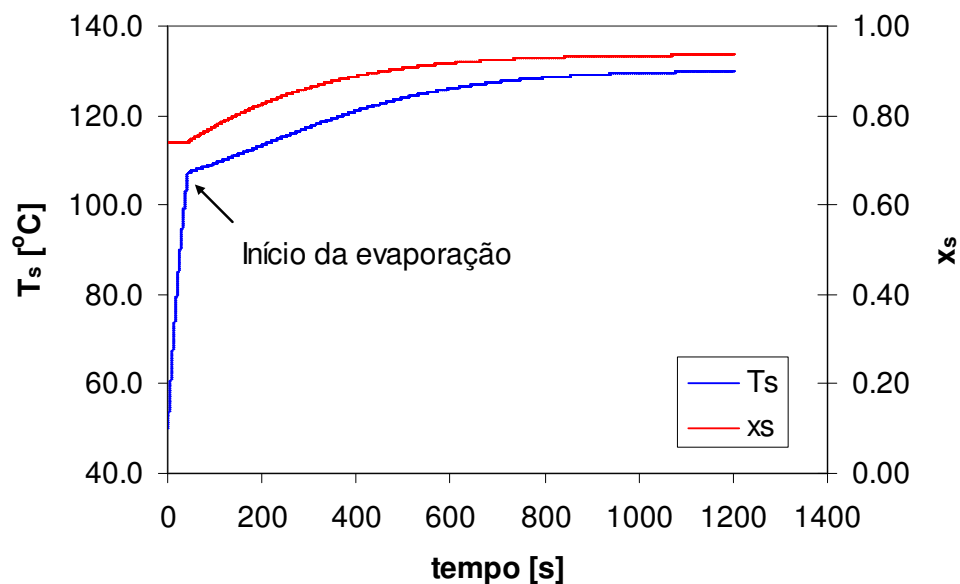


Figura 21 – Resultados de simulação transiente para a temperatura de saída (T_s) e concentração (X_s) no processo de cozimento.

Na Figura 22, são mostrados os perfis de vazão de alimentação (q_b), vazão de água evaporada (q_v), vazão de calda na saída da etapa de evaporação (q_s) e demanda de vazão de vapor saturado (m_v). A vazão de alimentação permaneceu constante, uma vez que esta é a variável especificada na simulação. Até o momento do início da evaporação, sinalizado na Figura 22, a vazão de água evaporada é nula, e conseqüentemente a vazão de calda na saída do evaporador é igual a de alimentação, uma vez que o processo de evaporação não ocorre. A demanda de vapor saturado é maior durante a fase inicial (aquecimento), onde maior taxa de energia é necessária para que a temperatura da calda atinja a temperatura de ebulição. Durante a etapa de evaporação, os perfis das vazões de água evaporada e demanda de vapor apresentaram curvas paralelas, demonstrando que quanto maior a quantidade de água evaporada (q_v), maior é a demanda de vapor saturado (m_v) necessária. Além disso, conforme a vazão de calda concentrada aumenta, a demanda de vapor e a vazão de água evaporada diminuem simetricamente, e observa-se que a soma das vazões de água evaporada e de calda concentrada é igual a vazão de alimentação.

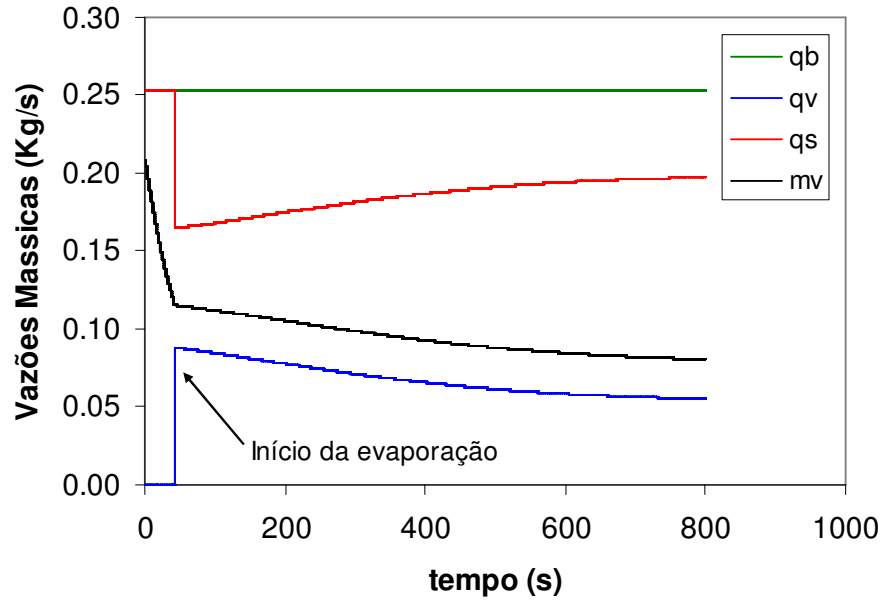


Figura 22 – Resultados de simulação transiente para as vazões de entrada (q_b), vazão de evaporado (q_v), vazão de massa de saída (q_s) e vazão de vapor demandado no processo (m_v).

Para validar o modelo em regime transiente desenvolvido neste trabalho, foram realizadas algumas simulações, em que o resultado obtido foi comparado a dados operacionais da planta industrial. Nestas simulações, foram utilizados os valores de vazão de alimentação (q_b) igual a 0,3168 Kg/s, concentração de sólidos totais (X_b) na alimentação de 0,74 e temperatura (T_b) de 45,5 °C, situação idêntica as condições de operação da planta industrial.

Como o cozedor industrial opera em malha fechada, as equações de um controlador PID foram adicionadas ao modelo e os parâmetros do controlador foram estimados por tentativa e erro para que o modelo em malha fechada represente os dados operacionais de forma realista. Diferentes conjuntos dos parâmetros do controlador foram avaliados, sendo que para o parâmetro τ_D foi verificado não apresentar influência no comportamento dinâmico do sistema de controle. Logo, o controlador utilizado neste trabalho é representado por um do tipo PI, comumente encontrado nos sistemas de controle para evaporadores (COSTA, 2000).

Na Tabela 5, são apresentadas as condições iniciais de temperatura e concentração da calda ao final da etapa de evaporação em regime permanente e antes da alteração de *set point*,

o valor do *set point* de temperatura e os valores dos parâmetros do controlador para cada simulação realizada.

