



Análise das Equações de Transporte de Calor  
Durante o Processo de Microencapsulamento  
de Lipídeos por Spray Dryer

Luiz Paulo Sousa Castro

Projeto Final de Curso

Orientadora

Suely Pereira Freitas, D.Sc.

Janeiro de 2018

# **ANÁLISE DAS EQUAÇÕES DE TRANSPORTE DE CALOR DURANTE O PROCESSO DE MICROENCAPSULAMENTO DE LIPÍDEOS POR SPRAY DRYER**

***Luiz Paulo Sousa Castro***

Projeto Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários à obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Aprovado por:

---

Karina Moita de Almeida, D.Sc.

---

Regina Isabel Nogueira, D.Sc.

---

Juliana Ferreira Gonçalves, M.Sc.

Orientado por:

---

Suely Pereira Freitas, D.Sc.

Rio de Janeiro, RJ – Brasil

Janeiro de 2018

Castro, Luiz Paulo Sousa.

Análise das equações de transporte de calor durante o processo de microencapsulamento de lipídeos por spray dryer. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2018

xi, 39 p.; il.

(Projeto Final) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2018. Orientadora: Suely Pereira Freitas.

1. Secagem. 2. Microencapsulamento. 3. Transporte de Calor. 4. Projeto Final (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Suely Pereira Freitas. I. D.Sc.

## **AGRADECIMENTOS**

Agradeço à professora Suely, por toda orientação, correção e incentivos durante a elaboração desse trabalho.

À Nina, pela coorientação e colaboração no desenvolvimento e condução dos experimentos.

Aos meus pais e irmão pelo exemplo e criação que me deram, para que eu conseguisse chegar até onde estou hoje.

À minha mulher Clarissa pela paciência e apoio que me deu desde o início do nosso relacionamento até hoje.

Aos amigos que fiz durante a faculdade, com quem passei e passo grande parte da minha vida.

À Escola de química da UFRJ, pelas portas que me foram abertas pelo ensino de excelente qualidade.

A todos do grupo Soma que me ensinaram a ter força e persistir.

Resumo do Projeto de Final de Curso apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção de grau de Bacharel em Engenharia Química.

## **ANÁLISE DAS EQUAÇÕES DE TRANSPORTE DE CALOR DURANTE O PROCESSO DE MICROENCAPSULAMENTO DE LIPÍDEOS POR SPRAY DRYER**

Luiz Paulo Sousa Castro

Janeiro, 2018

Orientadora: Prof. Suely Pereira Freitas, D.Sc.

Durante o processo de microencapsulamento de lipídeos poli-insaturados realizado em spray dryer, o controle das condições de processo é fundamental para a obtenção de um produto com características físicas e funcionais desejadas. Para este fim as propriedades termodinâmicas do ar, bem como a vazão e temperatura da corrente de entrada de ar se destacam como as principais variáveis de controle. Adicionalmente, a análise da eficiência energética é fundamental para conciliar qualidade a um menor consumo de energia. Neste trabalho a utilização de três modelos semi-empíricos foi avaliada para estimar o número de Nusselt, e por consequência a perda de calor por convecção em diferentes condições de vazão e temperatura de entrada do ar na câmara de secagem. Os resultados estimados pelos modelos semi-empíricos foram comparados com os calculados a partir dos princípios clássicos de conservação de calor e massa. As curvas de perda de calor obtidas a partir dos modelos selecionados se aproximam melhor do comportamento previsto pelos dados experimentais apenas em temperaturas brandas ( $T < 130$  °C). Nestes casos, a análise térmica proposta, embora simplificada, pode contribuir para maximizar a eficiência operacional do processo.

## ÍNDICE

<b>1. INTRODUÇÃO</b> .....	<b>1</b>
<b>1.1. Secagem</b> .....	<b>1</b>
<b>1.2. Microencapsulamento</b> .....	<b>2</b>
<b>1.3. Objetivo</b> .....	<b>4</b>
<b>2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b> .....	<b>5</b>
<b>2.1. Secagem</b> .....	<b>5</b>
<b>2.2. Psicrometria</b> .....	<b>6</b>
2.2.1. Temperatura de bulbo seco .....	6
2.2.2. Temperatura de bulbo úmido.....	6
2.2.3. Umidade absoluta .....	6
2.2.4. Umidade relativa.....	6
<b>2.3. Microencapsulação</b> .....	<b>7</b>
<b>2.4. Secagem Por Atomização</b> .....	<b>7</b>
<b>2.5. Parâmetros Operacionais</b> .....	<b>9</b>
<b>2.6. Números Adimensionais</b> .....	<b>11</b>
<b>2.7. Transporte de Calor e Massa</b> .....	<b>12</b>
<b>3. MODELAGEM</b> .....	<b>13</b>
<b>3.1. Umidade</b> .....	<b>13</b>
<b>3.2. Balanço de Massa</b> .....	<b>13</b>
<b>3.3. Camada limite</b> .....	<b>14</b>
3.3.1. Camada limite térmica .....	14
3.3.2. Números adimensionais .....	15
3.3.3. Correlações empíricas .....	15
<b>3.4. Transporte de Calor em Spray Dryer</b> .....	<b>17</b>

<b>4. METODOLOGIA .....</b>	<b>19</b>
<b>4.1. Materiais.....</b>	<b>19</b>
<b>4.2. Processamento.....</b>	<b>19</b>
<b>4.3. Equações de balanço .....</b>	<b>21</b>
<b>5. RESULTADOS E DISCUSSÕES .....</b>	<b>24</b>
<b>6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES.....</b>	<b>34</b>
<b>7. BIBLIOGRAFIA .....</b>	<b>36</b>
<b>ANEXO A – Propriedades do ar.....</b>	<b>39</b>

## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2-1 Curvas típicas de secagem (PARK, ALONSO, <i>et al.</i> , 2014) .....	5
Figura 2-2 - Carta psicrométrica (TRANE, 2017) .....	7
Figura 4-1 - Spray dryer (a) esquema simplificado e (b) equipamento utilizado .....	20
Figura 5-1 - Temperatura de saída em função da vazão em diferentes temperaturas. ....	26
Figura 5-2 - Calor perdido em função da vazão em diferentes temperaturas. .	29
Figura 5-3 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 110°C .....	29
Figura 5-4 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 120°C .....	30
Figura 5-5 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 130°C .....	30
Figura 5-6 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 140°C .....	31
Figura 5-7 - Número de Nusselt em função da temperatura de entrada de ar .	32
Figura 5-8 – Performance em função da vazão de entrada em diferentes temperaturas .....	32



## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 3-1 – Definição dos Números Adimensionais (INCROPERA, BERGMAN, <i>et al.</i> , 2015). .....	15
Tabela 3-2 - Limitações das correlações empíricas para cálculo de Nu (INCROPERA, BERGMAN, <i>et al.</i> , 2015).....	17
Tabela 4-1 – Parâmetros geométricos e operacionais mantidos constantes (WATERS, 2014).....	21
Tabela 5-1 – Experimento de densidade.....	24
Tabela 5-3 – Resultados registrados para a temperatura do ar na saída da câmara em função das variáveis independentes: temperatura e vazão de entrada do ar .....	25
Tabela 5-4 – Umidade do pó coletado, propriedades termodinâmicas do ar e entalpia das correntes. ....	27
Tabela 5-5 – Resultado experimental dos números adimensionais .....	28
Tabela A-1 – Propriedades termofísicas do ar à pressão atmosférica .....	39
Tabela A-2 – Pressão parcial de vapor de água na saturação.....	39

## NOMENCLATURAS

### Letras Latinas

Símbolo	Descrição	Unidade
$c_g$	Capacidade calorífica por mol de ar seco	cal/(gmol*°C)
$c_h$	Capacidade calorífica do ar úmido	cal/(gmol*°C)
$c_{h1}$	Capacidade calorífica do ar úmido de entrada	cal/(gmol*°C)
$c_{h3}$	Capacidade calorífica do ar úmido de saída	cal/(gmol*°C)
$c_p$	Capacidade calorífica	cal/(gmol*°C)
$c_v$	Capacidade calorífica do vapor de água na mistura	cal/(gmol*°C)
$D$	Diâmetro característico	m
$D_{ab}$	Condutividade mássica de b em a	g/(s*m*°C)
$D_p$	Diâmetro da partícula	m
$D_s$	Diâmetro médio da partícula	m
$f$	Fator de atrito	-
$G$	Velocidade individual da partícula	m/s
$h$	Coefficiente convectivo de transferência de calor	cal/(s*m <sup>2</sup> *°C)
$H$	Entalpia	cal/(gmol)
$h_0$	Coefficiente individual de transferência de calor	cal/(s*m <sup>2</sup> *°C)
$H_g$	Entalpia por mol de ar seco	cal/(gmol)
$H_h$	Entalpia do ar úmido	cal/(gmol)
$h_m$	Coefficiente convectivo de transferência de massa	g/(s*m <sup>2</sup> *°C)
$H_v$	Entalpia do vapor de água na mistura	cal/(gmol)
$k_f$	Condutividade térmica do fluido	cal/(s*m*°C)
$L$	Comprimento característico	m
$L_p$	Circunferência do disco	m
$m_1$	Vazão mássica de entrada do ar	gmol/s
$m_2$	Vazão mássica de entrada da emulsão	gmol/s
$m_3$	Vazão mássica de saída do ar	gmol/s
$m_4$	Vazão mássica de saída dos sólidos	gmol/s
$m_{a1}$	Vazão mássica de água na entrada do ar	gmol/s
$m_{a2}$	Vazão mássica de água na entrada da emulsão	gmol/s
$m_{a3}$	Vazão mássica de água na saída do ar	gmol/s
$m_{a4}$	Vazão mássica de água na saída dos sólidos	gmol/s
$m_{b2}$	Vazão mássica de sólido na entrada da emulsão	gmol/s

$m_{b4}$	Vazão mássica de sólido na saída dos sólidos	gmol/s
$m_{c1}$	Vazão mássica de ar na entrada do ar	gmol/s
$m_{c3}$	Vazão mássica de ar na saída do ar	gmol/s
$\dot{m}_g$	Taxa mássica gerada	gmol/s
$\dot{m}_{in}$	Taxa mássica de entrada	gmol/s
$\dot{m}_{out}$	Taxa mássica de saída	gmol/s
$n$	Velocidade do disco	m/s
$Nu$	Número de Nusselt	-
$P_{H_2O}^*$	Pressão parcial do vapor d'água na saturação	kPa
$P_{H_2O}$	Pressão parcial do vapor d'água	kPa
$Pr$	Número de Prandtl	-
$q_s''$	Fluxo térmico na superfície	cal/(s*m <sup>2</sup> )
$Q_p$	Perda de calor para o ambiente	cal/s
$r$	Raio do disco	m
$Re$	Número de Reynolds	-
$Sh$	Número de Sherwood	-
$t$	Tempo	s
$T$	Temperatura	°C
$T_{amb}$	Temperatura ambiente	°C
$T_{ent}$	Temperatura de entrada do ar quente	°C
$T_{ref}$	Temperatura de referência	°C
$T_s$	Temperatura na superfície	°C
$T_{sai}$	Temperatura de saída do ar	°C
$T_w$	Temperatura no meio	°C
$U_{amb}$	Umidade relativa ambiente	-
$V$	Velocidade do fluido	m/s
$V_{ent}$	Velocidade de entrada do ar quente	m/s
$y$	Mols de vapor de água por mol de ar seco	gmol/gmol
$y_1$	Fração molar da água na entrada do ar	-
$y_2$	Fração molar da água na entrada da emulsão	-
$y_3$	Fração molar da água na saída do ar	-
$y_4$	Fração molar da água na saída dos sólidos	-
$\Delta T$	Varição de temperatura	°C

## Letras Gregas

<b>Símbolo</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
$\Gamma$	Taxa mássica por unidade de comprimento do disco	kg/(m*s)
$\lambda$	Calor latente de vaporização da água	cal/gmol
$\mu$	Viscosidade do meio	kg/(m*s)
$\mu_f$	Viscosidade média do fluido	kg/(m*s)
$\rho$	Densidade do meio	kg/m <sup>3</sup>
$\rho_{em}$	Densidade da emulsão	g/ml
$\Phi$	Umidade relativa	-

## Subscritos e Sobrescritos

<b>Símbolo</b>	<b>Descrição</b>	<b>Unidade</b>
1	Corrente de entrada de ar	-
2	Corrente de entrada de emulsão	-
3	Corrente de saída de ar	-
4	Corrente de saída dos sólidos	-
a	Componente: água	-
b	Componente: sólidos	-
c	Componente: ar	-

# 1. INTRODUÇÃO

## 1.1. Secagem

A secagem de matérias-primas de origem vegetal é uma operação unitária que envolve a remoção de água com diferentes finalidades, em particular para evitar perdas por contaminação microbiológica e/ou reações de degradação de compostos perecíveis ampliando as possibilidades de armazenamento e distribuição das mesmas. No início do segundo milênio, a secagem de grãos era normalmente aplicada para garantir a sua disponibilidade durante o período de escassez. A remoção de água retardava a contaminação por fungos e as reações de oxidação responsáveis pelos impactos negativos na qualidade nutricional dos alimentos .

