



THAYNARA DE FREITAS SILVA

**DIMENSIONAMENTO DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE
CAFÉ TORRADO E MOÍDO PARA PRODUÇÃO DE CAFÉ
SOLÚVEL**

LAVRAS – MG

2021

THAYNARA DE FREITAS SILVA

**DIMENSIONAMENTO DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE CAFÉ TORRADO E MOÍDO
PARA PRODUÇÃO DE CAFÉ SOLÚVEL**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para a obtenção do título de Bacharel.

Prof. Dr. Alexandre de Paula Peres
Orientador

LAVRAS – MG

2021

THAYNARA DE FREITAS SILVA

**DIMENSIONAMENTO DE UMA PLANTA INDUSTRIAL DE CAFÉ TORRADO E
MOÍDO PARA PRODUÇÃO DE CAFÉ SOLÚVEL**

**SIZING OF A GROUND ROASTED COFFEE INDUSTRIAL PLANT TO PRODUCE
SOLUBLE COFFEE**

Monografia apresentada à Universidade Federal de Lavras, como parte das exigências do Curso de Engenharia Química, para a obtenção do título de Bacharel.

APROVADA EM 20/05/2021

Prof. Dr. Alexandre de Paula Peres - UFLA

Prof. Dr. Irineu Petri Júnior - UFLA

Profa. Dra. Isabele Cristina Bicalho – UFLA

Prof. Dr. Alexandre de Paula Peres

Orientador

LAVRAS – MG

2021

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, agradeço a Deus pela oportunidade, persistência e condições de ingressar em uma universidade com a reputação da UFLA e em um curso de tamanha importância social e ambiental como a Engenharia Química.

Agradeço e dedico aos meus pais Ozório e Lindelza mais esta conquista, sem seus incansáveis e incalculáveis apoio eu não chegaria aqui.

Agradeço minha irmã Najara e meu sobrinho Guilherme pelo companheirismo de sempre.

Ao Alexandre meu orientador de TCC, que o conheci no NEPI e logo confiou que poderíamos fazer um bom trabalho e de grande conhecimento para mim, que prontamente me orientou mesmo com a distância exigida pela pandemia.

Ao Departamento de Engenharia da UFLA, em especial ao corpo docente e técnico da Engenharia Química, pelo suporte, conhecimento e crescimento tanto profissional quanto pessoal. Pude ter a honra em fazer parte da primeira turma do curso, acompanhar e participar do desenvolvimento da Engenharia Química da Universidade Federal de Lavras e assim contribuir para que os próximos ingressos do curso tenham sua melhor experiência universitária.

Minhas amigas que passaram pela República Balalaika, entre elas a Gigi, Talyta, Bianca, Aline e Kalyne, com descontração conseguimos superar os desafios diários.

Agradeço pelos momentos inesquecíveis que passei ao lado das minhas amigas Bianca, Laísa, Letícia e Polyanna, pois mesmo estando longe ainda sinto que estamos perto e sei que sempre poderei contar com vocês e vocês comigo.

A todas as minhas amigas de São Tiago, em especial a Aline, Iasmyn e Raiane, que foram minha válvula de escape diante das dificuldades e momentos de pressão.

Também agradeço aos meus familiares por serem minha sustentação.

MUITO OBRIGADA!

RESUMO

O Brasil é um grande produtor de café. Tal projeto foi realizado com o intuito de adaptar, de forma fictícia, uma indústria que produz café torrado e moído para a também produção de café solúvel, por dados da literatura a partir do dimensionamento de equipamentos e processos pelo *Solver* do Excel. A primeira etapa da adaptação da planta é a extração, processo que ocorre a extração de sólidos solúveis usando água a 180 °C e 1,7 MPa, em seis extratores com fluxo corrente cruzada. O refinado de café passa então pela recuperação de aroma para retirar compostos que conferem mau odor ou responsáveis pelo cheiro agradável de café (que posteriormente são reincorporados ao processo) em uma torre de adsorção. Posteriormente ocorre a concentração em três evaporadores para retirada de água do extrato de café. A última etapa é a secagem que, primeiramente, é realizada em um *spray dryer* sendo que o ar a saída deste encontra-se carregado de pequenas partículas de café que são coletadas no ciclone. Ao final da extração, a borra contém frações de solúveis e insolúveis de 1,19 e 48,81%, respectivamente, e o refinado frações de solúveis e insolúveis correspondentes a 26,87 e 0%, respectivamente. A torre de adsorção foi dimensionada com altura de 5,67 m para atingir 70% de leite usado, contando com o tempo de ruptura de 753,8 min. As áreas dos evaporadores convergiram na quarta iteração com valores de 29,86, 28,15 e 30,37 m² e erros de 1,36, 4,46 e 3,10%, respectivamente. Após o dimensionamento do *spray dryer* mostrou ser necessário uma velocidade relativa ar-líquido no bico equivalente a 17,50 cm/s, um diâmetro médio das gotículas de 991,92 µm, vazões do ar e do líquido no bico iguais a 383,33 e 0,02 L/min, respectivamente, coeficiente global volumétrico igual a 3,77.10⁻⁶ kJ/m³s°C e volume do equipamento equivalente a 0,21 m³. Para atingir eficiência de 95% no ciclone, é necessário uma vazão de ar equivalente a 56,3 L/s com um diâmetro de corte igual a 5,96 µm. Os únicos resultados não satisfatórios são a fração de sólidos insolúveis no refinado de café na etapa de extração, pois espera-se uma baixa fração deste, entretanto, a fração encontrada foi de 0% devido à baixa sensibilidade do Excel, já na secagem o coeficiente global volumétrico e a vazão do líquido no bico do *spray dryer* foram baixos, o que pode ser explicado pela utilização de correlações gerais. Adaptações, como o incremento de malhas de controle e parceria com uma indústria de café solúvel para a coleta de dados, são recomendadas para um estudo mais completo e obter cálculos mais precisos.

Palavras-Chave: Dimensionamento. Simulação. Extração. Recuperação de aroma. Concentração. Secagem.

ABSTRACT

Brazil is a big coffee producer. This work was accomplished in order to adapt a company, fictitious title, adapt a company which produces ground roasted coffee to produces soluble coffee too, supported by literature data starting sizing of equipment and process on Excel *Solver*. The first step plant adaptation is the extraction of soluble using water at 180 °C and 1.7 MPa, that occurs in six extractors in crosscurrent. The refined passes to scent recovery to remove compounds that confer foul odor or responsible for the nice coffee smell (that are subsequently reincorporated in to process) in an adsorption tower. Subsequently occur the concentration in three evaporators for withdrawal water from the coffee extract. Latter step is the the drying that firstly is accomplished in a spray dryer where the air coming out of the spray dryer is loaded with small particles which are gathered in the cyclone. At the and of extraction the coffee grounds contain soluble and insoluble fractions equal to 1.19 and 48.81%, respectively, and the coffee refined soluble and insoluble fractions corresponding to 26.87 and 0%, respectively. The adsorption tower was sizing with height of 5,67m to to attain 70% of used bed, counting breakthrough time of 753,8 min. The evaporator areas converged in fourth iteration with value of 29.86, 28.15 and 30.37 m², with errors of 1.36, 4.46 and 3.10%, respectively. After spray dryer sizing showed be necessary a relative air-liquid speed equivalent to 17.50 cm/s, an average diameter of the droplets of 991.92 μm, air and liquid flows rates in spout equal to 383.33 and 0.02 L/min, respectively, global volumetric coefficient equal to 3.77 · 10⁻⁶ kJ/m³s°C and equipment volume equivalent to 0.21 m³. To attain 95% efficient 95% of efficiency is required an air flow equivalent to 56.3 L/s with a cutting diameter of 5,96 μm. The only unsatisfactory results are the fraction of insoluble solids in coffee refined in extraction stage, because a low fraction of this is expected, meantime, the fraction found is 0% mainly due to the low Excel sensitivity. On drying the global volumetric coefficient and liquid flow in spout of spray dryer are low, this fact can be explained to use the correlations generals. Adaptations, as the increase of control loops and partnership with a soluble coffee company for data collection, are recommended to have a more complete study and get more accurate calculations.