Tabela 5 – Condições das simulações em malha fechada para o processo de cozimento de balas.

Simulação	Condições do Processo			Parâmetros do controlador	
	T_s inicial [°C]	X_s inicial	SP [°C]	K_c	τ_I [s]
1(a)				18,0	0,016
1(b)	108,0	0,7554	124,0	9,0	0,016
1(c)				18,0	0,008
2(a)				18,0	0,016
2(b)	118,0	0,8636	136,0	9,0	0,016
2(c)				18,0	0,008
3(a)				0,016	0,016
3(b)	133,0	0,9493	118,0	0,016	0,016
3(c)				0,008	0,008

Na Figura 23, são apresentados os resultados das Simulações 1(a), 1(b) e 1(c) do comportamento dinâmico do cozedor de balas em malha fechada, com diferentes valores para os parâmetros K_c e τ_I . A curva obtida com a simulação 1(a) representa de maneira satisfatória o comportamento do cozedor em malha fechada. Para a simulação 1(b), um acréscimo de 50% no valor de τ_I foi realizado para se verificar a influência deste parâmetro no comportamento dinâmico. Esta alteração resulta em um maior afastamento entre a temperatura e o valor do *set point*. Entretanto, o tempo necessário para a temperatura estabilizar no *set point* permaneceu inalterado. Na simulação 1(c), o valor de K_c foi reduzido em 50%, resultando em uma maior variação da temperatura, além da curva obtida com a simulação estar mais afastada dos dados operacionais. Portanto, os resultados obtidos com as simulações 1(a), 1(b) e 1(c) indicam que o ganho proporcional K_c tem maior influência no sistema de controle do que o tempo integral τ_I e que os valores mais adequados para estes parâmetros são os valores pertinentes a simulação 1(a).

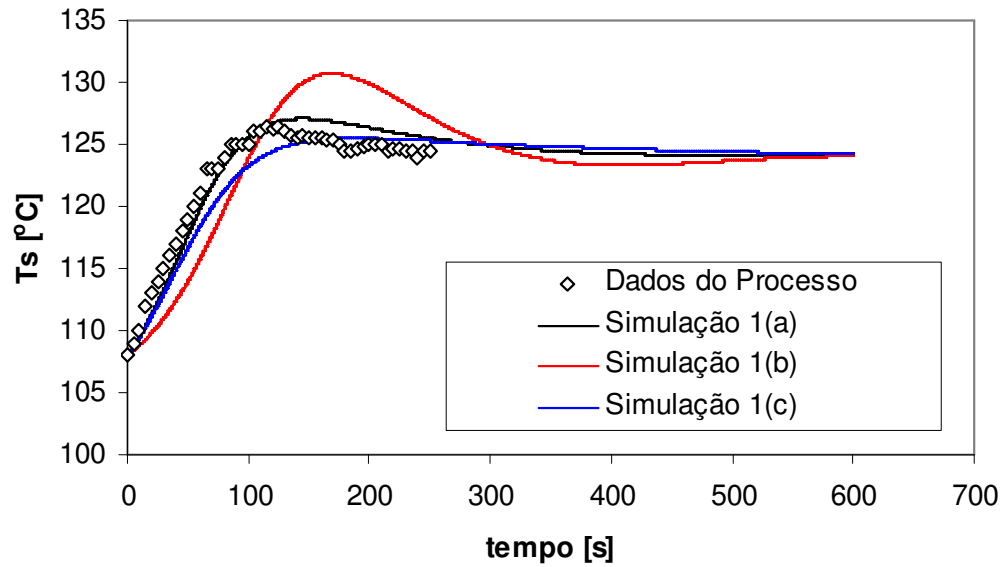


Figura 23 – Comportamento dinâmico do cozedor em malha fechada para as condições das Simulações 1(a), (1b) e 1(c).

As curvas obtidas com as Simulações 2(a), 2(b) e 2(c) e os dados operacionais do processo se encontram na Figura 24. Os valores dos parâmetros do controlador nas três curvas são iguais aos utilizados nas simulações da Figura 23. Observa-se na Figura 24, um comportamento semelhante ao apresentado anteriormente, em relação à variação dos valores dos parâmetros do controlador e a conseqüente variação na variável controlada. Novamente, o efeito do ganho proporcional é maior se comparado ao efeito do tempo integral.

Na Figura 25, são apresentados os dados operacionais e os resultados obtidos com as Simulações 3(a), 3(b) e 3(c). Em relação a alteração dos parâmetros do controlador e a variação no valor da variável controlada, o comportamento do sistema de controle apresentado nesta Figura é semelhante ao observado nas Figuras 23 e 24.

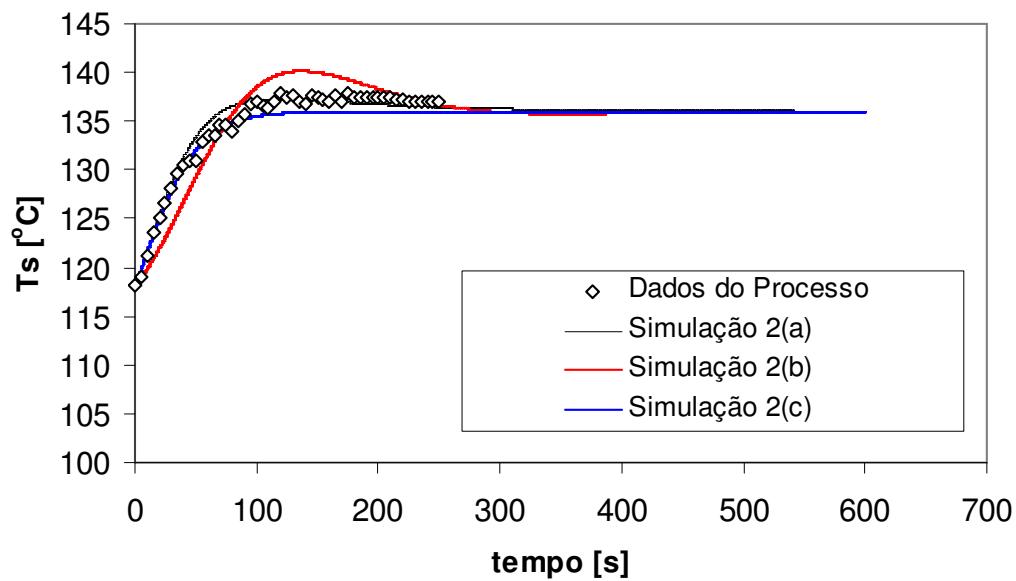


Figura 24 – Comportamento dinâmico do cozedor em malha fechada para as condições das Simulações 2(a), 2(b) e 2(c).