Inicialmente utilizava-se apenas a secagem natural, na qual a energia solar era responsável pela remoção da água presente no material. Entretanto, a falta de monitoramento das condições operacionais não possibilitava um controle de qualidade adequado.

A busca pela obtenção de produtos mais versáteis, os prontos para consumo e/ou produtos em pó solúveis, promoveu a incorporação de tecnologias mais avançadas no projeto de equipamentos de secagem. Além dos secadores convencionais de bandeja, de túnel, de esteira, de tambor rotativo, leito fixo e leito fluidizado, foram introduzidos os secadores por atomização e liofilização.

A evolução dos equipamentos de secagem contribuiu para o aumento da vida útil do produto, valor nutricional e sensorial de alimentos desidratados, facilidade na embalagem, no transporte e distribuição. (CELESTINO, 2010)

A secagem por atomização, também conhecida como secagem por nebulização ou spray drying teve seus primeiros ensaios no século XVIII para desidratação de ovos, porém o início a nível industrial veio no século XX nas produções de leite e sabão em pó (ROSA, TSUKADA e FREITAS, 2006).

O processo de spray drying consiste na secagem de uma emulsão pulverizada em uma câmara. Assim o ar quente consegue evaporar o solvente quase

instantaneamente, devido à alta relação entre área superficial e volume das gotículas.

Por se tratar de um processo contínuo e passível de controle e automação, a secagem por spray drying destacou-se e tem sido implementada com êxito, pois possibilitou o processamento em grande escala.

## **1.2. Microencapsulamento**

O microencapsulamento é uma técnica que consiste em envolver um material particulado, núcleo, por um filme contínuo, material de parede, a fim de aumentar a estabilidade do núcleo e/ou controlar sua liberação.

Esta é uma técnica versátil, pois diversos compostos disponíveis na natureza com propriedades químicas diferentes podem ser usados como material de parede, isolado ou em misturas, para se alcançar as condições específicas para cada material de núcleo.

Diferentes técnicas podem ser aplicadas para este fim, entretanto o uso do spray drying se consagrou como um método eficiente para microencapsulamento de ativos solúveis em grande escala. (GHARSALLAOUI, ROUDAUT, *et al.*, 2007)

O processo é considerado ambientalmente seguro e tem sido eficaz na minimização dos impactos causados pelos tratamentos térmicos convencionais de substâncias termolábeis. Isto se deve ao fato do transporte de calor e massa ocorrer de forma quase instantânea na câmara de secagem nas condições de equilíbrio termodinâmico, no qual a temperatura do núcleo é bem inferior à temperatura do ar de secagem.

Para realizar a secagem quase instantânea, é necessário o aquecer o ar até temperaturas elevadas e pulverizar a emulsão de entrada, ocasionando um consumo energético elevado.

As propriedades físicas do produto em pó têm sido estudadas exaustivamente em função das condições termodinâmicas e vazão do ar e das características da suspensão atomizada. No entanto, o gasto em energia ainda é um dos

desafios para minimizar os impactos no custo do processo e tornar os produtos microencapsulados mais acessíveis e mais competitivos.

A escolha do encapsulante depende de uma série de fatores, incluindo não-reatividade com o núcleo, propriedades finais desejadas, capacidade de formação de filme e fatores econômicos. Carboidratos de alto peso molecular (amidos e amidos modificados, maltodextrinas, xarope de milho sólido, goma arábica e ciclodextrinas) são os mais utilizados. As principais funções do material de parede são proteger o núcleo contra agressores e aumentar a temperatura de transição vítrea do produto, reduzindo sua viscosidade e deposição na parede do secador bem como a tendência a aglomeração do pó durante o armazenamento, formando um produto mais estável (FAVARO-TRINDADE, PINHO e ROCHA, 2008) (OLIVEIRA, SOUZA, *et al.*, 2010) (REBELLO, 2009) (TONON, BRABET e HUBINGER).

Recentemente, materiais proteicos vêm sendo testados puros ou juntamente com carboidratos na mistura de encapsulantes, visando melhorar a capacidade emulsificante da mistura e com isso aumentar o rendimento do processo e a estabilidade das microcápsulas (CALVO, HERNÁNDEZ, *et al.*, 2010) (QUISPE-CONDORI, SALDAÑA e TEMELLI, 2011)

O microencapsulamento tem sido recomendado como uma técnica promissora para aumentar a estabilidade dos lipídeos funcionais. Neste caso, o processo é geralmente conduzido secagem em spray dryer de uma emulsão aquosa composta pelo óleo e pelo material de parede. Durante a secagem o material de parede envolve o material do núcleo formando uma barreira com maior resistência à permeação do ar, favorecendo a estabilização dos compostos bioativos contido nas microcápsulas.

Nesse processo, o controle das condições operacionais é importante para obter o material em pó nas especificações desejadas de umidade, granulometria, uniformidade, porosidade e demais propriedades de interesse. Dentre os parâmetros operacionais destacam-se a temperatura e vazão do ar de entrada e de saída e vazão de alimentação e características da emulsão (ARPAGAUS e SCHWARTZBACH, 2008).

O desenvolvimento das equações de transporte de massa entre o ar e partículas atomizadas já foi bastante estudado e há vários modelos matemáticos na literatura que descrevem este fenômeno (MCCABE, SMITH e HARRIOTT, 2005).

A retirada de umidade dos materiais consome uma elevada quantidade de energia devido ao elevado calor latente de vaporização da água. No caso da secagem por spray drying a energia consumida para evaporação do solvente é um fator relevante visto que é necessário aquecer o ar em temperaturas acima de 100 °C para se obter um pó com características físicas desejadas. Além disso, a temperatura de saída do ar e do produto não pode ser baixa para não permitir a aglomeração das partículas na etapa de separação. Uma pesquisa conduzida no Reino Unido para determinar o consumo de energia dos sprays na indústria concluiu que um aspecto relevante para esse consumo é a perda de calor entre o equipamento e o meio ambiente (BAKER e MCKENZIE, 2002). Métodos computacionais vêm sendo aplicados para este fim, entretanto o desenvolvimento de modelos semi-empíricos ainda é pouco explorado.

### **1.3. Objetivo**

O objetivo geral deste trabalho foi avaliar a perda de calor na câmara de secagem durante o microencapsulamento de lipídeos por spray dryer a partir de equações adimensionais e fenomenológicas e comparar com resultados calculados a partir dos princípios clássicos de conservação de calor e massa para diferentes condições de temperatura e vazão do ar de entrada na câmara de secagem.



## 2. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1. Secagem

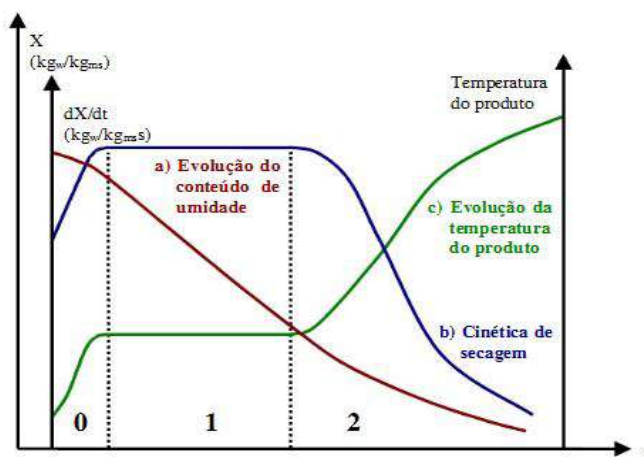
A secagem é o processo utilizado para remover a água na forma de vapor que é transferido para uma corrente de gás. Para que isso ocorra o gás, em geral ar, é aquecido e o processo é realizado em condições controladas de temperatura, umidade e vazão.

O processo pode ser dividido em três etapas, conforme ilustrado na Figura 2-1. O primeiro estágio é o início da secagem, onde a temperatura geral é elevada até que a transferência de calor para o material e a transferência de massa para a corrente de ar entrem em equilíbrio. A evaporação se inicia nesse período de forma gradual.

O segundo período é estabelecido pela taxa constante de secagem. Existe água disponível para evaporar na superfície do sólido em questão. A velocidade de secagem é constante e isso continua enquanto houver água livre. Esse período é representado também pela temperatura constante na superfície sólida. Todo o calor transferido nesse estágio é utilizado para vaporizar o líquido.

Já no terceiro período a disponibilidade de água é restrita, logo o fator limitante para a secagem passa a ser a difusão do fluido do interior do sólido para a superfície. Com isso a taxa de secagem reduz com o tempo. Em contra partida a temperatura volta a aumentar na superfície sólida.

Figura 2-1 Curvas típicas de secagem (PARK, ALONSO, *et al.*, 2014)



## **2.2. Psicrometria**

O termo psicrometria originou-se a partir do equipamento criado por Ernest Ferdinand August, o psicrômetro, um termômetro de bulbo úmido. Atualmente a psicrometria é a ciência que estuda as propriedades do ar úmido e dos processos que envolvem alteração de temperatura ou conteúdo de vapor de água no ar (BRITTO, 2010).

Para auxiliar o estudo das propriedades termodinâmicas do ar contendo água na forma de vapor, foram elaborados diagramas. Estes são chamados de cartas psicrométricas e desenhados de modo a fornecer a relação entre umidade absoluta e relativa do ar com a temperatura de bulbo seco e de saturação (bulbo úmido) à pressão constante. Quatro variáveis são definidas para a construção desses diagramas.

### **2.2.1. Temperatura de bulbo seco**

É a temperatura do ar medida por um termômetro de bulbo seco

### **2.2.2. Temperatura de bulbo úmido**

É a temperatura onde ocorre o equilíbrio entre o vapor de água e a água líquida numa mistura saturada. Para fazer a medição da temperatura de bulbo úmido do ar é usualmente colocado um algodão úmido ao redor do bulbo de um termômetro. O ar que passa pelo algodão fornece calor latente para evaporar parte da água, torna-se saturado na superfície do bulbo e, com isso, sua temperatura é reduzida.