Keywords: Sizing. Simulation. Extraction. Aroma recovery. Concentration. Drying.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 - Diagrama de blocos do processamento de café solúvel.....	5
Figura 2 - Extração da acetona (C) em água (A) por meio do clorofórmio (B).....	8
Figura 3 – Exemplo de curva de ruptura da coluna de adsorção.....	11
Figura 4 - Evaporador de filme descendente.....	12
Figura 5 - <i>Spray dryer</i>	14
Figura 6 - Ciclone industrial.....	15
Figura 7 - Diagrama de blocos para a extração.	17
Figura 8 - Diagrama de blocos de evaporadores.	20
Figura 9 - Parâmetro de um ciclone.	26
Figura 10 - Aproximação por polinômio de segundo grau Regra 1/3 de Simpson.	27
Figura 11 - Aproximação por polinômio de segundo grau Regra 3/8 de Simpson.	29
Figura 12 - Curva de ruptura.	38
Figura 13 - Diagrama de blocos para a adsorção.....	38
Figura 14 - Bateria de evaporadores.....	43
Figura 15 – Diagrama de blocos <i>Spray dryer</i>	53
Figura 16 - Diagrama de blocos contendo o ciclone.	57

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Grau da torra dos grãos de café.	6
Tabela 2 - Principais constituintes da borra do café.	8
Tabela 3 - Constituintes minerais da borra do café.	9
Tabela 4 - Constituintes tóxicos da borra do café.	9
Tabela 5 - Propriedades extração.	18
Tabela 6 - Propriedades recuperação de aroma.	19
Tabela 7 - Propriedades concentração.	22
Tabela 8 - Propriedades da concentração entalpias.	23
Tabela 9 - Propriedades spray dryer.	25
Tabela 10 - Parâmetros do ciclone.	27
Tabela 11 - Simulação do extrator 1.	33
Tabela 12 - Simulação do extrator 2.	34
Tabela 13 - Simulação do extrator 3.	35
Tabela 14 - Simulação do extrator 4.	35
Tabela 15 - Simulação do extrator 5.	35
Tabela 16 - Simulação do extrator 6.	36
Tabela 17 - Dados da curva de ruptura.	37
Tabela 18 - Dados para utilizar a regra 3/8 de Simpson.	39
Tabela 19 - Dados para utilizar a regra 1/3 de Simpson repetida.	40
Tabela 20 - Dados para o cálculo da altura do leito.	41

Tabela 21 - Dados da primeira iteração.....	48
Tabela 22 - Entalpias para o Balanço de Energia.....	50
Tabela 23 - Dados da segunda iteração.	52
Tabela 24 - Dados da terceira iteração.	52
Tabela 25 - Dados do quarto evaporador.....	52
Tabela 26 - Termos da Equação de Nukiyama e Tanassawa.	54
Tabela 27 - Termos da Equação de Strumillo e Kudra.....	55
Tabela 28 - Resultados da simulação da vazão.	58

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
2 OBJETIVOS	2
2.1 Geral	2
2.2 Específicos	3
3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	3
3.1 O café e sua história	3
3.2 O café solúvel	4
3.3 Seleção de grãos	5
3.4 Torra	6
3.5 Moagem do café	7
3.6 Extração.....	7
3.7 Recuperação de aroma.....	10
3.8 Concentração	11
3.9 Secagem	13
3.9.1 <i>Spray dryer</i>	13
3.9.2 Ciclone	14
3.10 Aglomeração	15
3.11 Envase.....	16
4 METODOLOGIA.....	16
4.1 Extração.....	16
4.2 Recuperação de aroma.....	18
4.3 Concentração	19
4.4 Secagem	23
4.4.1 <i>Spray Dryer</i>	24
4.4.2 Ciclone	26
4.5 Integração numérica	27
4.5.1 Regra 1/3 de Simpson repetida.....	27
4.5.2 Regra 3/8 de Simpson	29
4.6 Dados iniciais	30
5 RESULTADOS E DICUSSÕES.....	30
5.1 Extração.....	31

5.2 Recuperação de aroma.....	37
5.3 Concentração	43
5.3.1 Primeira iteração	44
5.3.2 Segunda iteração.....	48
5.4 Secagem	53
5.4.1 <i>Spray dryer</i>	53
5.4.2 Ciclone	56
6 CONCLUSÃO.....	59
7 SUGESTÕES	60
REFERENCIAL BIBLIOGRÁFICO	60
ANEXO A – Propriedades termodinâmicas da água no estado de líquido comprimido .	63
ANEXO B – Propriedades termodinâmicas da água saturada	64
ANEXO C – Propriedades termodinâmicas da água saturada (continuação)	65

1 INTRODUÇÃO

O café, inicialmente popularizado nos estados do Rio de Janeiro e São Paulo, foi responsável pela imigração, urbanização, criação de estradas de ferro, trabalho urbano assalariado e desenvolvimento de indústrias no país (HISTÓRIA, [s. d.]). O Brasil é líder mundial na produção de café, sendo que Minas Gerais, atualmente, é o maior estado produtor – correspondendo à metade da produção nacional - sendo os tipos arábica e robusta os mais cultivados.

A criação do café solúvel data de 1771 na Grã-Bretanha, mas seu aprimoramento ocorreu no Brasil em 1929 para corrigir o problema do excesso de produção da época. Este produto imediatamente se popularizou na Europa e nos Estados Unidos, voltando ao Brasil para ser comercializado somente em 1953 (CAFÉ SOLÚVEL - ABICS, [s. d.]). Atualmente o Brasil é líder mundial de produção do café solúvel, tendo batido recorde de exportação em 2019 (RELATÓRIO DO CAFÉ SOLÚVEL DO BRASIL - JANEIRO DE 2020 - NOTÍCIAS - ABICS, [s. d.]).

O processamento do café, para a obtenção do café solúvel, se inicia na seleção correta dos grãos, em que geralmente é utilizada uma mistura entre café arábica, importante para as características sensoriais da bebida final, e café conilon, por apresentar maior solubilidade em água, em proporção de 70 e 30 %, respectivamente, de acordo com Fernandes et al. (2003).

Após serem selecionados, os grãos são torrados a temperatura constante de 200 °C, em que a depender do tempo da torra, pode ser considerada torra moderadamente clara, média ou moderadamente escura, sendo que a torra clara maximiza a qualidade do café solúvel. É neste processo térmico que surgem o odor e o sabor característicos da bebida, mostrando ser composto por processos físicos e químicos (MENDONÇA; PEREIRA; MENDES, 2005).

Em seguida, o café torrado segue para a moagem, a fim de diminuir sua granulometria, aumentando sua área de contato e assim otimizando a solubilidade em água e a mistura dos diferentes tipos de grãos (RIBEIRO; ABRANTES, 2001). Em um moinho de rolos, obtêm-se granulometrias de 0,59, 0,84 ou 1,19 mm, conforme a ABIC (2013 *apud* CORRÊA *et al.*, 2016, p. 582).

O café moído passa por uma bateria de extratores que fornece o contato da fase sólida com a fase líquida, compreendida pela água. Esta etapa visa a retirada de sólidos solúveis do

café para a água que opera a 180 °C, por isso é mais eficiente que a extração feita em casa para a produção da bebida de café de acordo com Zuim (2010).

A recuperação de aroma pode restaurar compostos perdidos no processamento ou retirar substâncias que diminuem a qualidade sensorial do café, segundo Cantelli (2013). A partir de Zuim (2010) nota-se que utilização de tratamentos não térmicos, além de diminuir o consumo energético, não promove degradação de compostos importantes para o odor e sabor da bebida final, sendo um exemplo deste processo a adsorção, que ocorre a transferência de massa da substância de interesse da fase sólida para a fluida.

Em seguida, o café é concentrado a fim de aumentar a quantidade de sólidos na solução. A concentração pode ocorrer pela evaporação ou congelamento, sendo a primeira mais econômica e a segunda a que mais preserva as características da bebida. Schuina, Costa e Júnior (2009) citam que após este processo, o soluto tem sua concentração aumentada de em torno de 20 para 50%.