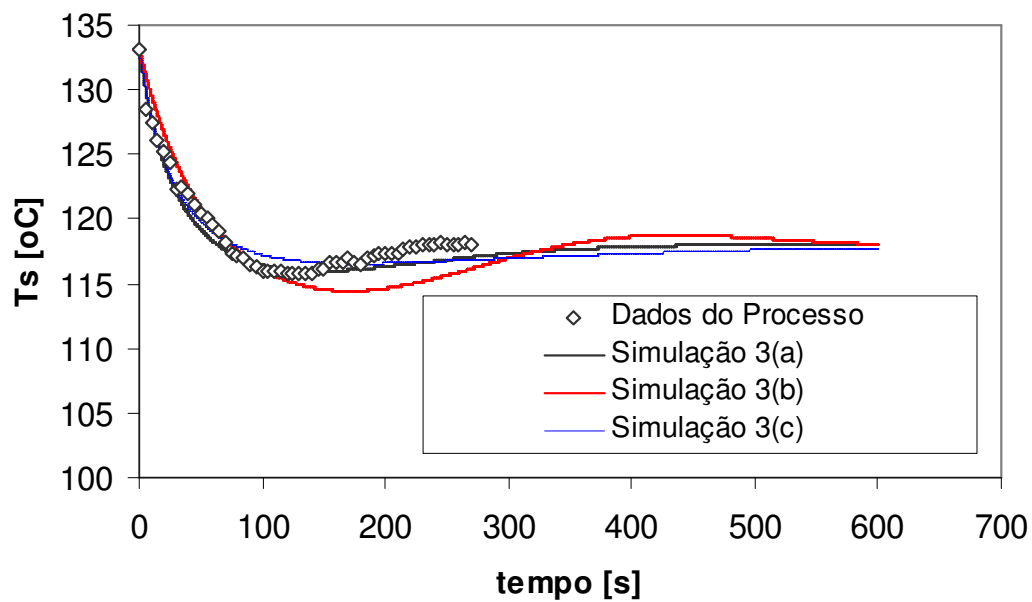


Figura 25 – Comportamento dinâmico do cozedor em malha fechada para as condições das Simulações 3(a), 3(b) e 3(c).

A partir dos resultados apresentados nas Figuras 23 a 25, verifica-se que o ganho proporcional tem maior influência na performance do controlador quando comparado ao tempo integral. Dos três conjuntos de valores avaliados para os parâmetros do controlador, os valores de K_c igual a 18 e τ_i de 0,016 resultaram em uma curva mais próxima aos dados operacionais, bem como menores valores de índice de performance do sistema de controle. Os resultados das simulações apresentados nas Figuras 23 a 25 validam o modelo proposto em regime transiente, uma vez que o mesmo é capaz de eficientemente representar o comportamento dinâmico do cozedor.

Na Figura 26, são apresentadas os perfis de concentração de calda em função do tempo para as condições iniciais e os valores de parâmetros pertinentes às Simulações 1(a), 2(a) e 3(a) do processo de cozimento (Tabela 7). As três simulações possuem condições iniciais e valores de *set point* de temperatura distintos. Como o sistema foi simulado em malha fechada, o valor da temperatura da calda no estado estacionário é igual ao valor do *set point*. Conseqüentemente, a concentração de sólidos no estado estacionário é diferente nas três simulações. Este comportamento corrobora a relação entre a temperatura de ebulição e a concentração da solução.

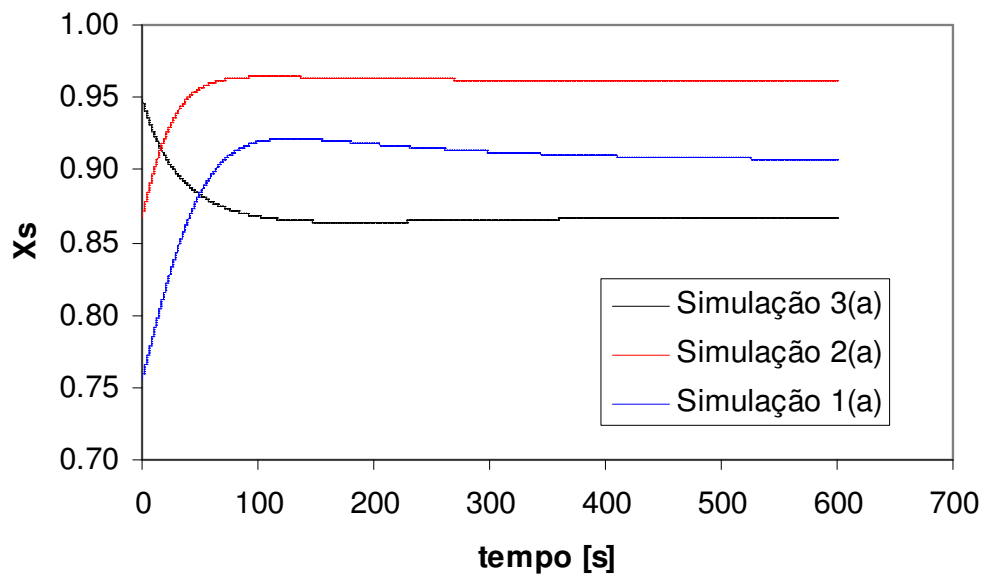


Figura 26 - Simulação da concentração de calda de balas na saída do cozedor (X_s), em diferentes condições de simulação.

4.3.3 Modelagem da Etapa de Secagem

Devido à complexidade do processo, a modelagem da etapa de secagem foi realizada utilizando um modelo empírico conforme indicado anteriormente, esta complexidade se deve ao fato da pressão variar com o tempo dentro da câmara de vácuo e da indisponibilidade de dados relativos ao perfil temporal de pressão.