### **2.2.3. Umidade absoluta**

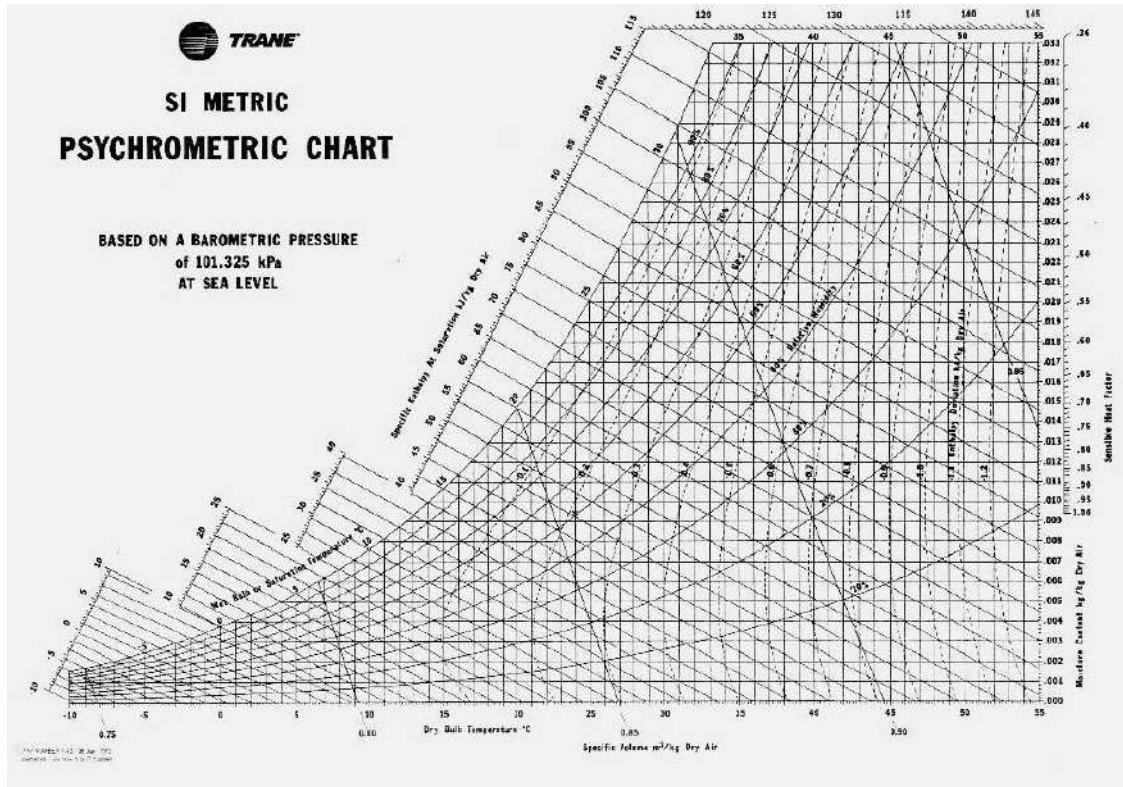
Umidade absoluta é definida como a massa de vapor de água presente por massa de ar seco.

### **2.2.4. Umidade relativa**

Umidade relativa é a razão entre a pressão de vapor do gás e a pressão de vapor do gás na condição de saturação.

Definidas essas variáveis é possível determinar as principais propriedades termodinâmicas do ar com a ajuda das equações e da curva psicrométrica, mostrada na Figura 2-2.

Figura 2-2 - Carta psicrométrica (TRANE, 2017)



### 2.3. Microencapsulação

A microencapsulação é o processo onde pequenas partículas são envolvidas por um material de parede. É comumente utilizado nas indústrias farmacêutica, alimentícia, cerâmica entre outras, visto que o componente principal fica menos exposto. Diversas técnicas podem ser aplicadas para conduzir esse processo envolvendo métodos físicos, químicos ou físico-químicos (SINGH, HEMANT, *et al.*, 2010).

### 2.4. Secagem Por Atomização

Para realizar a microencapsulação é comumente utilizado o *spray dryer*. Neste equipamento a secagem é conduzida após atomização de uma emulsão, em uma corrente de ar quente, sob condições controladas.

Dentre os processos de secagem disponíveis, a técnica de atomização, conhecida como spray-dryer, já se encontra bem estabelecida em diversos segmentos industriais devido ao seu custo-benefício. A eficiência desta técnica tem por base o aumento da razão superfície/volume gerado pela passagem do material pelo bico aspersor, no qual as partículas atomizadas são lançadas na câmara de secagem contendo ar quente com umidade relativa muito baixa. O solvente é evaporado quase instantaneamente fornecendo um produto na forma de um pó (LUIKOV e KORTNEVA, 1982) (MCCABE, SMITH e HARRIOTT, 2005).

O processo ocorre em quatro etapas principais. A primeira é a atomização e consiste na transformação do líquido em pequenas gotículas. Podendo ser conduzida pelo aumento de pressão ou energia centrífuga, a atomização visa à maximização da transferência de calor e massa entre o solvente e o ar.

A segunda etapa é o início da secagem, que representa o contato gotícula-ar quente. Esse contato pode ser realizado em correntes paralelas ou em contracorrente. No segundo tipo de contato existe um melhor aproveitamento energético, assim a temperatura de saída é mais elevada. Isso pode ser uma vantagem econômica no processo, porém alguns materiais (principalmente na indústria alimentícia) são termo-sensíveis, podendo gerar a degradação dos mesmos. Entretanto, como o tempo de contato entre o ar e a gotícula é pequeno e a vaporização da água é rápida, a temperatura do núcleo é inferior à temperatura de bulbo úmido do ar (GHARSALLAOUI, ROUDAUT, *et al.*, 2007)

Na terceira etapa ocorre a evaporação do solvente, em geral água, que se dá em três fases. Inicialmente, o ar aquece a água até uma temperatura de equilíbrio. Essa temperatura é chamada de temperatura de bulbo úmido e permanece constante enquanto houver solvente livre para evaporação. Na segunda fase, a água evapora a uma taxa constante. Após isso, forma-se uma superfície praticamente seca envolvendo o núcleo e a transferência de massa passa a ser controlada pela difusão. A secagem termina quando toda a superfície da partícula atinge a temperatura do ar (GHARSALLAOUI, ROUDAUT, *et al.*, 2007).

A quarta e última etapa do processo de spray dryer é a separação do material seco e ar úmido. As partículas são arrastadas pela corrente de ar e passam por um ciclone acoplado sendo removidas no fundo do equipamento enquanto a corrente de ar úmido sai por um exaustor.

## **2.5. Parâmetros Operacionais**

Alguns fatores são relevantes na secagem por atomização e influenciam nas características dos sólidos obtidos. Nos casos de microencapsulamento de substâncias bioativas a falta do controle operacional pode levar à inativação do núcleo.

Entre os parâmetros operacionais pode-se destacar a temperatura de entrada da mistura a ser desidratada, também chamada de temperatura de alimentação, o diâmetro do orifício do atomizador, a temperatura e vazão de entrada do ar (GHARSALLAOUI, ROUDAUT, *et al.*, 2007).

Esses critérios foram ressaltados por influenciarem diretamente nas especificações do produto. A viscosidade da alimentação é inversamente proporcional à temperatura, ou seja, o aumento na temperatura de entrada reduz a viscosidade do meio, reduzindo, com isso, o tamanho das gotículas e favorecendo, conseqüentemente, o transporte de calor. Neste caso, o transporte de massa por evaporação será mais eficiente e a umidade final no produto será menor, evitando aglomeração do mesmo na parede da câmara de secagem. A temperatura máxima de alimentação é limitada pelos compostos termolábeis presentes no material principal.

Do mesmo modo, o diâmetro do orifício do atomizador é um fator que influencia na umidade final do produto. Diâmetros maiores produzem gotículas maiores que resultam em produtos com maior umidade.

A vazão de alimentação pode influenciar no nível de desidratação desejado, e é um parâmetro de controle quando se atingem condições operacionais limites para vazão e temperatura do ar.

A umidade final do produto depende diretamente da temperatura de entrada do ar. Assim, baixas temperaturas resultam em microcápsulas com alta densidade

de membrana, acarretando aglomeração e pouca fluidez do produto em pó. Já altas temperaturas reduzem demais a umidade final, favorecendo a formação de membranas quebradiças com maior taxa de degradação ou liberação prematura do núcleo (GHARSALLAOUI, ROUDAUT, *et al.*, 2007).

Finalmente, a temperatura de exaustão depende das propriedades termodinâmicas do ar de entrada e das características da secagem. A Tabela 2.5 resume as condições ótimas de operação no microencapsulamento de lipídeos.

**Tabela 2.5 - Condições operacionais otimizadas para microencapsulamento de lipídeos**

<b>Núcleo</b>	<b>Material de parede</b>	<b>T alimentação (°C)</b>	<b>T entrada do ar (°C)</b>	<b>T exaustão do ar (°C)</b>	<b>Referência</b>
Gordura do leite	Proteína/ lactose	50	160	80	(YOUNG, 1993)
Óleo de soja	Carboidratos	Sem dado	180	95	(HOGAN, MCNAMEE, <i>et al.</i> , 2001)
Óleo de peixe	Xarope de glicose	Sem dado	170	70	(DRUSH, 2006)

Conforme a Tabela 2.5 mostra, para cada produto, o microencapsulamento por spray dryer tem condições operacionais ótimas distintas.

A Figura 2.5 apresenta as imagens típicas de microcápsulas registradas por um microscópio eletrônico de varredura. Estas permitem uma análise qualitativa da superfície e da forma das partículas e uma avaliação quantitativa da granulometria do pó.

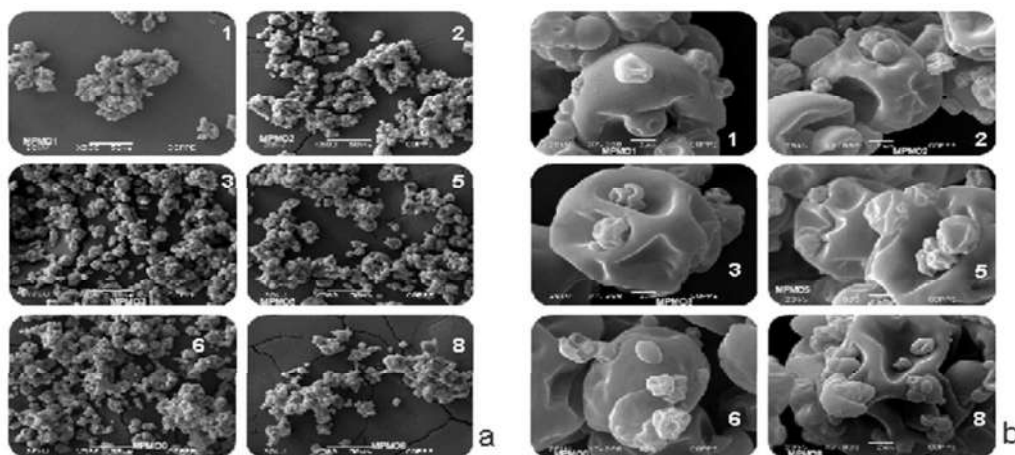


Figura 2.5 - Micro-cápsulas registradas por um microscópio eletrônico de varredura: Escala (a) 500x e (b) 7000x (De autoria própria – Nina Katia da Silva e Luiz Paulo Castro)

## 2.6. Números Adimensionais

Os números adimensionais são números puros sem unidades utilizados em equações fenomenológicas e definidos de acordo com as características do problema físico. Como não possuem dimensão eles são úteis para comparar resultados obtidos em diferentes escalas.

O número adimensional mais famoso na mecânica dos fluidos é o número de Reynolds ( $Re$ ). Este pode ser interpretado como uma medida que define a relação entre o transporte de quantidade de movimento convectivo e difusivo (MALISKA, 2000). O número de Reynolds possibilita determinar se um escoamento é predominantemente laminar, lento ou turbulento. Experimentalmente foi observado que, em tubos cilíndricos, o escoamento laminar ocorre com  $Re_d < 2300$ , e o escoamento turbulento ocorre com  $Re_d > 2600$ . (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015)

O número de Prandtl ( $Pr$ ) é a medida da relação entre as difusividades de momentum e térmica, e permite comparar a relevância dos fenômenos de transporte. Quanto maior o número de Prandtl, maior a espessura da camada limite de movimento, comparada com a espessura da camada limite térmica (MALISKA, 2000). Como o número de Prandtl é o único número adimensional que compara as duas camadas limites, ele é amplamente utilizado nas análises

e soluções de problemas envolvendo transferência de calor em processos convectivos.