A secagem consiste na próxima etapa do processo, que pode ser procedida pela atomização, em um *spray dryer*, ou por liofilização, com a sublimação do solvente, processos que, respectivamente, é mais barato ou preserva mais as características do produto por não expô-lo a altas temperaturas. Ao optar pela atomização, as partículas não coletadas no *spray dryer* são capturadas no ciclone, equipamento de separação no campo centrífugo.

Após a secagem ocorre a aglomeração, importante para aumentar o tamanho dos grânulos do café. Ela consiste na umidificação, a partir da condensação, até uma umidade de 7 a 8 % em base seca, seguida por uma secagem, em leito fluidizado, até uma umidade de 2 a 4 % em base seca (ANDREGHETI, 2015).

Por fim, o café solúvel pode ser embalado e distribuído.

Este trabalho visa abordar quais operações são necessárias para a adaptação de uma planta de café torrado e moído pra a produção de café solúvel, citando quando há a otimização dos processos no âmbito operacional e econômico, além disso, apresenta cálculos referentes às operações unitárias que podem guiar trabalhos semelhantes.

2 OBJETIVOS

2.1 Geral

O presente trabalho tem objetivo dimensionar os equipamentos necessários a adaptação de uma planta industrial que produz café torrado e moído para que a mesma planta também possa produzir de café solúvel.

2.2 Específicos

Realizar cálculos por meio do *Solver* através software Excel a partir da extração, pois é a partir desta etapa que são inseridos equipamentos para a produção do café solúvel, como extratores, coluna de adsorção, evaporadores, *spray dryer* e ciclone. Os dados utilizados para a realização dos cálculos, tais como a massa específica do café, entalpias, a vazão mássica, frações de sólidos no café e outros, são obtidos da literatura, portanto, tanto a indústria a ser adaptada quanto a indústria projetada são fictícias.

3 FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

Neste tópico serão mostradas a história do café e do seu produto solúvel, além das operações para o seu processamento.

3.1 O café e sua história

O café teve origem na Etiópia, conta a lenda de Kaldi que o pastor de mesmo nome observou que as cabras ficavam felizes e com energia quando mastigavam um fruto amarelo-avermelhado. Os etíopes então passaram a ingerir o fruto e até mesmo fermentá-lo para a produção de uma bebida alcoólica, de acordo com manuscritos de 575 d.C. Com o tempo os árabes também passaram a cultivar o fruto e o utilizavam para fins medicinais e para mantê-los acordados durante as rezas e vigílias noturnas. Somente no século XIV incorporou-se o processo de torrefação (HISTÓRIA, [s. d.]).

Em 1727 chegaram as primeiras mudas de café no Brasil, vindas da Guiana Francesa, plantadas no Pará. Ao final do século XVIII, com a diminuição do ciclo da mineração em Minas Gerais, nascia a nova riqueza nacional nos estados do Rio de Janeiro e São Paulo, e ao final do século XIX o Brasil controlava o mercado mundial. Os lucros provenientes da cafeicultura viabilizaram a criação de estradas de ferro, urbanização e a chegada de imigrantes europeus. No século XIX o consumo de café se popularizou na Europa, dando um requinte a esta bebida, auxiliando o aumento das vendas do mesmo (HISTÓRIA, [s. d.]).

Ao final do século XIX e após o término da Segunda Guerra Mundial, intensificou-se a imigração de estrangeiros europeus. A urbanização das cidades de São Paulo e Rio de Janeiro se desenvolveu devido à necessidade de distribuição e escoamento do café para a exportação. A presença de imigrantes europeus nos centros urbanos viabilizou o aparecimento de empregos urbanos assalariados e outras fontes de renda, o que favoreceu o desenvolvimento de indústrias nestes locais (HISTÓRIA, [s. d.]).

O café é a bebida mais consumida no mundo, sendo os Estados Unidos o líder mundial, seguido pelo Brasil, entretanto, o Brasil é o maior produtor mundial. O café não tem representatividade somente pelo seu sabor ou cheiro, ele é importante para fortalecer as relações interpessoais no trabalho e unir a família.

Há várias espécies de café, porém, as mais produzidas em território nacional são o café arábica e o robusta.

3.2 O café solúvel

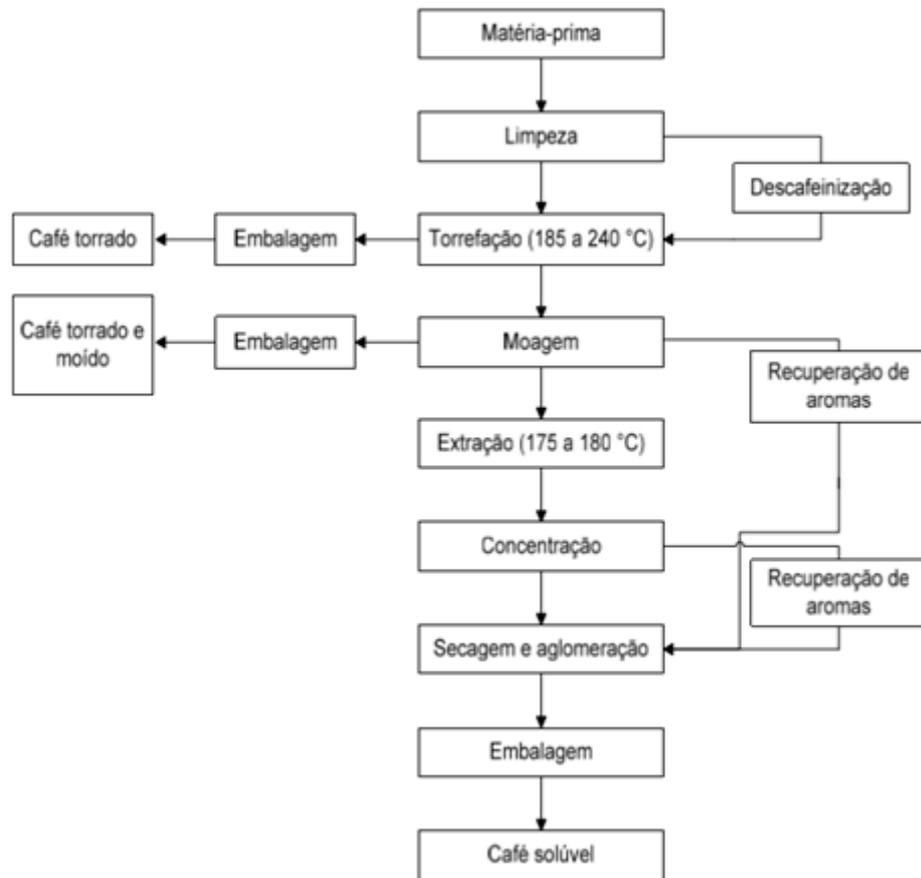
O primeiro café solúvel foi produzido na Grã-Bretanha em 1771. Já na América, este produto chegou em 1851 por ser de fácil transporte e aumentar a energia dos soldados na Guerra Civil (CAFÉ SOLÚVEL - ABICS, [s. d.]).

O primeiro café solúvel estável foi criado pelo químico nipo-americano Satori Kato em 1901 e patentado dois anos depois. Foi a Nestlé quem aprimorou sua fórmula ao tentar solucionar a problemática do café excedente no Brasil em 1929, assim, Max Morgenthaler apresentou em 1937 um produto do café que após ser dissolvido em água já estaria pronto para o consumo com características similares ao do café fresco. Este café solúvel, o Nescafé, foi lançado na Suíça em 1938 e foi sucesso imediato na Europa e nos Estados Unidos. No Brasil, o café solúvel chegou em 1953 (CAFÉ SOLÚVEL - ABICS, [s. d.]).

O Brasil é líder na produção de café solúvel no mundo. Em 2019 bateu o recorde de exportações, equivalente a 91.963 toneladas de produto, crescimento de 7% com relação ao ano anterior. Os maiores mercados importadores de café solúvel brasileiro são os Estados Unidos, Rússia e Indonésia, respectivamente (RELATÓRIO DO CAFÉ SOLÚVEL DO BRASIL - JANEIRO DE 2020 - NOTÍCIAS - ABICS, [s. d.]).

As etapas de produção do café solúvel estão representadas na Figura 1.

Figura 1 - Diagrama de blocos do processamento de café solúvel.