Para representar a variação de umidade na câmara de vácuo, treinou-se uma rede neural artificial (RNA) do tipo *Multilayer Perceptron* com uma camada interna. As variáveis de entrada para a RNA foram o teor de sólidos da calda na entrada da câmara de vácuo, a pressão absoluta e o tempo. A RNA possuía apenas uma saída, a umidade na saída da câmara de vácuo.

O grupo de treinamento da RNA era composto de 60 padrões (conjuntos 1 a 5) e outros 24 padrões (conjuntos 6 e 7) foram destinados para a etapa de teste. Estes dados se encontram na Tabela 4. Os dados foram pré-tratados com uma normalização entre -1 e 1. A função de ativação utilizada foi a função tangente hiperbólica nas camadas interna e de saída. Para a fase de treinamento, utilizou-se o algoritmo de *Simulated Annealing*, através da rotina amebsa (PRESS *et al.*, 1992). Os valores dos pesos iniciais foram gerados aleatoriamente seguindo uma distribuição gaussiana com média zero. A arquitetura da RNA foi definida dentro de uma faixa de duas a trinta e cinco unidades internas, com um procedimento de tentativa e erro, resultando em uma arquitetura ótima com trinta unidades internas.

A Figura 27 mostra os dados preditos pela RNA e os valores experimentais para o grupo de treinamento. A partir desta figura, verifica-se que a RNA conseguiu assimilar de maneira razoável o comportamento dos dados de treinamento, uma vez que a maioria dos pontos encontra-se equidistantes de ambos os eixos. Apesar da pequena dispersão observada, vale salientar que o erro percentual obtido no treinamento atinge 4% em média, o que é um valor baixo e aceitável para a predição da RNA.

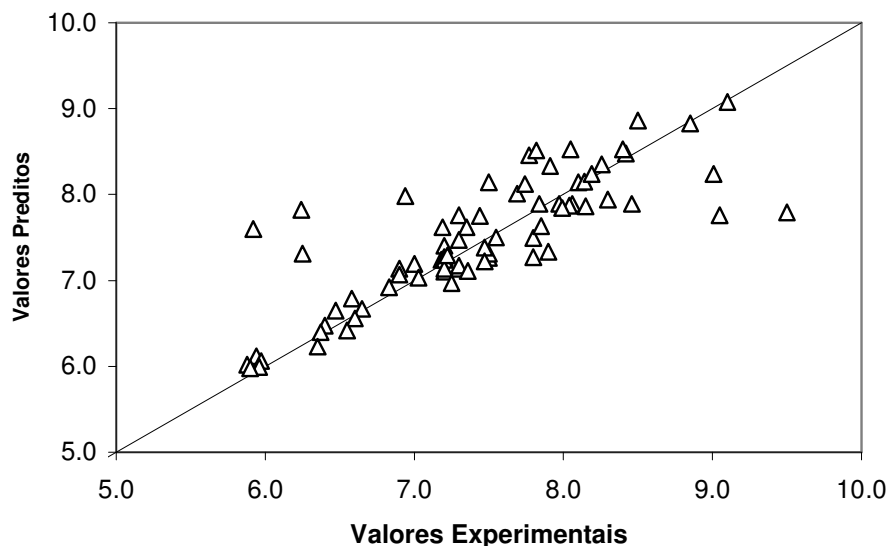


Figura 27 – Dados preditos pela RNA e valores experimentais para o grupo de treinamento.

Os dados experimentais e preditos pela RNA para os dois conjuntos de validação (conjunto 6 e 7) encontram-se nas Figuras 28 e 29. Observa-se que a RNA conseguiu prever de maneira satisfatória os dados do grupo de validação, inclusive os pontos experimentais finais. Estes pontos são considerados os mais importantes para o processo, uma vez que estes representam a umidade final do produto.

Ressalta-se que o erro médio percentual obtido na etapa de validação da rede foi de 2%, diante disso, pode-se concluir que o erro de predição da RNA é aceitável, principalmente em se consideradas as variações intrínsecas na análise da umidade e no processo industrial.

O modelo híbrido proposto, composto por equações fundamentais (de balanço) e redes neurais, conseguiu representar com precisão os dados operacionais do cozedor industrial de balas mastigáveis. Uma vez que a umidade do produto no final do processo pode ser predita pelo modelo com precisão, o mesmo pode ser usado como um sensor virtual com segurança para inferir a umidade do produto final.

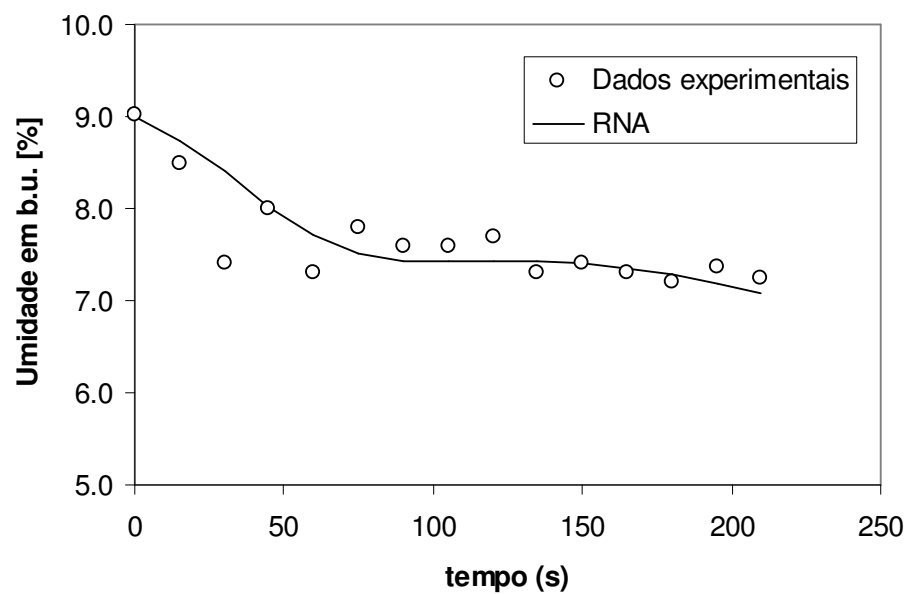


Figura 28 - Dados preditos pela RNA e valores experimentais para o grupo de validação usando o Conjunto 6.