O número de Nusselt (Nu) representa o coeficiente de transferência de calor adimensional. Ele é definido pela relação entre os efeitos de convecção e difusão térmica. Quanto maior o número de Nusselt maior é a importância da convecção térmica no meio. (CENGEL, 1998)

Como o cálculo do coeficiente de transferência de calor (h) normalmente é mais complexo que o cálculo do número de Nusselt, esse número adimensional é utilizado para encontrar o valor do coeficiente médio de transferência de calor por meio de correlações empíricas.

O número de Sherwood (Sh) representa o coeficiente adimensional de transferência de massa. Ele tem função similar ao número de Nusselt para cálculos de transferência de massa. (HELDMAN, 2003)

## **2.7. Transporte de Calor e Massa**

Existem diversos métodos para calcular o transporte de calor e massa em um processo. Os mais robustos aplicam os modelos teóricos fundamentados em postulados e axiomas, para estabelecer os termos mais relevantes das equações gerais de transporte de calor e massa. Por sua vez, os modelos semi-empíricos, recomendados pela sua simplicidade, baseiam-se em considerações teóricas associadas aos dados experimentais registrados para um determinado fenômeno. (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015)

A integração numérica usando os conceitos de *computational fluid dynamics* (CFD) vem se destacando na análise dos fenômenos de transporte em meios complexos. O CFD é um ramo da dinâmica dos fluidos que utiliza métodos numéricos para solucionar problemas envolvendo o escoamento de fluidos. A simulação por meio do CFD pode prever os perfis de velocidade, temperatura e massa no meio e é capaz de estimar com segurança as condições operacionais que minimizam a perda de calor, tornando o processo mais eficiente (ALI, MAHMUD, *et al.*, 2013).



### 3. MODELAGEM

#### 3.1. Umidade

Umidade é a quantidade de vapor de água presente no ar. Pode-se calculá-la de três formas com três diferentes classificações: A umidade absoluta que consiste na massa de vapor de água pela massa de ar seco.

A umidade relativa, que pode ser calculada a partir da equação (3.1. 1):

$$\Phi = \frac{P_{H_2O}}{P_{H_2O}^*} \quad (3.1. 1)$$

onde  $P_{H_2O}$  = Pressão parcial do vapor d'água

$P_{H_2O}^*$  = Pressão parcial do vapor d'água na saturação

Quando  $\Phi = 100\%$  o ar se encontra na condição de saturação e se observa o primeiro orvalho.

A umidade específica é a terceira forma de definir a umidade e é representada pela massa de vapor de água pela massa de ar úmido, normalmente em g/kg de ar.

#### 3.2. Balanço de Massa

O balanço de massa é a aplicação prática da conservação de massa, e a variação mássica no tempo ( $\frac{\delta m}{\delta t}$ ) pode ser expressa para um volume de controle conforme equação (3.2. 1):

$$\frac{\delta m}{\delta t} = \dot{m}_{in} - \dot{m}_{out} + \dot{m}_g \quad (3.2. 1)$$

Onde  $\dot{m}_{in}$  = Taxa mássica que entra

$\dot{m}_{out}$  = Taxa mássica que sai

$\dot{m}_g$  = Taxa mássica gerada

Essa taxa mássica pode ser calculada com unidade de massa ou com unidade de mol. Para facilitar os cálculos, neste trabalho todos os balanços serão calculados por mol.

O balanço pode ser feito para cada componente individualmente (BMC) ou para todas as correntes (BMA).

Assumindo que não existe reação química no processo o termo  $m_g = 0$ , e como o processo é contínuo, não se tem acúmulo de material, ou seja,  $\delta m / \delta t$  também será igual a zero. Com isso a equação (3.2. 1) pode ser simplificada para:

$$\dot{m}_{in} - \dot{m}_{out} = 0 \quad (3.2. 2)$$

### 3.3. Camada limite

#### 3.3.1. Camada limite térmica

Quando um fluido escoar sobre uma superfície, se existir uma diferença de temperatura, forma-se uma camada-limite térmica. Pode-se assumir que a velocidade do fluido na superfície é igual à zero. Assim, as partículas que entram em contato com o sólido atingem um equilíbrio térmico. Essas partículas trocam calor com as camadas adjacentes do fluido corrente (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015).

Aplicando-se a lei de Fourier ao fluido adjacente à superfície, obtém-se a relação básica entre o fluxo térmico ( $q_s''$ ) e o gradiente de temperatura ( $\frac{\partial T}{\partial y}$ ).

$$q_s'' = -k_f * \frac{\partial T}{\partial y} \quad (3.3.1. 1)$$

onde  $k_f$  = Condutividade térmica

A constante que relaciona  $q_s''$  e  $\frac{\partial T}{\partial y}$  é uma propriedade intrínseca do material de superfície, que depende da temperatura. Geralmente em temperaturas mais elevadas, maior é o valor de  $k_f$  (CALLISTER, 2003).

Quando esse material é influenciado por uma condição de transferência de calor convectiva, o fluxo térmico pode ser aproximado pela equação semi-empírica de resfriamento de Newton conforme equação (3.3.1. 2).

$$q_s'' = h * (T_s - T_w) \quad (3.3.1. 2)$$

onde  $h$  = Coeficiente de transferência de calor

$T_s$  = Temperatura na superfície

$T_w$  = Temperatura do meio

Combinando as equações (3.3.1. 1) e (3.3.1. 2), obtém-se:

$$h = \frac{-k_f * \partial T / \partial y}{T_s - T_w} \quad (3.3.1. 3)$$

### 3.3.2. Números adimensionais

Interpretações e cálculos realizados baseados no conceito da camada limite são importantes para a definição e determinação de alguns parâmetros adimensionais comumente utilizados nos estudos de transferência de calor e massa. Dentre eles é possível ressaltar o número de Reynolds, Prandtl, Nusselt e Sherwood definidos na Tabela 3-1 (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015).

Tabela 3-1 – Definição dos Números Adimensionais (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015).

Grupo	Definição	Significado
Número de Reynolds (Re)	$\frac{\rho DV}{\mu}$	Razão entre as forças de inércia e viscosas
Número de Prandtl (Pr)	$\frac{c_p \mu}{k}$	Razão entre as difusividades de momento e térmica
Número de Nusselt (Nu)	$\frac{hD}{k}$	Gradiente de temperatura adimensional na superfície
Número de Sherwood (Sh)	$\frac{h_m D}{D_{AB}}$	Gradiente de massa adimensional

As definições estão representadas na parte de nomenclaturas

### 3.3.3. Correlações empíricas

O número de Nusselt é uma medida de transferência de calor superficial e com base nos resultados experimentais, pode ser expresso por:

$$Nu = f(x^*, Re, Pr) \quad (3.3.3. 1)$$

onde  $Nu$  = Número de Nusselt

$x^*$  = Posição normalizada

Re = Número de Reynolds

Pr = Número de Prandtl

No caso do escoamento interno, o número de Nusselt médio pode ser definido pela relação:

$$\overline{Nu} = \frac{\bar{h} * D}{k} \quad (3.3.3. 2)$$

onde D = Diâmetro característico

$\bar{h}$  = Coeficiente médio de transferência de calor

k = Condutividade térmica do meio

Alguns modelos empíricos foram desenvolvidos para encontrar correlações entre os números adimensionais médios, que não dependem exatamente da posição medida. Para o escoamento em uma câmara cilíndrica, a literatura destaca três correlações empíricas. A primeira foi proposta por Dittus-Boelter para escoamentos turbulentos plenamente desenvolvidos em tubo circular liso, em que a diferença de temperatura entre a superfície e o meio seja moderada. Ela pode ser representada pela equação (3.3.3. 3):

$$\overline{Nu} = 0,023 * Re_D^{4/5} * Pr^n \quad (3.3.3. 3)$$

onde  $n = 0,4$  para aquecimento ou  $n = 0,3$  para resfriamento

Para escoamentos com grandes variações das propriedades é recomendável utilizar a correlação proposta por Sieder e Tate, representada pela equação (3.3.3. 4) (SIEDER e TATE, 1936):

$$\overline{Nu} = 0,027 * Re_D^{4/5} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0,14} \quad (3.3.3. 4)$$

onde  $\mu$  = Viscosidade do fluido na temperatura do meio

$\mu_s$  = Viscosidade do fluido na temperatura de superfície

Embora seja simples a utilização das correlações propostas, os cálculos podem chegar a erros de até 25% (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015). Para

reduzí-los, uma última correlação foi apresentada por Gnielinski dada pela equação (3.3.3. 5) (GNIELINSKI, 1976):

$$\overline{Nu} = \frac{(f/8) * (Re_D - 1000) * Pr}{1 + 12,7 * (f/8)^{1/2} * (Pr^{2/3} - 1)} \quad (3.3.3. 5)$$

onde f é o fator de atrito dado pela equação (3.3.3. 6):

$$f = (0,790 * \ln Re_d - 1,64)^{-2} \quad (3.3.3. 6)$$

As limitações de cada uma das correlações estão descritas na Tabela 3-2

**Tabela 3-2 - Limitações das correlações empíricas para cálculo de Nu (INCROPERA, BERGMAN, et al., 2015)**

<b>Correlação</b>	<b>Condição</b>
$\overline{Nu} = 0,023 * Re_D^{4/5} * Pr^n$	Turbulento, plenamente desenvolvido, $0,6 \leq Pr \leq 160$ , $Re_d \geq 10000$ , $(L/D) \geq 10$ , $n=0,4$ para $T_s > T_m$ e $n=0,3$ para $T_s < T_m$
$\overline{Nu} = 0,027 * Re_D^{4/5} * Pr^{1/3} * \left(\frac{\mu}{\mu_s}\right)^{0,14}$	Turbulento, plenamente desenvolvido, $0,7 \leq Pr \leq 16700$ , $Re_d \geq 10000$ , $(L/D) \geq 10$
$\overline{Nu} = \frac{(f/8) * (Re_D - 1000) * Pr}{1 + 12,7 * (f/8)^{1/2} * (Pr^{2/3} - 1)}$	Turbulento, plenamente desenvolvido, $0,5 \leq Pr \leq 2000$ , $3000 \leq Re_d \leq 5 \times 10^6$ , $(L/D) \geq 10$

### 3.4. Transporte de Calor em Spray Dryer

O coeficiente de transporte de calor para gotículas individuais dispersas na câmara de secagem pode ser estimado pela equação (3.4. 1) (MCCABE, SMITH e HARRIOTT, 2005):

$$\frac{h_0 * D_p}{k_f} = 2 + 0,6 * \left(\frac{D_p * G}{\mu_f}\right)^{0,5} * \left(\frac{c_p * \mu_f}{k_f}\right)^{1/3} \quad (3.4. 1)$$

onde  $h_0$  = Coeficiente individual de transferência de calor

$D_p$  = Diâmetro da partícula

$k_f$  = Condutividade térmica do fluido

$G$  = Velocidade da partícula

$\mu_f$  = Viscosidade média do fluido

$c_p$  = Calor específico do fluido

O diâmetro médio da emulsão atomizada pode ser calculado pela equação (3.4. 2):

$$\frac{D_s}{r} = 0,4 * \left( \frac{\Gamma}{\rho_L * n * r^2} \right)^{0,6} * \left( \frac{\mu}{\Gamma} \right)^{0,2} * \left( \frac{\sigma * \rho_L * L_p}{\Gamma^2} \right)^{0,1} \quad (3.4. 2)$$

onde  $D_s$  = Diâmetro médio das partículas

$r$  = Raio do disco

$\Gamma$  = Taxa de massa por unidade de comprimento da circunferência do disco

$\sigma$  = Tensão superficial do líquido

$\rho_L$  = Densidade do líquido

$n$  = Velocidade do disco

$\mu$  = Viscosidade do líquido

$L_p$  = Circunferência do disco

## **4. METODOLOGIA**

### **4.1. Materiais**

O presente trabalho propõe o estudo das equações de transporte e massa durante o processo de microencapsulação de lipídeos bioativos. Para isso, foi preparada uma emulsão de óleo de soja em água na presença de capsul e maltodextrina. O percentual em massa de cada substância foi 7,50%, 62,50%, 22,50% e 7,50%, respectivamente.