Fonte: Varnam e Sutherland (1994 *apud* ZUIM, 2010, p. 33).

3.3 Seleção de grãos

Alguns fabricantes de bebidas de café solúvel especificam nos seus rótulos que podem haver variações nas matérias-primas, como o *blend*, ou seja, a mistura entre o café Arábica (*Coffea arabica*) e Conilon (*Coffea canephora*), ou ser bebida composta apenas por café arábica (KOBAYASHI; BENASSI, 2012).

A explicação para o uso de *blend* de cafés arábica e conilon (ou robusta) pode ser dada por Illy e Vianni (1996 *apud* FERNANDES *et al.*, 2003, p. 1077) pois o arábica apresenta maior qualidade, conseqüentemente, seu valor comercial é superior ao robusta.

Entretanto, o conilon é largamente utilizado na indústria de café solúvel devido também à sua maior concentração de sólidos solúveis, otimizando o rendimento industrial, pode-se constatar que o *Coffea canephora* possui de 26,07% a 30,6% de sólidos solúveis, enquanto o *Coffea arabica* contém entre 23,85% e 27,31%, de acordo com Moraes *et al.* (1973/1974 *apud* MENDONÇA; PEREIRA; MENDES, 2005, p. 240).

No experimento de Fernandes et al. (2003), foi utilizado um *blend* de 70% de café arábica e 30% de café conilon.

3.4 Torra

Após a colheita e seleção adequada dos grãos, ocorre a torrefação, processo sob condição de altas temperaturas em que surgem o sabor e o aroma característicos da bebida. Na torra os atributos sensoriais do café são obtidos através dos compostos voláteis e não voláteis (MENDONÇA; PEREIRA; MENDES, 2005).

As concentrações das substâncias contidas no café são afetadas pelo grau da torra do grão, portanto, a torrefação não representa somente um processo físico, mas também envolve reações químicas que gerarão compostos cruciais para a representação sensorial da bebida. Grãos submetidos à torra clara apresentam maior solubilidade em água, logo, este tipo de torra é preferida para a indústria de cafés (NASCIMENTO, 2006).

O grau da torra é classificado de acordo com o tempo de processamento, já que a temperatura de 200 °C é constante para qualquer tipo de torra. A partir deste grau, o café torrado pode ser classificado como torra moderadamente clara, média ou moderadamente escura, conforme apresentado pela Tabela 1.

Tabela 1 - Grau da torra dos grãos de café.

GRAU DA TORRA	TEMPERATURA	TEMPO DA	COR DO GRÃO
	DA TORRA	TORRA	
	°C	Minuto	
Moderadamente clara	200 (±20)	5	Marrom claro
Média	200 (±20)	8	Marrom escuro
Moderadamente escura	200 (±20)	10	Preto

Fonte: Adaptado de Nascimento (2006).

A principal característica desejada para o café solúvel é a alta solubilidade dos seus componentes em água. A otimização da solubilidade ocorre em torra clara, por isso a torrefação para fins de produção de café solúvel ocorre neste tipo de torra (NASCIMENTO, 2006).

3.5 Moagem do café

A moagem consiste no processamento de um material sólido em um moinho a fim de diminuir sua granulometria. No caso do café, a diminuição da granulometria ocorre após a torra, o que aumenta a superfície de contato, conseqüentemente acelera a reação, ademais, o material com um tamanho menor tende a se misturar uniformemente, característica considerável no caso de utilização dos *blends* (RIBEIRO; ABRANTES, 2001).

A escolha correta do moinho varia com a estrutura do material a ser moído, assim, um material cristalino é preferencialmente moído em um moinho de bolas, já para um material fibroso é aconselhado o uso de um moinho de facas, por exemplo. Conforme Zylbersztajn *et al.* (1993 *apud* JARDIM, 2012, p. 9), um maquinário utilizado para a moagem do café é o moinho de rolos, pois o moinho de rolos agride menos os grãos mantendo as características aromáticas do café. Durante essa operação ocorre uma perda de massa de aproximadamente 0,2% de café (SILVA; PASQUIM, 2018).

O tamanho final do grão torrado o classifica em granulometria fina, média e grossa, com respectivamente 0,59, 0,84 e 1,19 mm segundo a ABIC (2013 *apud* CORRÊA *et al.*, 2016, p. 582). Porém, como a próxima etapa consiste na extração, Smith (1989 *apud* ZUIM, 2010, p. 34) recomenda uma moagem mais grosseira dos grãos para a melhor operação nos extratores.

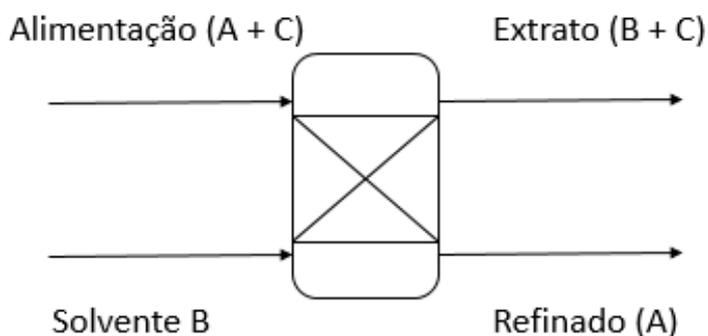
3.6 Extração

A adaptação de uma indústria que produz café torrado e moído para a produção de café solúvel ocorre após a moagem, no processo de extração.

A extração sólido-líquido, também conhecida como lixiviação, consiste na remoção de um soluto (partículas de interesse ou não para o processo) de um material sólido por meio de um solvente líquido. O contato entre as fases sólida e líquida, afinidade do soluto com o solvente e um gradiente de concentração do soluto (que deve ser menor no líquido a ser enriquecido) fornecem as condições para a transferência de massa, assim, há o deslocamento do soluto do sólido para o solvente.

Após a extração obtém-se o refinado e o extrato. O primeiro se refere à solução pobre em soluto extraído, já a segunda a solução rica em soluto. Um exemplo é a extração da acetona, em solução com a água, por meio do clorofórmio. Neste caso, o clorofórmio sai do extrator com uma alta concentração de acetona e a água se encontra purificada, conforme a Figura 2.

Figura 2 - Extração da acetona (C) em água (A) por meio do clorofórmio (B).



Fonte: Da autora (2020).

Esta etapa é responsável pela extração dos sólidos solúveis do café previamente moído e torrado. A extração industrial se difere da caseira devido à temperatura mais elevada, a aproximadamente 180 °C (ZUIM, 2010), desta forma, a extração industrial é mais eficiente.

O subproduto da extração é a borra do café. A borra é constituída principalmente por celulose, hemicelulose, arabinana, galactana, manose, proteínas, grupos acetil e cinzas. As concentrações de cada um destes produtos está disposta na Tabela 2.

Tabela 2 - Principais constituintes da borra do café.

SUBSTÂNCIA	PESO SECO
	g/100 g
Celulose	8,6
Hemicelulose	36,7
Arabinana	1,7
Galactana	13,8
Manose	21,2
Proteínas (N x 6,25)	13,6
Grupos acetil	2,2
Cinzas	1,6

Fonte: Adaptado de Mussatto et al. (2011b *apud* BOLIGON, 2015, p. 16).

Pela análise da literatura, foi possível constatar que alguns componentes metálicos também fazem constituem a borra, porém, estão presentes em menores concentrações, como pode ser visto pela Tabela 3.

Tabela 3 - Constituintes minerais da borra do café.

SUBSTÂNCIA	MASSA DA SUBSTÂNCIA POR MASSA DA BORRA
	mg/kg
Potássio	3549,0
Fósforo	1475,1
Magnésio	1293,3
Cálcio	777,4
Alumínio	279,3
Ferro	118,7
Manganês	40,1
Cobre	32,3
Zinco	15,1

Fonte: Adaptado de Mussatto et al. (2011b *apud* BOLIGON, 2015, p. 16).

Além dos metais, componentes tóxicos também estão presentes na borra de café, como pode ser visto na Tabela 4.

Tabela 4 - Constituintes tóxicos da borra do café.