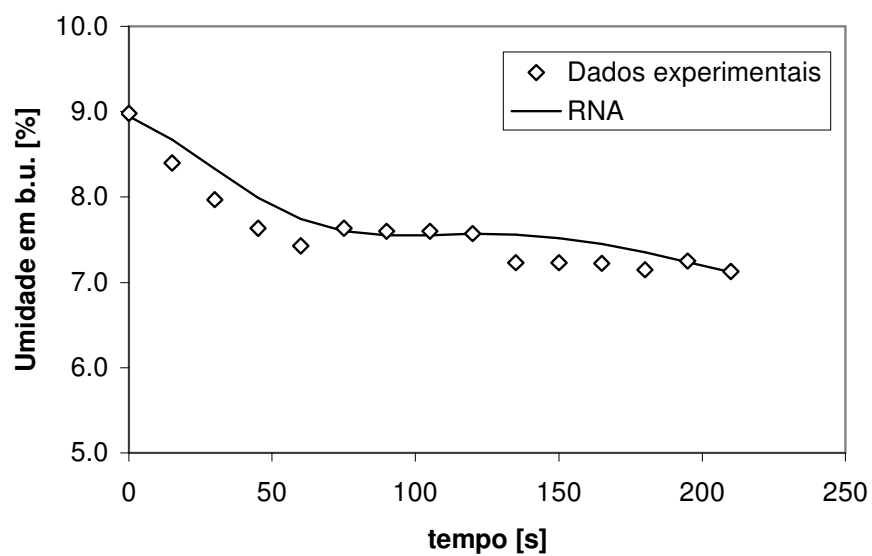


Figura 29 - Dados preditos pela RNA e valores experimentais para o grupo de validação usando o Conjunto 7.

5 – CONCLUSÕES E SUGESTÕES

5.1 Conclusões

No presente trabalho é apresentada uma análise e modelagem de um processo industrial de cozimento de balas mastigáveis representado por duas etapas distintas: uma de evaporação e concentração da calda e outra de retirada de umidade final através da secagem à vácuo. Para a análise do processo foram coletados dados industriais na unidade. Na modelagem foi utilizada uma abordagem híbrida, composta da modelagem fenomenológica do processo de evaporação e empírica, por RNA, para a etapa de retirada de umidade final (secagem).

A partir dos resultados obtidos no presente trabalho, pode ser verificado que a maior perda de umidade ocorre na primeira etapa do processo, enquanto que na câmara de vácuo, a perda de umidade é significativamente menor, sendo de aproximadamente 2 % (dois por cento) em base úmida. Entretanto, esta segunda etapa do processo é de fundamental importância para a determinação da umidade final do produto e esta etapa mostrou ser altamente influenciada pela pressão na câmara de vácuo.

Ainda, a partir da análise do processo, verificou-se que o controlador utilizado para a temperatura de cozimento apresentou excelente performance no *start-up* do processo e também diante do problema servo, onde foram verificados tempos de aproximadamente até 230 s para estabilizar a temperatura.

Em relação às medidas de elevação do ponto de ebulição da calda de bala mastigável, o aparato experimental utilizado mostrou-se confiável, o qual foi validado por meio das medidas obtidas com água bidestilada e comparadas com valores disponíveis na literatura. A equação de CAPRISTE e LOZANO (1998) representou bem os dados de elevação do ponto de ebulição (*EPE*) da calda em função da sua composição e pressão. Além disso, o modelo para *EPE* mostrou ter importância fundamental na capacidade preditiva do modelo desenvolvido para o cozedor, fazendo com que o mesmo conseguisse representar com realidade os dados obtidos na planta industrial.

Para representar os dados de secagem, utilizou-se uma rede neural do tipo *Multilayer Perceptron*, em virtude da complexidade do processo e da indisponibilidade do perfil temporal de pressão na câmara de vácuo. O erro percentual de predição da rede neural se encontra em torno de 2 % (dois por cento) na umidade do produto final, o que é considerado bom, uma vez que as variações inerentes ao processo produtivo e da análise laboratorial se encontram neste mesmo patamar.

De uma maneira geral, o sensor virtual, composto pelo modelo híbrido proposto (equações fundamentais e uma rede neural) demonstrou ser capaz de predizer a umidade do produto no final do processo com precisão, podendo ser usado como um sensor virtual para inferir a umidade do produto final. Ressalta-se que o desenvolvimento deste trabalho permitiu um melhor entendimento do processo de cozimento de balas mastigáveis, bem como a verificação de alguns fenômenos associados a tal processo.

5.2 Sugestões

Para a continuidade nesta linha de trabalho, algumas sugestões são delineadas:

- desenvolvimento de um modelo teórico para a etapa de secagem que considere a dependência com a pressão transiente do sistema;
- obtenção de mais curvas de secagem (retirada de umidade) em diferentes condições de vácuo;
- desenvolvimento de um algoritmo de otimização das condições de operação do sistema visando minimizar a variabilidade dos valores de umidade final da calda de bala mastigável.

6- REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ALBERTOS, P. e GOODWIN, G. C., *Virtual sensors for control applications*. Anual Reviews in Control, vol. 26, pp 101-112, 2002.
- ALY, N.H. e MARWAN, M. A. *Dynamic response of multi-effect evaporators*. Desalination, vol. 114, pp 189 – 196, 1997.
- ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DA INDÚSTRIA DE CHOCOLATE, CACAU, BALAS E DERIVADOS – ABICAB, **Estatísticas**. Disponível em <http://www.abicab.org.br>. Acesso em 14/04/2006.
- BAUGHMAN, D. R.; LIU, T. A., 1995, *Neural Networks in Bioprocess and Chemical Engineering*, 1st ed., USA, Academic Press Inc.
- BENNE, M.; GRONDIN-PEREZ, B.; LAN-SUN-LUK, J. D.; CHABRIAT, J. P., *Modelling cane sugar evaporation and crystallisation. Part 2 : a new approach using neural networks*. Inst. Sugar Journal, vol. 101, n° 1209, pp 457-461, 1999.
- BOILLEREAUX, L.; CADET, C.; BAIL, A., *Thermal properties estimation during thawing via real-time neural network learning*. Journal of Food Engineering, vol. 57, pp 17-23, 2003
- BUNGE ALIMENTOS – BUNGE. **Lecitinas de soja**.
- BRASIL. MINISTÉRIO DA SAÚDE. AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA – ANVISA. Resolução – CNNPA n° 12 de 1978. Disponível em: <http://www.anvisa.gov.br>. Acesso em 13/04/2006.
- BRASIL. MINISTÉRIO DA SAÚDE. AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA – ANVISA. Resolução – CNNPA n° 44 de 1977. Disponível em: <http://www.anvisa.gov.br>. Acesso em 10/05/2006.
- BRASIL. MINISTÉRIO DA SAÚDE. AGÊNCIA NACIONAL DE VIGILÂNCIA SANITÁRIA – ANVISA. Resolução n° 104 de 14 de maio de 1999. Disponível em: <http://www.anvisa.gov.br>. Acesso em 10/05/2006.