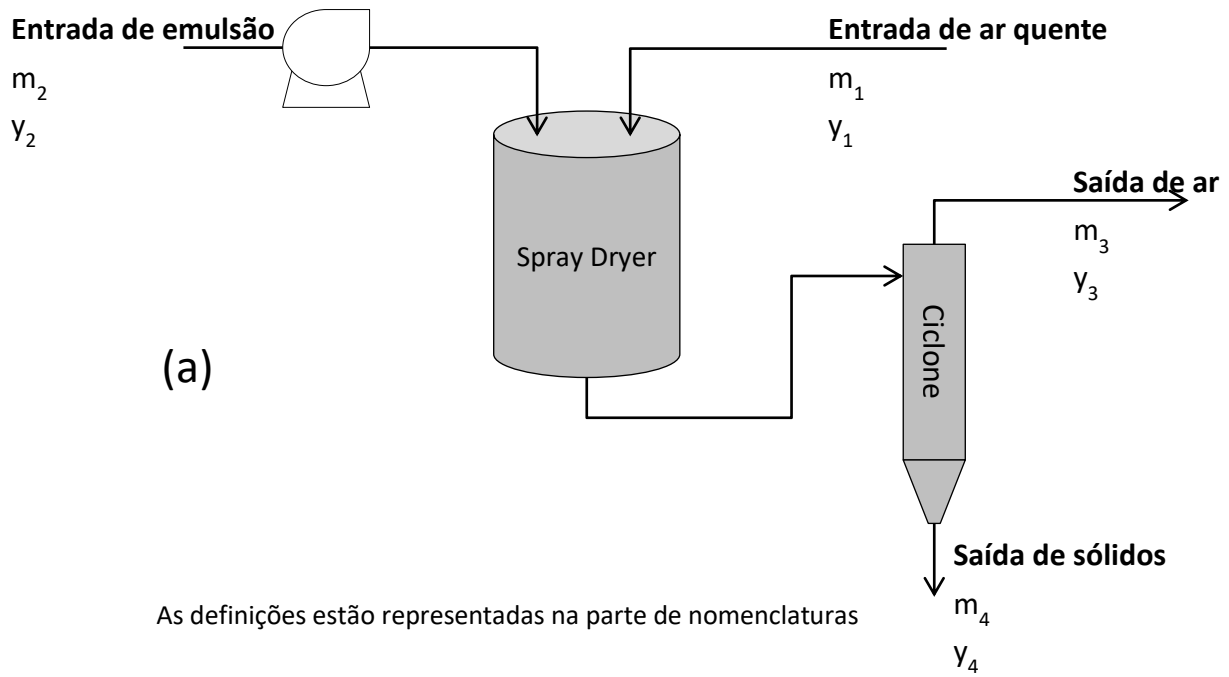
Para estimar a densidade da emulsão foi feito um experimento medindo o volume e massa da emulsão. Esse teste foi repetido cinco vezes. Dividiu-se a massa pelo volume de cada ensaio e tirou-se a média desses valores.

### **4.2. Processamento**

Essa emulsão foi bombeada para um spray dryer em uma velocidade controlada de 485 mL/h (10 rpm) e atomizada em um bico de 0,7 mm de diâmetro. Depois de atomizada, a emulsão entra em contato com o ar quente na câmara de secagem, onde ocorre evaporação instantânea transferindo uma grande quantidade de água para a corrente de ar. A corrente de gás misturado com o sólido passa por um ciclone. A corrente gasosa é lançada no ambiente através de um exaustor de 5 cm de diâmetro enquanto o sólido é coletado no fundo do separador.

O esquema simplificado é ilustrado na Figura 4-1 (a) e o equipamento utilizado na Figura 4-1 (b).

Figura 4-1 - Spray dryer (a) esquema simplificado e (b) equipamento utilizado



(b)



Neste estudo dois parâmetros operacionais foram selecionados para avaliar a performance do mini spray dryer (escala de laboratório). O primeiro foi a temperatura de entrada do ar quente (110°C, 120°C, 130°C, 140°C) e o



segundo foi a velocidade do ar (3,00 m/s, 3,25 m/s, 3,50 m/s, 3,70 m/s e 3,90 m/s). Estas faixas operacionais foram selecionadas com base em experimentos preliminares conduzidos no spray com objetivo de aumentar a estabilidade e uniformidade das microcápsulas. Os parâmetros umidade e temperatura do ar ambiente foram medidos no início de cada experimento.

A temperatura e vazão do ar de entrada, vazão de alimentação foram controladas usando-se os instrumentos de controle acoplados ao spray dryer. A temperatura de saída do ar foi registrada pelo spray dryer enquanto a temperatura e umidade ambiente foram monitoradas usando-se um termômetro e um psicrômetro digital respectivamente.

Na Tabela 4-1, ilustra-se as dimensões do mini spray dryer e os parâmetros operacionais que foram mantidos constantes em todos os experimentos.

**Tabela 4-1 – Parâmetros geométricos e operacionais mantidos constantes (WATERS, 2014)**

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>	<b>Unidade</b>
Diâmetro externo da câmara de secagem	0,215	m
Comprimento da câmara de secagem	0,342	m
Diâmetro do exaustor	0,05	m
Vazão da bomba	485	ml/h
Tempo de experimento	600	s

### **4.3. Equações de balanço**

Para o estudo da perda de calor aplicaram-se as equações clássicas de balanço de massa e energia no spray dryer. Foi considerado como volume de controle o conjunto câmara de secagem e ciclone. Com isso o balanço de massa por componentes pode ser representado pelas equações (4.3. 1) a (4.3. 3)

$$m_{a1} + m_{a2} = m_{a3} + m_{a4} \quad (4.3. 1)$$

$$m_{b2} = m_{b4} \quad (4.3. 2)$$

$$m_{c1} = m_{c3} \quad (4.3. 3)$$

onde os índices a, b e c representam os componentes: água, sólidos e ar, respectivamente, enquanto os índices 1, 2, 3 e 4 representam as correntes de entrada do ar e da emulsão e de saída do ar e dos sólidos, respectivamente.

O balanço de massa global pode ser representado pelas equações (4.3. 4) a (4.3. 8):

$$m_1 + m_2 = m_3 + m_4 \quad (4.3. 4)$$

onde:

$$m_1 = m_{a1} + m_{c1} \quad (4.3. 5)$$

$$m_2 = m_{a2} + m_{b2} \quad (4.3. 6)$$

$$m_3 = m_{a3} + m_{c3} \quad (4.3. 7)$$

$$m_4 = m_{a4} + m_{b4} \quad (4.3. 8)$$

Para efetuar o balanço de energia algumas hipóteses foram adotadas. A primeira é que o ar se comporta como gás ideal, portanto  $P = P_{\text{gás}} + P_{\text{vapor}}$ . A segunda é que a capacidade calorífica do ar úmido ( $c_h$ ) pode ser expressa pela soma ponderada da capacidade calorífica por mol de ar seco ( $c_g$ ) com a capacidade calorífica do vapor contido na mistura ( $c_v$ ), representado pela equação (4.3. 9) (LUIKOV e KORTNEVA, 1982).

$$c_h = c_g + y * c_v \quad (4.3. 9)$$

onde  $y$  = número de mols de vapor de água por mol de ar seco

Do mesmo modo, foi definida a entalpia do ar úmido ( $H_h$ ) como a soma ponderada da entalpia do ar seco ( $H_g$ ) com a entalpia do vapor presente na mistura ( $H_v$ ), representado pela equação (4.3. 10):

$$H_h = H_g + y * H_v \quad (4.3. 10)$$

onde  $y$  = número de mols de vapor de água por mol de ar seco

A medida de entalpia em processos sem mudança de fase é definida pela equação (4.3. 11) e com mudança de fase, pela equação (4.3. 12).

$$H = c_p * \Delta T \quad (4.3. 11)$$

$$H = \lambda \quad (4.3. 12)$$

Combinando a equação (4.3. 10) com as equações (4.3. 11) e (4.3. 12) obtém-se:

$$H_h = c_g * (T - T_{ref}) + y * (\lambda + c_v * (T - T_{ref})) \quad (4.3. 13)$$

E combinando as equações (4.3. 9) e (4.3. 13), chega-se na equação final para calcular a entalpia do ar úmido:

$$H_h = c_h * (T - T_{ref}) + y\lambda \quad (4.3. 14)$$

O balanço de energia global pode ser representado pela equação (4.3. 15):

$$\dot{m}_1 * H_1 + \dot{m}_2 * H_2 + \dot{Q}_p = \dot{m}_3 * H_3 + \dot{m}_4 * H_4 \quad (4.3. 15)$$

onde  $Q_p$  = Perda de calor para o ambiente

## 5. RESULTADOS E DISCUSSÕES

A densidade média da suspensão foi de  $1,12 \pm 0,02$  g/mL, calculada experimentalmente a partir da medida de massa e volume de 5 amostras aleatórias (Tabela 5-1).

Tabela 5-1 – Experimento de densidade

Experimento	Volume (ml)	Massa (g)	$\rho$ (g/ml)
1	8	8,79	1,10
2	6	6,86	1,14
3	5	5,69	1,14
4	8	8,87	1,11
5	10	11,1	1,11

Para estimar o coeficiente médio de transferência de calor entre o meio na câmara de secagem e o ambiente faz-se necessário calcular a quantidade de calor dissipado ( $Q_p$ ) como definido pela equação (4.3. 15). Na Tabela 5-2 apresentam-se os dados registrados em todos os ensaios. A fração molar do vapor de água no ar que alimenta a câmara ( $y_1$ ) foi obtida a partir dos dados termodinâmicos registrados para o ar ambiente, pela equação (3.1. 1).

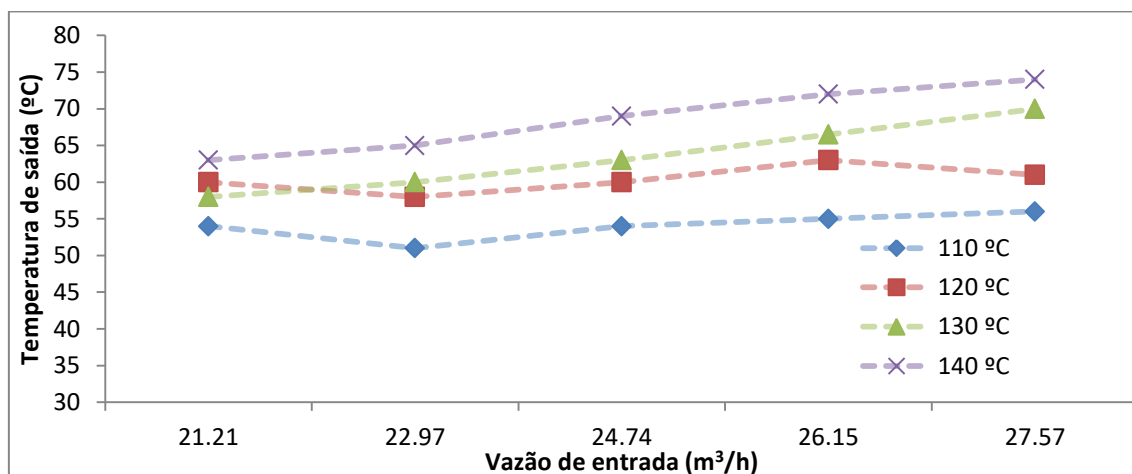
Para o cálculo da capacidade calorífica do ar úmido de entrada ( $c_{h1}$ ) definida pela equação (4.3. 9), considerou-se  $c_g=6,97$  cal/ (gmol\*°C) e  $c_v=8,02$  cal/ (gmol\*°C) (HOUGAN, WATSON e RAGATZ, 1954).