SUBSTÂNCIA	MASSA DA SUBSTÂNCIA POR LITRO DA BORRA
	g/L
Ácido acético	0,90
Furfural	1,54
Hidroximetilfurfural	0,22
Fenóis Totais	3,90

Fonte: Adaptado de Mussatto et al. (2011b *apud* BOLIGON, 2015, p. 16).

Como a extração do café ocorre a altas temperaturas, pode ocorrer a decomposição térmica de substâncias responsáveis pelo aroma da bebida. Além disso, podem ocorrer reações químicas de degradação de polissacarídeos de elevada massa molecular, responsáveis pelo sabor e aroma final da bebida, conforme Varnam e Sutherland (1994 *apud* ZUIM, 2010, p. 34).

Uma das possíveis utilizações da borra do café se encontra no aproveitamento da mesma como fonte de matéria-prima a ser queimada nas caldeiras da própria indústria. Para isso, deve ser retirada a umidade da borra.

3.7 Recuperação de aroma

Esta operação restaura compostos responsáveis pelo odor perdidos durante o processamento, que posteriormente podem ser adicionados ao café após a concentração com o intuito de melhorar a sensação sensorial do café solúvel. Ela também pode ser utilizada para remover aromas indesejados a fim de se produzir um café solúvel neutro (CANTELI, 2013).

Normalmente, a recuperação de aromas é realizada por meio de tratamentos térmicos. A substituição deste meio se faz importante pois o mesmo envolve altos custos energéticos e promove a degradação de substâncias por meio da elevada temperatura operacional (ZUIM, 2010).

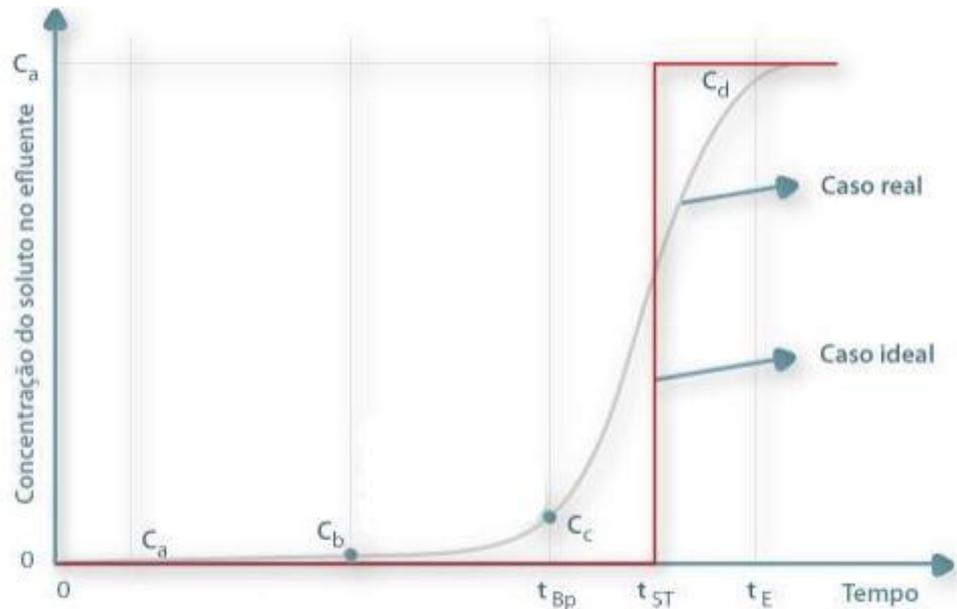
A tecnologia mais utilizada trata-se da recuperação de aroma do extrato antes de enviá-lo à etapa de concentração, devido à alta temperatura desta que pode afetar a qualidade sensorial da bebida final, e então armazenar o aroma de forma condensada em condições frias para assim misturar este ao extrato após a concentração, de acordo com a Revista Cafeicultura (2010 *apud* CARPINÉ, 2011, p. 30).

Uma das formas de se proceder com a recuperação de aroma é a partir da adsorção. A adsorção consiste na transferência de massa, de uma substância de interesse, de um fluido para a fase sólida. Existem algumas definições para elementos envolvidos na adsorção: a substância a ser adsorvida é chamada de adsorvato, já o sólido no qual o processo ocorre é o adsorvente.

A torre ou coluna de adsorção é preenchida com o recheio, o adsorvente, que é por onde passa o fluido carregado de adsorvato. Este processo prossegue até que o adsorvente se encontre saturado, necessitando então de se regenerar a torre.

Para o dimensionamento de uma torre de adsorção é preciso plotar a curva de ruptura. Esta curva possui como ordenada a concentração no ponto de observação dividido pela concentração inicial c/c_0 e como abscissa o tempo. Um exemplo de curva de ruptura pode ser visto na Figura 3.

Figura 3 – Exemplo de curva de ruptura da coluna de adsorção.



Fonte: Carpiné (2011).

De acordo com a Figura 3, as concentrações finais em C_a e C_b são praticamente zero, já o ponto em que o soluto passa a ser detectado na saída da torre pela Figura 3 é representado como C_c , é denominado ponto de ruptura, cuja concentração gira em torno de 5 e 10% da concentração inicial. Este ponto é representado pela concentração máxima na corrente de saída, e acima dele a saturação pode ocorrer em tempos e velocidades variadas (CARPINÉ, 2011).

O caso ideal para a curva de ruptura ocorre quando a concentração na saída da torre é igual a zero até o ponto na condição ideal t_{ST} , em que neste ponto c/c_0 salta de zero para 1 instantaneamente e permanece neste ponto de saturação constantemente. Esta é a situação de máxima eficiência da torre.

3.8 Concentração

Esta operação é responsável por aumentar a concentração de sólidos provenientes da extração, obtida a partir da retirada da água do extrato.

O extrato deve ser concentrado para obter um percentual em torno de 43% de sólidos solúveis. Esta etapa, denominada concentração, pode ser concluída por meio da evaporação ou do congelamento. Assim, a concentração a frio fornece uma menor perda de compostos voláteis responsáveis pelo aroma, porém, o gasto energético é maior (ESTEVES, 2006). Desta forma, para o atual projeto, será utilizada a concentração por evaporação.

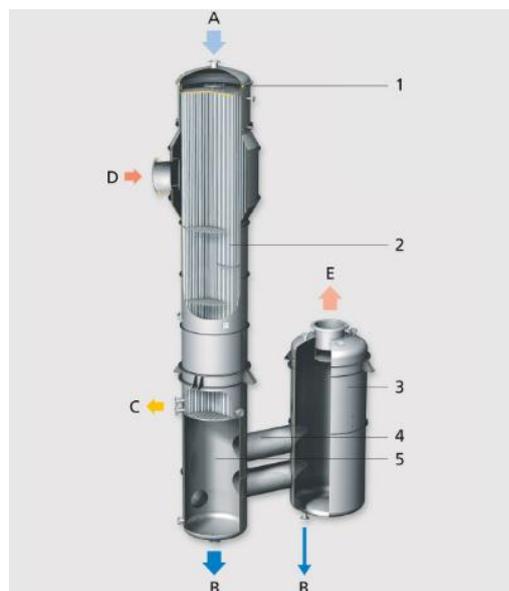
A evaporação consiste na retirada do solvente de uma solução, obtendo assim uma solução mais concentrada de soluto. Para a produção de café solúvel, este processo é realizado em três ou quatro evaporadores, sob condição operacional de temperatura entre 50 e 60 °C, para evitar danos às substâncias presentes no café; os evaporadores devem ser de filme descendente (*falling film*) ou de placas, para que o extrato acresça seu teor de sólidos de 20% para 50% (SCHUINA; COSTA; JÚNIOR, 2009).

Na indústria, normalmente, a evaporação ocorre por meio de evaporadores de múltiplo efeito, ou seja, por mais de um evaporador. Assim, o vapor gerado no primeiro efeito serve como alimentação de vapor para o próximo evaporador, como meio de aquecimento, sucessivamente. De modo geral, a capacidade de um evaporador de múltiplo efeito não é superior a um de simples efeito se ambos tiverem a mesma área de troca térmica, porém, o primeiro é mais econômico, pois o vapor gerado no primeiro efeito não é descartado.