- CAPRISTE, G.H. e LOZANO, J.E. *Effect of concentration and pressure on the boiling point rise of apple juice and related sugar solutions*. Journal of Food Science, vol. 53(3), pp 865 – 895, 1988 apud WESTPHALEN, D.L e MACIEL, M.R.W. Uso da equação de Capriste e Lozano para predição da elevação de pontos de ebulição. Anais do XIII COBEQ, 2000.
- COOPERATIVA DE PRODUTORES DE CANA, AÇÚCAR E ÁLCOOL DO ESTADO DE SÃO PAULO – COPERSUCAR. Especificação técnica.
- CORAZZA, F. C., Estimação de estado e controle ótimo em tempo real para um secador industrial de gelatina – análise de viabilidade técnica. Tese de doutorado. Universidade Estadual de Maringá, Maringá – PR, Brasil, 2004.
- CORN PRODUCTS BRASIL INGREDIENTES INDUSTRIAIS LTDA – CORN PRODUCTS BRASIL. Serviços técnicos.
- COSTA. A. O. S., Alternativas para o controle de um sistema de múltiplo efeito. Dissertação de mestrado. UFRJ / COPPE, Rio de Janeiro – RJ, 2000.
- ELLIOTT, J.R. e LIRA, C.T., *Introductory Chemical Engineering Thermodynamics*. Printice Hall PTR, 1999.
- FEYO DE AZEVEDO, S. e CHORÃO, J., *On line monitoring of White sugar crystallization through software sensors*. Sugar Inst. Tech. Paper 646, 1993.
- HERNÁNDEZ – PEREZ, J. A.; GARCIA – ALVARADO, M. A.; TRYSTRAM, G. e HEYD, B., *Neural networks for the heat and mass transfer prediction during drying of cassava and mango*. Innovative Food Science & Emerging Technologies, vol. 5, pp 57 – 64, 2004.
- HORIUCHI, J.; SHIMADA, T.; FUNAHASHI, H.; TADA, K.; KOBAYASHI, M. e KANNO, T., *Artificial neural network model with a culture database for prediction of acidification step in cheese production*. Journal of Food Engineering, vol. 63, pp 459 – 465, 2004.
- JESUS, C. D. F., Validação da simulação das etapas de evaporação e cristalização da produção de açúcar com dados obtidos em plantas industriais. Tese de doutorado. Universidade Federal de São Carlos, São Carlos – SP, Brasil, 2004.
- KHANNA, T., 1990, *Foundations of Neural Networks*, 1st ed., USA, Addison-Wesley Publishing Company Inc.