**Tabela 5-2 – Resultados registrados para a temperatura do ar na saída da câmara em função das variáveis independentes: temperatura e vazão de entrada do ar**

<b>Ensaio</b>	<b>T<sub>ent</sub> (°C)</b>	<b>V<sub>ent</sub> (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>T<sub>sai</sub> (°C)</b>	<b>U<sub>amb</sub></b>	<b>T<sub>amb</sub> (°C)</b>	<b>y<sub>1</sub></b>	<b>c<sub>h1</sub> (cal/(gmol*°C))</b>
1	110	21,21	54	47%	25	0,0152	7,0917
2	110	22,97	51	47%	25	0,0152	7,0917
3	110	24,74	54	47%	25	0,0152	7,0917
4	110	26,15	55	47%	25	0,0152	7,0917
5	110	27,57	56	47%	25	0,0152	7,0917
6	120	21,21	60	44%	24	0,0134	7,0773
7	120	22,97	58	44%	24	0,0134	7,0773
8	120	24,74	60	44%	24	0,0134	7,0773
9	120	26,15	63	44%	24	0,0134	7,0773
10	120	27,57	61	44%	24	0,0134	7,0773
11	130	21,21	58	45%	24,2	0,0139	7,0811
12	130	22,97	60	45%	24,2	0,0139	7,0811
13	130	24,74	63	45%	24,2	0,0139	7,0811
14	130	26,15	75	45%	24,2	0,0139	7,0811
15	130	27,57	70	45%	24,2	0,0139	7,0811
16	140	21,21	63	45%	24,3	0,0139	7,0818
17	140	22,97	65	45%	24,3	0,0139	7,0818
18	140	24,74	69	45%	24,3	0,0139	7,0818
19	140	26,15	72	45%	24,3	0,0139	7,0818
20	140	27,57	74	45%	24,3	0,0139	7,0818

Pode-se concluir a partir dos dados ilustrados na Tabela 5-2 e Figura 5-1, que a temperatura de saída do ar, em geral, aumenta quando a vazão aumenta.

Figura 5-1 - Temperatura de saída em função da vazão em diferentes temperaturas.



Isto ocorre provavelmente devido ao menor tempo de residência do meio na câmara de secagem. Este resultado foi melhor observado na maior temperatura de entrada do ar (140°C).

Para cálculo das entalpias de entrada e saída das correntes na câmara de secagem, as seguintes hipóteses foram assumidas:

- i. As propriedades térmicas da emulsão foram consideradas similares às propriedades da água ( $c_p = 18 \text{ cal}/(\text{gmol} \cdot ^\circ\text{C})$  a 25°C).
- ii. Massa molar média do ar igual a 28,97 kg/kgmol e da água igual a 18 kg/kgmol
- iii. Temperatura de referência igual à temperatura de saída do ar
- iv. Temperatura de saída do pó encapsulado igual à temperatura de referência, portanto, o termo  $m_4 \cdot H_4$  da equação (4.3. 14) igual à zero.
- v. Calor latente de referência ( $\lambda$ ) igual a 9701 cal/gmol

O número de moles de água nas correntes de saída foi obtido substituindo-se os dados acima nas equações de balanço de massa (4.3. 4) a (4.3. 8) e da umidade do produto ( $U_{\text{prod}}$ ), determinada experimentalmente por gravimetria. Com estes resultados e utilizando-se o calor latente foi possível calcular a fração molar de vapor na saída do ar ( $y_3$ ), a capacidade calorífica do ar úmido de saída ( $C_{h3}$ ) e as entalpias de entrada do ar ( $H_1$ ), de entrada da emulsão ( $H_2$ ) e de saída do ar ( $H_3$ ). Os resultados estão ilustrados na Tabela 5-3.

Tabela 5-3 – Umidade do pó coletado, propriedades termodinâmicas do ar e entalpia das correntes.

Ensaio	T <sub>ref</sub> (°C)	U <sub>prod</sub>	y <sub>3</sub>	c <sub>h3</sub> (cal/gmol*°C)	H <sub>1</sub> (cal/gmol)	H <sub>2</sub> (cal/gmol)	H <sub>3</sub> (cal/gmol)
1	54	5,37%	0,0359	7,2577	544,3411	-522,0000	348,0328
2	51	5,06%	0,0344	7,2456	565,6162	-468,0000	333,4378
3	54	4,39%	0,0330	7,2349	544,3411	-522,0000	320,4095
4	55	4,15%	0,0321	7,2274	537,2494	-540,0000	311,3925
5	56	5,18%	0,0311	7,2197	530,1577	-558,0000	302,1076
6	60	5,97%	0,0341	7,2434	554,4392	-648,0000	330,7544
7	58	6,30%	0,0325	7,2307	568,5938	-612,0000	315,3952
8	60	6,42%	0,0312	7,2200	554,4392	-648,0000	302,3626
9	63	6,55%	0,0302	7,2119	533,2073	-702,0000	292,6052
10	61	6,47%	0,0294	7,2056	547,3619	-666,0000	284,9508
11	58	4,60%	0,0346	7,2471	644,2282	-608,4000	335,2249
12	60	4,66%	0,0330	7,2343	630,0660	-644,4000	319,7643
13	63	5,01%	0,0315	7,2223	608,8227	-698,4000	305,1824
14	75	5,27%	0,0306	7,2154	523,8496	-914,4000	296,8526
15	70	4,67%	0,0298	7,2094	559,2551	-824,4000	289,5444
16	63	4,72%	0,0347	7,2481	680,5050	-696,6000	336,385
17	65	4,11%	0,0331	7,2358	666,3414	-732,6000	321,4856
18	69	3,78%	0,0318	7,2248	638,0143	-804,6000	308,2033
19	72	4,64%	0,0308	7,2169	616,7690	-858,6000	298,6519
20	74	2,90%	0,0300	7,2103	602,6054	-894,6000	290,6735

A perda de calor na câmara de secagem e o coeficiente global de transporte de calor convectivo foram determinados substituindo-se os dados experimentais na equação de balanço de energia (4.3. 15) e na equação de Newton (3.3.1. 2).

Em cada condição operacional, foram calculados os valores para os números adimensionais Re, Pr e Nu, como definidos na Tabela 3-1 e a Tabela 5-4 mostra os valores calculados. É possível ver que em todos os ensaios os valores de Re e Pr estão nas condições necessárias para aplicar os 3 modelos semi-empíricos (Dittus-Boelter, Sieder-Tate e Gnielinski). As propriedades do gás na pressão atmosférica foram obtidas considerando-se apenas as propriedades do ar úmido de acordo com as tabelas de vapor em anexo (Tabela A-1 e Tabela A-2).

**Tabela 5-4 – Resultado experimental dos números adimensionais**

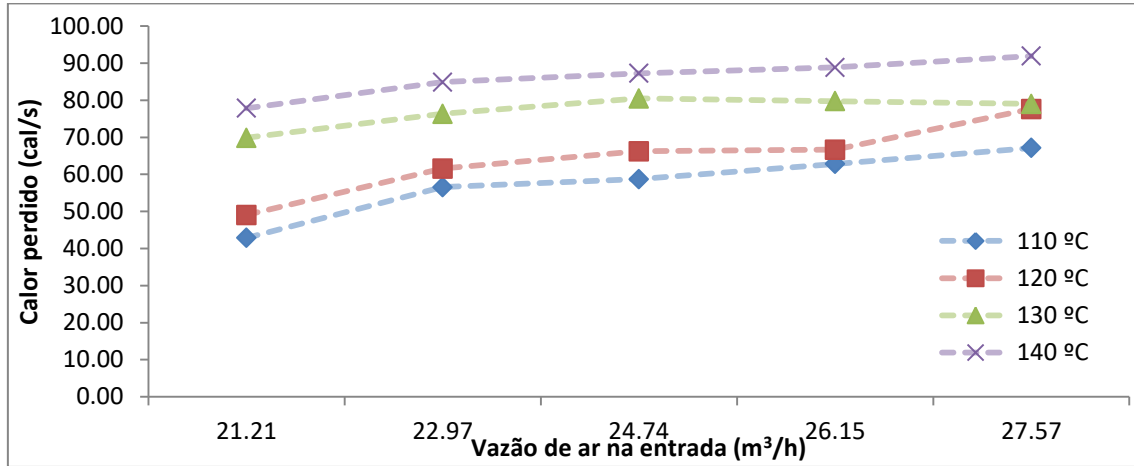
<b>Ensaio</b>	<b>T<sub>ent</sub> (°C)</b>	<b>V<sub>ent</sub> (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Re</b>	<b>Pr</b>	<b>Nu</b>
1	110	21,21	34994	0,707	54,02209
2	110	22,97	38539	0,707	79,07576
3	110	24,74	40826	0,707	73,27822
4	110	26,15	42922	0,707	75,71655
5	110	27,57	44994	0,707	78,18127
6	120	21,21	33855	0,708	49,98650
7	120	22,97	37084	0,708	66,12328
8	120	24,74	39498	0,708	67,11260
9	120	26,15	41068	0,708	62,19762
10	120	27,57	43770	0,708	76,29637
11	130	21,21	34231	0,708	74,71581
12	130	22,97	36677	0,708	76,91970
13	130	24,74	38848	0,708	74,48623
14	130	26,15	38414	0,708	43,71598
15	130	27,57	41637	0,708	62,28383
16	140	21,21	33298	0,708	72,71226
17	140	22,97	35676	0,708	75,19285
18	140	24,74	37575	0,708	70,24719
19	140	26,15	39064	0,708	67,13718
20	140	27,57	40717	0,708	66,29828

Observando-se a Figura 5-1 confirma-se que uma maior quantidade de energia é perdida por convecção na câmara de secagem quando se opera em



temperaturas e vazões de entrada mais elevadas. Isto ocorre provavelmente devido ao aumento do número de Reynolds.

Figura 5-2 - Calor perdido em função da vazão em diferentes temperaturas.



A comparação entre os valores obtidos para o número de Nusselt estimados pelas correlações de Dittus-Boelter, de Sieder-Tate e Gnielinski, com os valores experimentais está ilustrada nos gráficos das figuras 5-3 a 5-6.