O dimensionamento dos evaporadores é realizado por intermédio de iterações. Para este trabalho será considerada uma bateria composta por três evaporadores.

Pela Figura 4, observa-se que a alimentação ocorre no topo deste evaporador (A), tangencialmente a esta há a alimentação do vapor de aquecimento (D), já as correntes de saída são compostas pelo condensado (C), pelo concentrado (B) e também pelo vapor (E). Esta figura mostra tais regiões do equipamento: cabeça (1), calandria (2), separador de vapor (3), canal de mistura (4) e calandria (baixa) (5).

Figura 4 - Evaporador de filme descendente.



Fonte: Falling film evaporator. GEA Engineering for a better world (2020).

O evaporador filme descendente opera com um filme delgado de solução, o que lhe confere rápida evaporação em um tempo menor, evitando o superaquecimento. Por isso ele é recomendado para soluções sensíveis à temperatura, como é o caso do café.

3.9 Secagem

A secagem do café pode ser efetuada por dois métodos tradicionais: a secagem por aspersão ou liofilização.

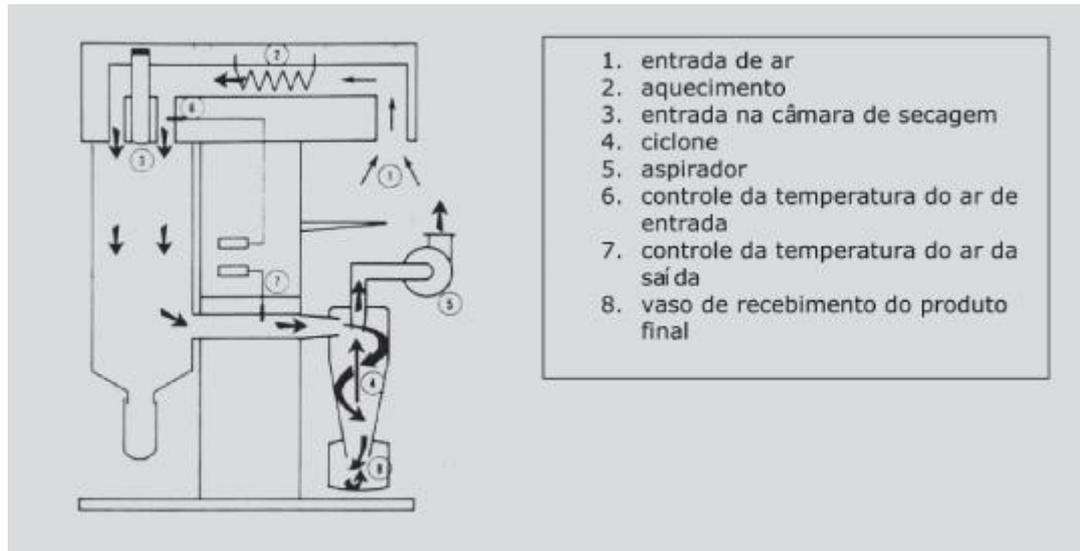
A secagem por aspersão, também conhecida como atomização, utiliza o equipamento *spray dryer*. Tal equipamento opera com a circulação de ar quente no interior de uma câmara, o qual tem contato com o líquido ou a pasta, extraíndo assim o solvente e restando o soluto seco em forma de pó, o qual elimina a possibilidade da moagem após a secagem.

A liofilização consiste em um processo de secagem à vácuo, sendo realizada pela sublimação do solvente, em que o líquido é congelado e posteriormente transformado para o estado gasoso, resultando então no soluto seco.

Ao fazer um comparativo entre esses dois métodos de secagem, a liofilização conserva mais as características sensoriais da bebida, devido ao fato de o produto a ser seco não ser exposto a altas temperaturas. Porém, o custo de investimento e operacional para este processo é maior se comparado ao *spray dryer*, sendo sempre recomendável a utilização da secagem por aspersão, desde que não afete profundamente a qualidade do produto a ser seco (ROSA; TSUKADA; FREITAS, 2006). Portanto, aqui será utilizada a secagem por atomização.

3.9.1 *Spray dryer*

Pela Figura 5 observa-se que há a entrada de ar seguido pelo seu aquecimento, quando este ar entra na câmara de secagem há a injeção de *spray* do líquido a ser seco, assim, as partículas secas são capturadas na parte inferior do equipamento. O gás exausto encontra-se carregado por pequenas partículas não capturadas no *spray dryer* que serão resgatadas no ciclone. Ao entrar neste segundo equipamento o ar segue um sentido descendente helicoidal, então, as maiores partículas ao tocar as paredes do ciclone são arrastadas para a base deste. A medida que o ar circula para a base do ciclone sua turbulência aumenta formando um vórtex de subida, por onde o ar é eliminado.

Figura 5 - *Spray dryer*.

Fonte: Lannes e Medeiros (2003).

3.9.2 Ciclone

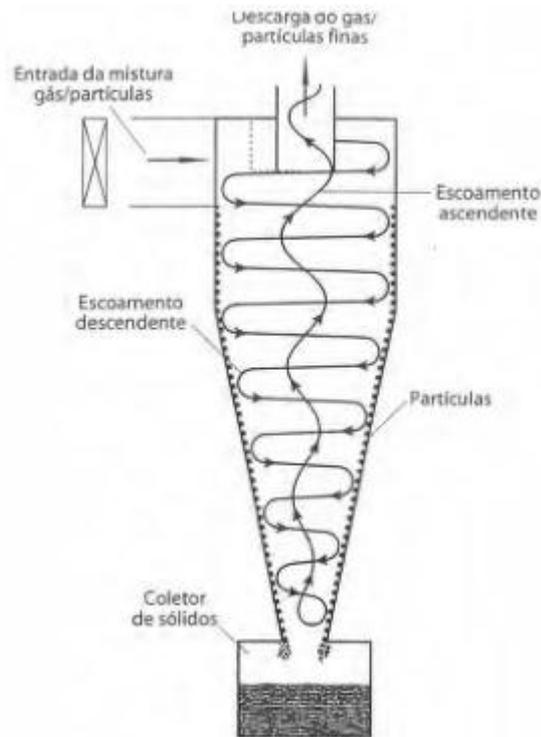
A partir da Figura 5 também observa-se que o *spray dryer* opera juntamente de um ciclone. O gás de exaustão à saída do *spray dryer* alimenta o ciclone para que parte das pequenas partículas em suspensão presentes neste gás – que não foram separadas no *spray dryer* - sejam coletadas.

Ciclones são equipamentos de separação no campo centrífugo utilizados na separação sólido/gás. São econômicos (baixos custos de fabricação e operação) e eficientes. Por serem mais baratos, estes são preferíveis em relação às centrífugas.

De acordo com Meier (1998 *apud* PERES, 2002, p. 7), a operação de um ciclone se inicia pela injeção da alimentação sólido/gás, induzida pela energia de pressão, tangencialmente em relação à parte cilíndrica do equipamento, assim, inicia-se o movimento rotacional da alimentação no interior do ciclone, criando um campo centrífugo. Neste movimento helicoidal descendente as partículas maiores são arrastadas para a parede do ciclone, já as menores para o fundo deste. À medida que o gás percorre o ciclone, seu movimento se torna cada vez mais turbulento, o que promove um aumento de pressão na parte inferior do cilindro, gerando um movimento giratório ascendente do gás. Nesse vórtex de subida, são carregadas as menores partículas. As partículas maiores são retiradas na parte inferior do ciclone, já as menores na seção superior.

A Figura 6 mostra o esquema de um ciclone industrial.

Figura 6 - Ciclone industrial.



Fonte: Cremasco (2012).

Devido à necessidade da remoção de cada vez menores partículas das correntes gasosas de emissões industriais, em condições de altas temperaturas e pressões contando com alta eficiência de separação, o único equipamento disponível industrialmente é o ciclone, pois sua utilização é limitada apenas ao material de que é constituído, segundo Souza (1994 *apud* PERES, 2002, p. 6).

3.10 Aglomeração

Após a secagem ocorre a aglomeração, onde se formam os grânulos do café solúvel. Somente os cafés secos pelo método da atomização precisam ser aglomerados, a fim de aumentar o tamanho das partículas finais.