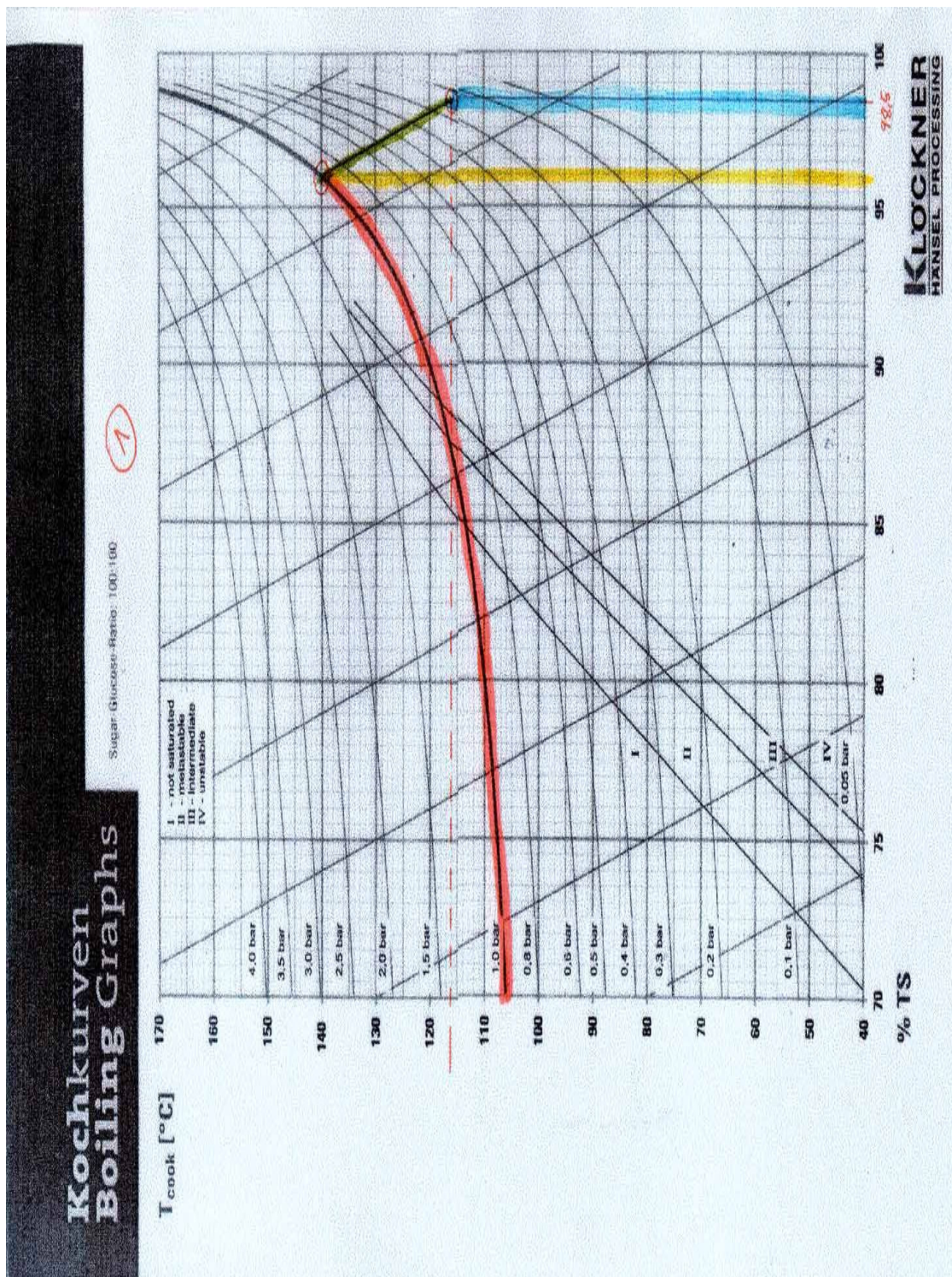
- LAMBERT, R.N., JOYO, D. e KOKO, F.W., Ind. Eng. Chem. Res., vol. 26(1987) pp 100
apud ALY, N.H. e MARWAN, M. A. *Dynamic response of multi-effect evaporators*.
Desalination, vol. 114, pp 189 – 196, 1997.
- LAURET, P., BOYER, H., Gatina, J. C., *Hybrid modelling of sugar boiling process*. Control
Engineering Practice, vol. 8, pp 299-310, 2000.
- LENNOX, B., MONTAGUE, G.M., FRITH, A.M., GENT, C., BEVAN, V., 2001, *Industrial
application of neural networks – an investigation*, *Journal of Process Control*, v.11,
pp.497-507.
- LEINER DAVIS GELATIN – LEINER. Gelatina.
- LEES, R.; JACKSON, E.B. *Sugar confectionery and chocolate manufacture*. Great Britain,
St Edmundsbury Press Limited, Bury St Edmunds, Suffolk, 1999.
- LINKO, S., ZHU, Y.-H., LINKO, P., 1999, *Applying neural networks as software sensors
for enzyme engineering*, *Trends in Biotechnology*, v.17, n.4, pp.155-162.
- LUCCAS, V.; VISSOTTO, F. Z. Tecnologia de fabricação de balas. Manual técnico número
17. Instituto de Tecnologia de Alimentos, 1999. 100p.
- MIRANDA, V. e SIMPSON, R. *Modelling and simulation of an industrial multiple effect
evaporator: tomato concentrate*. *Journal of Food Engineering*, vol. 66, pp 203 – 210,
2005.
- MORESI, M. E SPINOSI, M. *Engineering factors in the production of concentrated fruit
juices. II. Fluid physical properties of grape juice*. *Journal Food Technol.*, vol.19, pp
519-533, 1984.
- MOTHÉ, J. R. A. Tecnologia de fabricação de balas e caramelos. Porto Alegre: CEAPIA –
Centro de Apoio ao Profissional e Indústria de Alimentos, 2001a.
- MOTHÉ, J. R. A. Controle de qualidade na indústria de balas e caramelos. Porto Alegre:
CEAPIA – Centro de Apoio ao Profissional e Indústria de Alimentos, 2001b.
- NEWELL, R. B. e FISHER, D. G. *Model development, reduction, and experimental
evaluation for an evaporator*. Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., vol. 11. nº 2,
1972.
- NORGAARD, M.; RAVN, O; POULSEN, N. K.; HANSEN, L. K., 2000, *Neural Networks
for Modelling and Control of Dynamic Systems – A Practitioner's Handbook*, 1st
ed., Great Britain, Springer.

- PEROZIN, D., Modelagem termodinâmica de soluções aquosas de açúcares. Dissertação de mestrado. FEA, Unicamp, Campinas – SP, 2003.
- PERRY, R. H. E GREEN, D. *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. McGraw-Hill Book Company, 6^a ed., 1984.
- PRESS W.H., TEUKOLSKY S.A., VETTERLING W.T., FLANNERY B.P. *Numerical Recipes in fortran: the art of scientific computing*. 2nd ed. Cambridge University Press, 1992.
- RALLO, R.; FERRE-GINE, J.; ARENAS, A.; GIRALT, F., *Neural virtual sensor for the inferential prediction of product quality from process variables*. Computers and Chemical Engineering, 2002.
- RUSSEL, N. T.; BAKKER, H. H. C.; CHAPLIN, R. I., *Modular neural network modeling for long-range prediction of an evaporator*. Control Engineering Practice, vol. 8, pp 49-59, 2000.
- SINGH, R. P. e HELDMAN, D. R. *Introduction to Food Engineering*. London, Academic Press, 1993.
- TERBRAK – KLOCKNER HANSEL PROCESSING, Gráfico da curva de cozimento de balas. Alemanha, 2006.
- TONELLI, S. M., ROMAGNOLI, J. A. e PORRAS, J. A. *Computer package for transient analysis of industrial multiple effect evaporators*. Journal of Food Engineering, vol. 12, pp 267 – 281, 1990.
- UNIVERSITY OF MISSISSIPPI *Boiling point elevation*. Disponível em: <http://home.olemiss.edu/~cmprice/lectures/bpe.html>. Acesso em 18/07/2006.
- VARSHNEY, N. N., BARHATE, V. D. *Effects of concentrations and vacua on boiling points of fruit juices*, Journal Food Technol., vol.13, pp 225-233, 1978.
- WESTPHALEN, D.L e MACIEL, M.R.W. Uso da equação de Capriste e Lozano para predição da elevação de pontos de ebulição. Anais do XIII COBEQ, 2000.
- WILSON, J.A., ZORZETTO, L.F.M. *A generalized approach to process state estimation using hybrid artificial neural network/mechanistic models*, Computers and Chemical Engineering, v.21, n.9, pp.951-963, 1997.

ZAMAN, A. A., MCNALLY, T. W., FRICKE, A. L., *Vapor pressure and boiling point elevation of slash pine black liquors: predicitive models with statistical approach.*
Ind. Eng. Chem. Res., VOL. 37, pp 275-283, 1998.