Figura 5-3 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 110°C

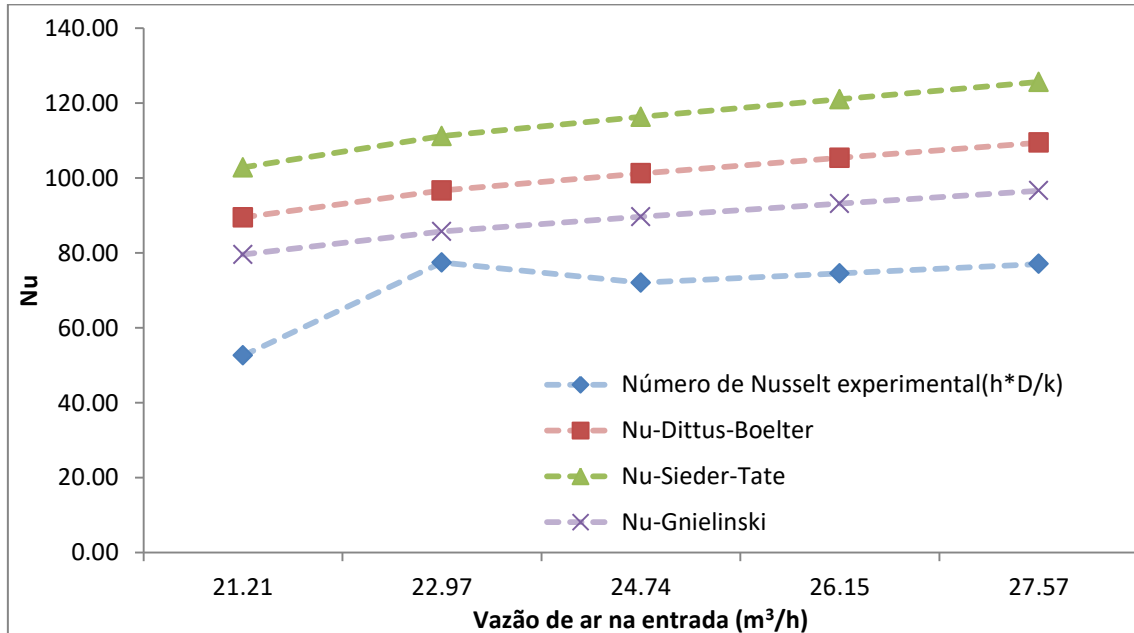


Figura 5-4 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 120°C

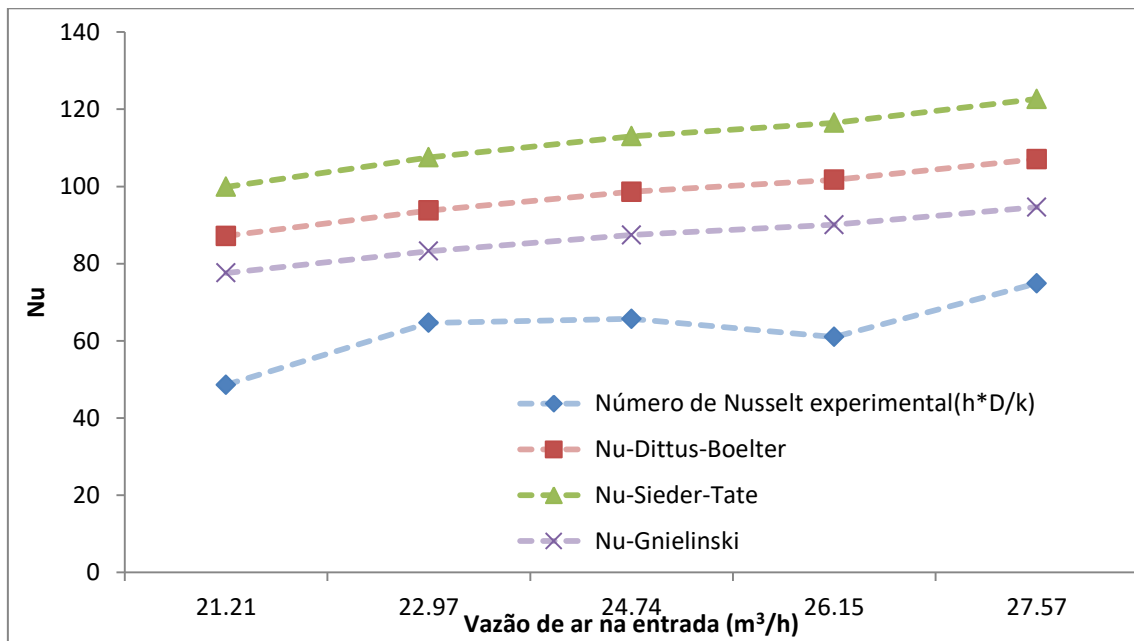


Figura 5-5 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 130°C

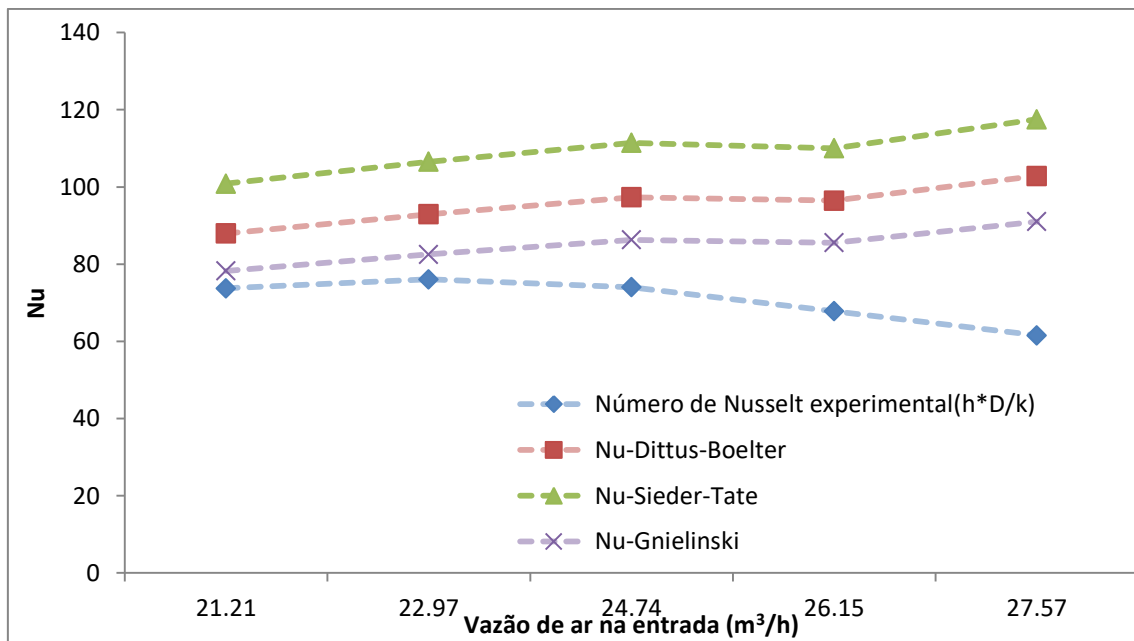
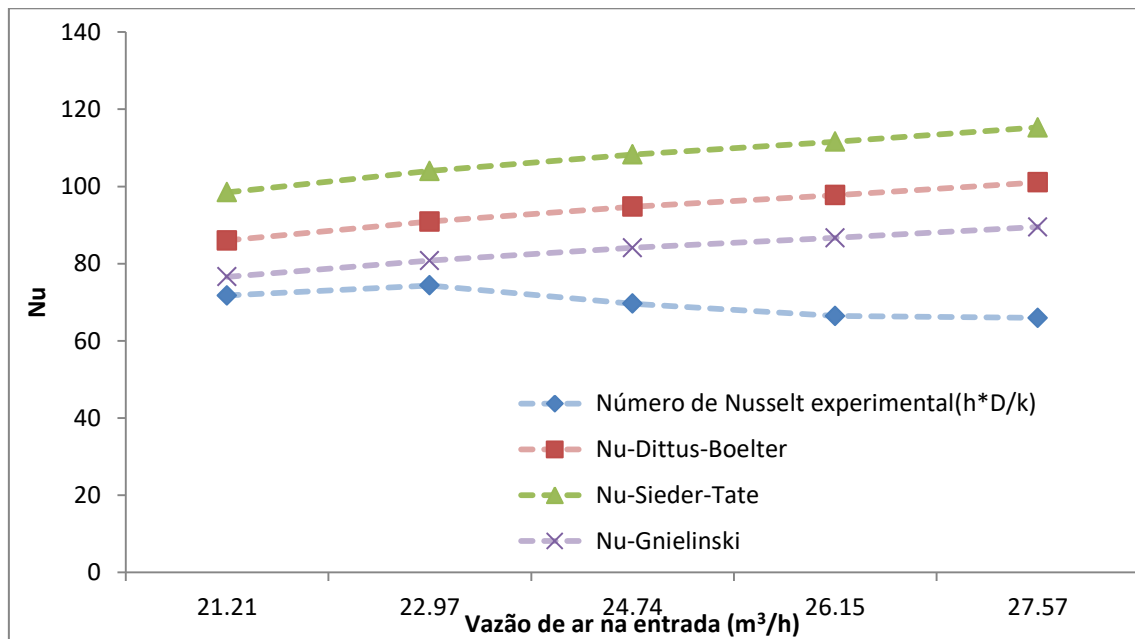


Figura 5-6 – Número de Nusselt em função vazão de entrada a 140°C

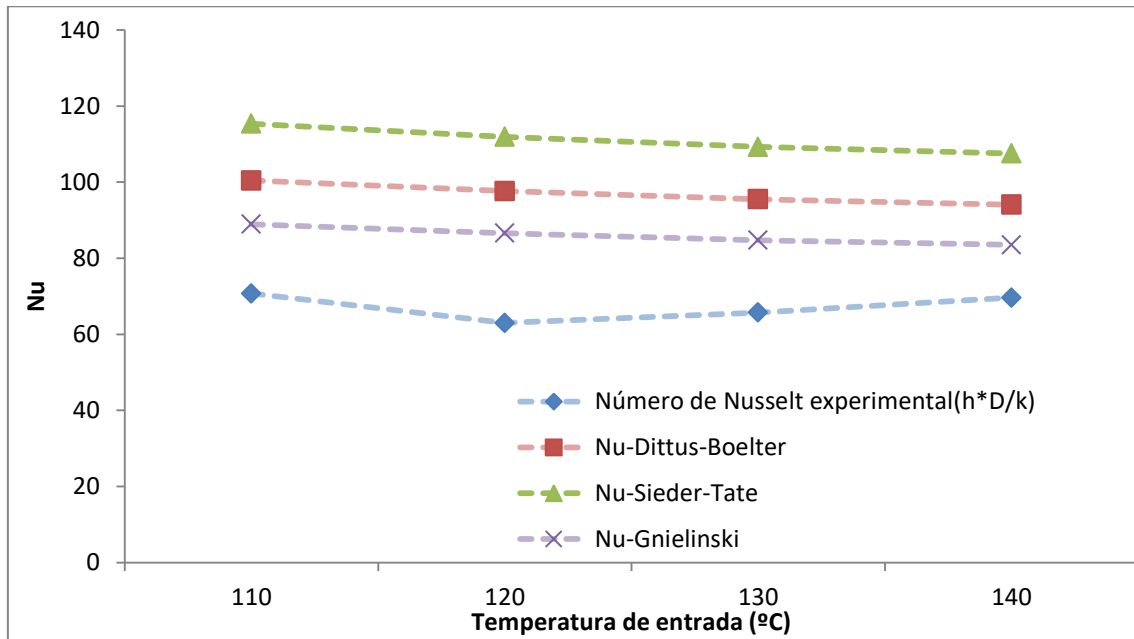


É possível observar, como enunciado na literatura, que a correlação de Gnielinski é a que mais se aproxima dos dados experimentais (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015).

Como esperado, o número de Nusselt estimado pelas correlações empíricas aumenta com a vazão de entrada de ar. Isto ocorre, porque o aumento da vazão reduz a espessura da camada limite, favorecendo a perda de calor pelas fronteiras. O valor experimental calculado nas temperaturas mais baixas também seguiu esta tendência que não foi confirmada a partir de 130 °C. Isto indica que a maior taxa de evaporação pode reduzir a perda de calor na câmara.