A aglomeração consiste em umidificar o café solúvel com a condensação de vapor até uma umidade de 7 a 8% em base seca. Posteriormente, ocorre uma nova secagem do café até ao seu teor de umidade normal, entre 2 a 4% em base seca, em um leito fluidizado (ANDREGHETI, 2015).

3.11 Envase

O envase corresponde à última etapa para a fabricação do café solúvel. Logo após esta etapa, o café está pronto para ser transportado para a compra pelo consumidor final. A embalagem deve fornecer proteção à umidade, evitando assim a solidificação do café solúvel, e também deve respaldar o produto da deterioração (DELGADO, 2008).

4 METODOLOGIA

Os dados obtidos para realizar os cálculos foram retirados de artigos, livros e tabelas presentes no Google Acadêmico.

Os trabalhos tidos como base para proceder com os cálculos foram Silva e Pasquim (2018) na extração (em que foi proposto o desenvolvimento de uma indústria de café solúvel), Carpiné (2011) na recuperação de aroma (que teve o objetivo de avaliar o processo de adsorção do álcool feniletílico), Schuina, Costa e Júnior (2009) na etapa de concentração (em que foi proposto um modelo matemático de evaporadores de múltiplo efeito na concentração do extrato de café), Esteves (2006) para o *spray dryer* (para o estudo da eficiência da secagem por atomização na granulometria e densidade aparente do café solúvel), já o ciclone foi projetado a partir do livro Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos de Cremasco (2012), Esteves (2006) além de Santos (2009) (ao analisar a secagem da borra de café no ciclone).

De posse de todas as informações, os cálculos foram realizados no Excel por meio de comandos básicos entre células além do *Solver*, ao realizar testes de hipóteses variando o valor de determinadas células até que elas atendam às restrições ou limites estabelecidos.

4.1 Extração

Para o dimensionamento da bateria de extratores será considerada a fração de sólidos solúveis x_{ssh} e insolúveis x_{sih} nas correntes de café, e também a fração de água x_{ai} presente, conforme a Equação 1, em que i representa o número da corrente a ser analisada.

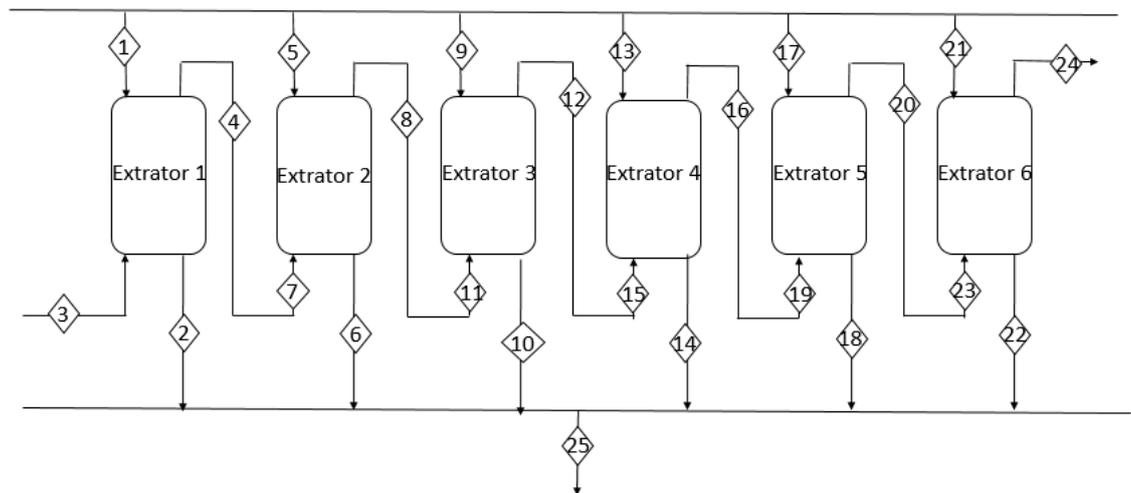
$$x_{ssh} + x_{sih} + x_{ah} = 1 \quad (1)$$

Ao se tratar da composição de um mesmo produto, aqui exemplificado com os sólidos solúveis, em certas vazões F_h , F_j , F_k e F_l , em que h , j , k e l representam determinadas correntes de processo, pode ser utilizado o balanço de massa conforme a Equação 2.

$$x_{ssh}.F_h + x_{ssj}.F_j - x_{ssk}.F_k - x_{ssl}.F_l = 0 \quad (2)$$

Para o melhor entendimento da Equação 2, pode ser analisada a Figura 7.

Figura 7 - Diagrama de blocos para a extração.



Fonte: Da autora (2020).

O balanço de massa entre correntes deve ser utilizado para encontrar determinadas correntes do processo, como pela Equação 3.

$$F_h + F_j - F_k - F_l = 0 \quad (3)$$

Pelas Equações 2 e 3 não é possível encontrar todas as correntes, por isso, utiliza-se o balanço de energia da Equação 4. A entalpia da corrente é a soma das entalpias do café e da água na corrente, assim, a Equação 4 foi aberta mencionando o somatório destas entalpias.

$$F_h.h_h + F_j.h_j - F_k.h_k - F_l.h_l = F_h[(x_{ssh} + x_{sih})h_{ch} + (x_{ah} \cdot h_{ah})] + F_j[(x_{ssj} + x_{sij})h_{cj} + (x_{aj} \cdot h_{aj})] - F_k[(x_{ssk} + x_{sik})h_{ck} + (x_{ak} \cdot h_{ak})] - F_l[(x_{ssl} + x_{sil})h_{cl} + (x_{al} \cdot h_{al})] = 0 \quad (4)$$

A entalpia do café nas correntes pode ser determinada pela Equação 5, em que C_p representa o calor específico do café e T a temperatura. As entalpias estão na Tabela 5.

$$h_{cj} = (x_{ssm} + x_{sim}).C_p.T_m \quad (5)$$

Para os cálculos da extração é preciso conhecer algumas condições operacionais, como temperatura e pressão da alimentação, frações das correntes, e também as entalpias da corrente de água. Tais valores estão dispostos na Tabela 5.

Tabela 5 - Propriedades extração.

PROPRIEDADE	SIGLA	VALOR	UNIDADE	FONTE
Temperatura da água	-	180	°C	Silva e Pasquim (2018)
Pressão da água	-	1,7	MPa	Silva e Pasquim (2018)
Temperatura do café puro	-	25	°C	CNTP
Pressão do café puro	-	0,1	MPa	CNTP
Queda de temp. entre extratores	-	16	°C	Silva e Pasquim (2018)
Queda de pressão entre extratores	-	0,1	MPa	Silva e Pasquim (2018)
Fração de solúveis no café puro	x_{ssj}	27,49	%	Fernandes et al. (2003)
Fração de água no café puro	x_{aj}	2,55	%	Fernandes et al. (2003)
Vazão da borra em cada extrator	F_k	1130	kg/h	Silva e Pasquim (2018)
Umidade da borra	x_{ak}	50	%	Silva e Pasquim (2018)
Entalpia da água corrente 1	h_{a1}	104,95	kJ/kg	Anexo A
Entalpia da água corrente 2	h_{a2}	781,41	kJ/kg	Anexo A
Entalpia da água corrente 3	h_{a3}	763,56	kJ/kg	Anexo A
Entalpia da água corrente 4	h_{a4}	736,18	kJ/kg	Anexo A
Calor específico do café	C_p	4,19	kJ/kg°C	Silva e Pasquim (2018)

Fonte: Adaptado de Silva e Pasquim (2018) e Moran e Shapiro ([s. d.]).

4.2 Recuperação de aroma

O tempo de leito usado t_{ub} é dado pela Equação 6, em que t_b representa o tempo de ruptura e c_b/c_0 a concentração no tempo de ruptura dividido pela concentração inicial.

$$t_{ub} = \int_0^{t_b} 1 - \frac{c_b}{c_0} dt \quad (6)$$

O tempo total t_T representa o tempo gasto para que o leito entre saturação em $c/c_0 = 1$, e é dado pela Equação 7.

$$t_T = \int_0^{\infty} 1 - \frac{c}{c_0} dt \quad (7)$$

O comprimento do leito L , ou seja, a altura da torre de adsorção, pode ser calculado pela Equação 8. Para a utilização desta equação a curva de ruptura deve ser simétrica.

$$t^* = \frac{L \cdot \rho_b \cdot (w_{sat} - w_0)}{v_0 - c_0} \quad (8)$$

Em que t^* representa o tempo em que $c/c_0 = 0,5$, ρ_b é a densidade da carga de partículas, w_{sat} é a concentração de soluto no sólido e w_0 é a concentração de soluto no sólido inicial, c_0 é a concentração de soluto na solução, v_0 a velocidade superficial e Q a vazão de fluido.