7 – APÊNDICES

APÊNDICE A – CURVA DE COZIMENTO DE BALAS



**APÊNDICE B – VALORES DE ELEVAÇÃO DO PONTO DE EBULIÇÃO
PARA A CALDA DE BALAS EM DIFERENTES CONCENTRAÇÕES.**

Concentração sólidos totais [% p/p]	Pressão Absoluta [mmHg]	Temperatura de Ebulição da Calda [°C]	Temperatura de Ebulição da Água ^[a] [°C]	ΔT_{eb} [°C]
0,0	60,0	41,5	41,56	-0,06
	110,0	52,5	53,53	-1,03
	140,0	59,0	58,60	0,40
	190,0	65,7	65,28	0,42
	240,0	72,2	70,61	1,59
	290,0	75,8	75,06	0,74
	340,0	80,3	78,92	1,38
	380,0	82,6	81,67	0,93
	440,0	86,6	85,37	1,23
	490,0	89,4	88,15	1,25
	760,0	99,8	100,00	-0,20
60,0	40,0	37,3	34,10	3,20
	140,0	62,4	58,60	3,80
	190,0	68,5	65,28	3,22
	250,0	74,7	71,56	3,14
	280,0	76,7	74,23	2,47
	360,0	83,3	80,32	2,98
	410,0	86,6	83,58	3,02
	490,0	91,0	88,15	2,85
70,0	760,0	103,2	100,00	3,20
	90,0	53,2	49,45	3,75
	200,0	71,3	66,43	4,87
	290,0	80,1	75,06	5,04
	390,0	86,5	82,32	4,18
	480,0	92,6	87,61	4,99
	760,0	105,8	100,00	5,80

74,5	80,0	54,6	47,11	7,49
	200,0	72,0	66,43	5,57
	290,0	81,1	75,06	6,04
	390,0	88,5	82,32	6,18
	480,0	94,4	87,61	6,79
	760,0	108,5	100,00	8,50
80,0	40,0	42,2	34,10	8,10
	90,0	58,5	49,45	9,05
	180,0	74,0	64,07	9,93
	290,0	85,2	75,06	10,14
	390,0	93,2	82,32	10,88
	480,0	98,9	87,61	11,29
	760,0	111,6	100,00	11,60

^[a] Valores calculados a partir da equação de Antoine (ELLIOTT e LIRA, 1999).

APÊNDICE C – DADOS DAS CINÉTICAS DE RETIRADA DE UMIDADE FINAL NA CALDA DE BALA MASTIGÁVEL.

Ts [°C]	Pressão absoluta [mmHg]	Umidade inicial em base úmida [%]	Tempo [s]	Umidade inicial em base úmida [%]	Desvio Padrão de Umidade(σ_U^2)
Conjunto 1					
125,0	530	9,05	0	9,05	0,35
			15	8,30	0,14
			30	8,10	0,18
			45	7,91	0,20
			60	7,77	0,42
			75	7,82	0,22
			90	8,42	0,33
			105	8,26	0,18
			120	8,14	0,08
			135	8,46	0,18
			150	7,19	0,11
			165	7,20	0,13
			180	7,18	0,30
			195	6,90	0,50
			210	7,20	0,20
Conjunto 2					
126,0	590	9,10	0	9,10	0,16
			15	8,50	0,17
			30	8,40	0,51
			45	7,50	0,32
			60	7,30	0,23
			75	7,80	0,29
			90	7,90	0,30
			105	7,80	0,20
			120	7,50	0,12
			135	7,20	0,06
			150	7,20	0,15
			165	7,20	0,15
			180	7,00	0,30
			195	7,30	0,20
			210	6,90	0,23

Tabela 4 – continuação.

			Conjunto 3		
118,0	590	8,85	0	8,85	0,35
			15	8,05	0,21
			30	8,19	0,02
			45	7,69	0,42
			60	8,06	0,06
			75	8,15	0,10
			90	8,04	0,09
			105	7,84	0,16
			120	7,97	0,11
			135	7,99	0,09
			150	7,44	1,15
			165	7,35	0,50
			180	7,30	0,30
			195	7,50	0,40
			210	7,20	0,22
			Conjunto 4		
126,0	560	9,5	0	9,50	0,42
			15	7,85	0,07
			30	7,55	0,27
			45	7,47	0,19
			60	7,22	0,02
			75	7,47	0,08
			90	7,30	0,13
			105	7,36	0,04
			120	7,03	0,01
			135	6,83	0,02
			150	6,58	0,19
			165	6,65	0,11
			180	6,60	0,30
			195	6,40	0,20
			210	6,55	0,23
			Conjunto 5		
126,0	550	9,01	0	9,01	0,16
			15	7,74	0,22
			30	6,94	0,42
			45	6,24	0,22
			60	5,92	0,28
			75	6,25	0,24
			90	7,25	0,05
			105	6,47	0,57
			120	6,37	0,31
			135	6,35	0,21
			150	5,94	0,04
			165	5,97	0,04
			180	5,88	0,20
			195	5,96	0,14
			210	5,90	0,30

Tabela 4 – continuação.

			Conjunto 6		
126,0	590	9,03	0	9,03	0,16
			15	8,50	0,17
			30	7,40	0,51
			45	8,00	0,32
			60	7,30	0,23
			75	7,80	0,29
			90	7,60	0,30
			105	7,60	0,20
			120	7,70	0,12
			135	7,30	0,06
			150	7,40	0,15
			165	7,30	0,15
			180	7,20	0,34
			195	7,36	0,21
			210	7,25	0,30
			Conjunto 7		
126,0	590	8,98	0	8,98	0,16
			15	8,40	0,17
			30	7,97	0,51
			45	7,63	0,32
			60	7,43	0,23
			75	7,63	0,29
			90	7,60	0,30
			105	7,60	0,20
			120	7,57	0,12
			135	7,23	0,06
			150	7,23	0,15
			165	7,22	0,15
			180	7,15	0,20
			195	7,25	0,08
			210	7,13	0,26

Livros Grátis

(<http://www.livrosgratis.com.br>)

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)
[Baixar livros de Matemática](#)
[Baixar livros de Medicina](#)
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)
[Baixar livros de Meteorologia](#)
[Baixar Monografias e TCC](#)
[Baixar livros Multidisciplinar](#)
[Baixar livros de Música](#)
[Baixar livros de Psicologia](#)
[Baixar livros de Química](#)
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)
[Baixar livros de Serviço Social](#)
[Baixar livros de Sociologia](#)
[Baixar livros de Teologia](#)
[Baixar livros de Trabalho](#)
[Baixar livros de Turismo](#)