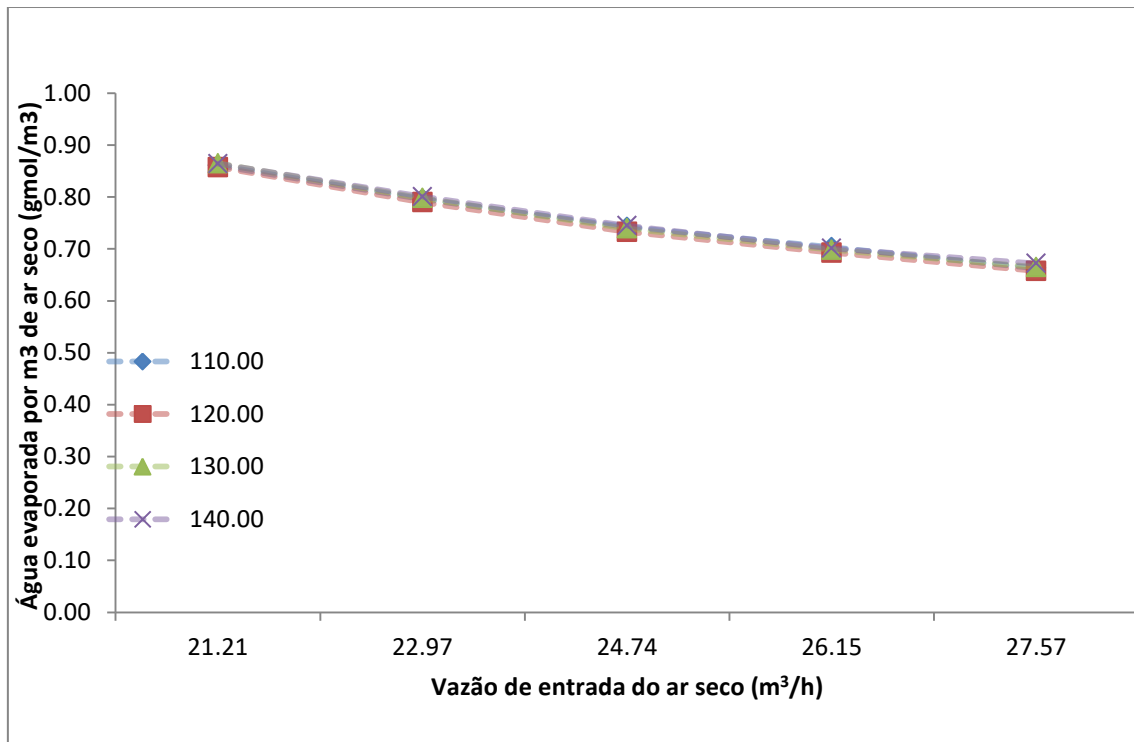
Por outro lado, pode-se perceber pela Figura 5-7 que o número de Nusselt diminui conforme a temperatura aumenta. O valor experimental seguiu a tendência nas temperaturas mais baixas. A partir de 130°C o comportamento foi o oposto, indicando também que a maior taxa de evaporação pode reduzir a perda de calor na câmara, como visto anteriormente.

Figura 5-7 - Número de Nusselt em função da temperatura de entrada de ar



Na Figura 5-8 é possível ver a performance de cada experimento, isto é, a quantidade de água evaporada por metro cúbico de ar quente na entrada.

Figura 5-8 – Performance em função da vazão de entrada em diferentes temperaturas



Isso mostra que aumentando a velocidade de entrada do ar quente, a quantidade de água evaporada diminui. Isso se deve, provavelmente, à redução do tempo de residência das partículas na câmara de secagem.

## 6. CONCLUSÕES E SUGESTÕES

Três modelagens semi-empíricas foram estudadas para descrição dos fenômenos de transporte durante o processo de microencapsulação de óleos vegetais poli-insaturados. Os três modelos são embasados em interpretações e equações da camada limite térmica a fim de determinar o coeficiente de transferência de calor em escoamento turbulento totalmente desenvolvido.

Os três modelos foram comparados com os resultados experimentais obtidos durante a microencapsulação de lipídeos utilizando o spray dryer. O modelo que mais se aproximou dos resultados experimentais foi o proposto por Gnielinski. Ainda assim o modelo semi-empírico não descreveu com precisão desejada os dados experimentais apresentando erro médio de 30%, porém o comportamento foi confirmado.

Uma das possíveis explicações para o erro acima dos 10% esperados pela literatura são as hipóteses adotadas como considerar o sistema como um meio contínuo e não um meio particulado. As correlações empíricas não consideram a perda de calor entre as partículas e parede da câmara conforme esperado pelas equações (3.4. 1) e (3.4. 2) (MCCABE, SMITH e HARRIOTT, 2005). Para futuros trabalhos, essa perda pode ser considerada e comparada com os resultados experimentais para verificar se o erro é minimizado.

É possível ver que quanto maior a vazão e temperatura do ar de entrada maior é a perda de calor para o ambiente sem um aumento de performance do processo. Assim, observando apenas as questões termodinâmicas é preferível trabalhar em condições com vazão e temperatura de entrada do ar baixas.

No entanto, mesmo com os desenvolvimentos recentes em spray dryer, o processo ainda está longe de ser completamente controlado devido à alta complexidade dos multifatores a serem otimizados, como por exemplo a estabilidade do núcleo, tamanho de partícula entre outros (GHARSALLAOUI, ROUDAUT, *et al.*, 2007).

Visando um melhor aproveitamento energético com um aumento de produtividade as seguintes ações são sugeridas: recircular o ar de saída passando por um desumidificador e isolar a câmara de secagem. Assim menos

calor seria perdido para o ambiente, mais calor seria utilizado para a secagem e menos energia seria necessária para aquecer o ar recirculado.

Uma sugestão de trabalho futuro é calcular a viabilidade econômica de implementar as ações sugeridas e calcular o tempo de retorno desse investimento.

## 7. BIBLIOGRAFIA

**Unsupported source type (Case) for source LabPlant.**

ALI, M. et al. **Heat Losses from a Pilot-Scale Counter-Current Spray Drying Tower**. Londres: [s.n.]. 2013.

ARPAGAUS, C.; SCHWARTZBACH, H. Scale-up from bench-top research to laboratory production. **Buchi**, v. 52, 2008.

BAKER, C. G.; MCKENZIE, K. A. **Energy consumption of industrial spray dryers**. Proceedings of the 13th International Drying Symposium. Beijing: [s.n.]. 2002. p. 645.

BERISTAIN, C. I.; GARCÍA, H. S.; VERNON-CARTER, E. J. Spray-dried encapsulation of cardamom (*Elettaria cardamomum*) essential oil with mesquite (*Prosopis juliflora*) gum. **Lebensmittel-Wissenschaft und-Technologie**, v. 398–401, n. 34, 2001.

BRITTO, J. F. B. Considerações sobre psicrometria. **SBCC**, v. 45, n. 45, p. 35-41, 2010.

CALLISTER, W. **Materials Science and Engineering - An Introduction**. [S.l.]: [s.n.], 2003.

CALVO, P. et al. Microencapsulation of extra-virgin olive oil by spray-drying: Influence of wall material and olive quality. **Journal of Lipid Science and Technology**, v. 12, p. p. 852–858, 2010. ISSN 8.

CELESTINO, S. **secagem na industria de alimentos**. ISSN. Planaltina, DF, p. 51. 2010.

CENGEL, Y. A. **Heat Transfer: a Practical Approach**. 2<sup>a</sup>. ed. [S.l.]: [s.n.], 1998.

DRUSH, S. Sugar beet pectin: A novel emulsifying wall component for microencapsulation of lipophilic food ingredients by spray-drying. **Food Hydrocolloids**, v. 7, p. 1223-1228, 2006.



FAVARO-TRINDADE, C. S.; PINHO, S. C. D.; ROCHA, G. A. Revisão: Microencapsulação de ingredientes alimentícios. **Brazilian Journal of Food Technology**, v. 11, p. p. 103–112, 2008. ISSN 2.

GHARSALLAOUI, A. et al. Applications of spray-drying in microencapsulation of food ingredients: An overview. **Science Direct**, Dijon, v. 40, p. 1107–1121, Março 2007.

GNIELINSKI, V. New Equations for Heat and Mass Transfer in Turbulent Pipe and Channel Flow. **International Journal of Chemical Engineering**, v. 16, p. 359-368, 1976. ISSN 2.

HELDMAN, D. R. **Encyclopedia of Agricultural, Food, and Biological Engineering**. 2. ed. [S.l.]: [s.n.], v. 2, 2003.

HOGAN, S. A. et al. Microencapsulation properties of sodium caseinate. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 49, p. 1934–1938, 2001.

HOUGAN, O. A.; WATSON, K. M.; RAGATZ, R. A. **Chemical Process Principles**. New York: [s.n.], 1954.

INCROPERA, F. et al. **Fundamentos de Transferência de Calor e de Massa**. 7. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2015.

LUIKOV, A. V.; KORTNEVA, T. **Heat and Mass transfer**. [S.l.]: [s.n.], 1982.

MALISKA, C. **ON THE PHYSICAL SIGNIFICANCE OF SOME DIMENSIONLESS NUMBERS**. Sinmec. Santa Catarina. 2000.

MCCABE, W.; SMITH, J. C.; HARRIOTT, P. **Unit Operations of Chemical Engineering**. 7. ed. [S.l.]: [s.n.], 2005.

OLIVEIRA, W. P. et al. Spray drying of food and herbal products. **Spray drying technology**, p. pp. 37-60, 2010. ISSN ISBN - 978-981-08-6270-1.

PARK, K. et al. Secagem: Fundamentos e equações. **Revista brasileira de Produtos Agroindustriais**, Campina Grande, v. 16, p. 98-127, 2014. ISSN ISSN.

QUISPE-CONDORI, S.; SALDAÑA, M. D. A.; TEMELLI, F. Microencapsulation of flax oil with zein using spray and freeze drying. **LWT - Food Science and Technology**, 2011. Acesso em: jun. 2014.

REBELLO, F. D. F. P. Revisão - Microencapsulação de Ingredientes Alimentícios. **Revista Agroambiental**, p. p. 134–144, 2009.

ROSA, E. D.; TSUKADA, M.; FREITAS, L. A. P. SECAGEM POR ATOMIZAÇÃO NA INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA: FUNDAMENTOS E APLICAÇÕES. **labmaqdobrasil**, 2006.

SIEDER, E. N.; TATE, G. E. Heat Transfer and Pressure Drop of Liquids in Tubes. **Industrial & Engineering Chemistry**, Nova York, p. 1429–1435, Dezembro 1936.

SINGH, M. et al. Microencapsulation: A promising technique for controlled drug delivery. **Research in Pharmaceutical Sciences**, p. 65-77, jul. 2010.

SMITH, J. M.; VAN NESS, H. C.; ABBOTT, M. M. **Introdução à Termodinâmica da Engenharia Química**. 7. ed. [S.l.]: [s.n.], 2007.

THOMAS, A. **Fat and Fatty Oils**. [S.l.]: [s.n.], 2000.

TONON, R. V.; BRABET, C.; HUBINGER, M. D. Influence of process conditions on the physicochemical properties of acai (*Euterpe oleraceae* Mart.) powder produced by spray drying. **Journal of Food Engineering**, 2008, v. 88, p. p. 411-418. ISSN 3.

TRANE. **Psychrometric chart**. Trane. [S.l.]. 2017.

WATERS, B. **Assembly & Operating Instruction**. LabPlant. Hunmanby, p. 21. 2014.

YOUNG, S. L. . S. X. . & R. M. Microencapsulation properties of whey proteins. **Journal of Dairy Science**, v. 76, p. 2868–2877, 1993.

## ANEXO A – Propriedades do ar

Tabela A-1 – Propriedades termofísicas do ar à pressão atmosférica

T (K)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu \cdot 10^7$ (N*s/m <sup>2</sup> )	$k \cdot 10^3$ (W/(m*K))	Pr
250	1,3947	159,6	22,3	0,720
300	1,1614	184,6	26,3	0,707
350	0,9950	208,2	30,0	0,700

Dados retirados do apêndice A do (INCROPERA, BERGMAN, *et al.*, 2015)

Tabela A-2 – Pressão parcial de vapor de água na saturação

T (°C)	$P_{H_2O}^*$ (kPa)
24	2,982
25	3,166
26	3,360
27	3,564

Dados retirados do apêndice F do (SMITH, VAN NESS e ABBOTT, 2007)