A velocidade superficial v_0 é calculada pela Equação 9, sendo d o diâmetro do leito e $A_{transversal}$ a área da secção transversal.

$$v_0 = \frac{Q}{A_{transversal}} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} \quad (9)$$

Com L , t_{ub} e t_T é possível calcular o comprimento de leito usado L_{ub} pela Equação 10.

$$L_{ub} = L \cdot \left(\frac{t_{ub}}{t_T} \right) \quad (10)$$

A porcentagem de leito usado $\%u_{ub}$ é dada pela Equação 11.

$$\%u_{ub} = \frac{L_{ub}}{L} \cdot 100 \quad (11)$$

Já a porcentagem de leito não usado $\%u_{unb}$ é dada pela Equação 12.

$$\%u_{unb} = 100 - \%u_{ub} \quad (12)$$

As propriedades utilizadas na da recuperação de aroma estão dispostas na Tabela 6.

Tabela 6 - Propriedades recuperação de aroma.

PROPRIEDADE	SIGLA	VALOR	UNIDADE	FONTE
Tempo de ruptura	t_b	150	min	Carpiné (2011)
Tempo em que $c/c_0 = 0,5$	t^*	334,50	min	Carpiné (2011)
Densidade de carga de partículas	ρ_b	319,91	-	Carpiné (2011)
Concentração de soluto no sólido	w_{sat}	177,66	mg/L	Carpiné (2011)
Concentração de soluto no sólido inicial	w	0,00	mg/L	Carpiné (2011)
Concentração de soluto na solução	c_0	222,08	mg/L	Carpiné (2011)
Altura do leito	L	11,00	cm	Carpiné (2011)
Velocidade superficial	v_0	8,42	cm/min	Carpiné (2011)
Vazão	Q	6,61	mL/min	Carpiné (2011)

Fonte: Adaptado de Carpiné (2011).

4.3 Concentração

Primeiramente são feitos balanços de massas: para o sólido, o balanço de massa total, em cada efeito e por último o balanço por componente, respectivamente representados pelas Equações 13, 14, 15 e 16, sendo os dois últimos balanços representados aqui somente para o primeiro efeito. Para essas equações x_f representa a fração da alimentação, x_i a fração em determinada corrente, L_i e V_i a vazão de líquido e vapor, respectivamente, de cada corrente.

$$F \cdot x_F = L_3 \cdot x_3 + V_3 \cdot x_3 \quad (13)$$

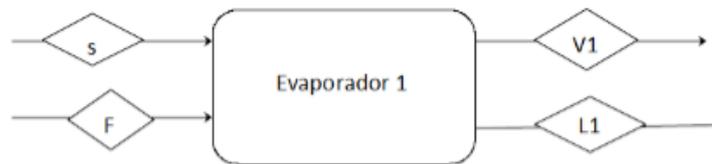
$$F = L_3 + V \quad (14)$$

$$F = L_1 + V_1 \quad (15)$$

$$F \cdot x_F = L_1 \cdot x_1 \quad (16)$$

Para o melhor entendimento das deduções segue a Figura 8 com o diagrama de blocos.

Figura 8 - Diagrama de blocos de evaporadores.



Fonte: Da autora (2021).

Feito isso, deve-se calcular a variação total de temperatura ΔT pelas Equações 17, 18 e 19. Nota-se que é necessário somente as temperaturas do vapor vivo T_s e do último efeito T_3 .

$$\Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 \quad (17)$$

$$\Delta T = (T_s - T_1) + (T_1 - T_2) + (T_2 - T_3) \quad (18)$$

$$\Delta T = T_s - T_3 \quad (19)$$

Em seguida, são calculadas as variações de temperatura em cada efeito ΔT_i expressa pela Equação 20, em que é preciso o coeficiente global de troca térmica U_i para cada evaporador.

$$\Delta T_i = \Delta T \left(\frac{1/U_i}{1/U_i + 1/U_j + 1/U_k} \right) \quad (20)$$

O balanço global de energia para cada efeito se faz necessário para o cálculo da taxa mássica de vapor vivo m_s , expresso pela Equação 21, em que h_F , h_s , h_{l1} e H_v são as entalpias da alimentação, do vapor vivo, da fase líquida no evaporador 1 e do vapor, respectivamente.

$$F \cdot h_F + m_s \cdot h_s = L_1 \cdot h_{l1} + V_1 \cdot H_v \quad (21)$$

Para a resolução da Equação 21 é necessário o conhecimento das entalpias da alimentação e do líquido em 1, que são dadas pelas Equações 22 e 23, sendo C_{pF} e C_p os calores específicos da alimentação e do extrato de café, e T_f e T_{11} as temperaturas da alimentação e do líquido em 1, ambos respectivamente.

$$h_F = C_{pF} \cdot T_F \quad (22)$$

$$h_{11} = C_p \cdot T_{11} \quad (23)$$

Para analisar a conversão ou não da iteração, é preciso comparar as áreas. A área A_i de cada efeito é dada pela Equação 24.

$$A_i = \frac{q_i}{U_i \cdot \Delta T_i} \quad (24)$$

Em que q_i representa a taxa de calor do vapor da alimentação do equipamento, dada pela Equação 25 representando o primeiro efeito.

$$q_1 = m_s \cdot h_s \quad (25)$$

Já q_i para o segundo e o terceiro evaporadores são dados pelas Equações 26 e 27.

$$q_2 = V_1 \cdot h_{1g1} \quad (26)$$

$$q_3 = V_2 \cdot h_{1g2} \quad (27)$$

Para saber se as áreas de ambos os equipamentos são relativamente iguais, é preciso lançar mão da área média entre os evaporadores A_m , sua fórmula é dada pela Equação 28.

$$A_m = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3} \quad (28)$$

Para que seja finalizado o processo de iteração, o erro entre a área de cada equipamento e a área média deve ser menor que 10%, representado pela Equação 29.

$$\text{erro} = \frac{|A_i - A_m|}{A_m} \quad (29)$$

Caso o erro seja maior que o tolerável devem ser feitas correções na área média A'_m e das temperaturas para cada efeito $\Delta T'_i$, representadas pelas Equações 30 e 31, respectivamente.

$$A'_m = \frac{\Delta T_1 \cdot A_1 + \Delta T_2 \cdot A_2 + \Delta T_3 \cdot A_3}{\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3} \quad (30)$$

$$\Delta T'_i = \Delta T_i \left(\frac{A_i}{A'_m} \right) \quad (31)$$

Em seguida deve ser feita a correção das temperaturas em cada efeito T'_i , dadas pelas Equações 32, 33 e 34.

$$\Delta T'_1 = T_s - T'_1 \quad (32)$$

$$\Delta T'_2 = T'_1 - T'_2 \quad (33)$$

$$\Delta T'_3 = T'_2 - T_3 \quad (34)$$

Posteriormente são feitos balanços de massa por componente e global, expressos nas Equações 35 e 36, somente para o primeiro efeito.

$$F \cdot x_f = L'_1 \cdot x'_1 \quad (35)$$

$$F = L'_1 + V'_1 \quad (36)$$

Para esta iteração o último balanço a ser realizado é o de energia para cada equipamento, representados pelas Equações 37, 38 e 39, respectivamente.

$$F \cdot h_f + m'_s \cdot h'_{lv,s} = L'_1 \cdot h'_{l1} + V'_1 \cdot H'_{v1} \quad (37)$$

$$L'_1 \cdot h'_{l1} + V'_1 \cdot h'_{lv1} = L'_2 \cdot h'_{l2} + V'_2 \cdot H'_{v2} \quad (38)$$

$$L'_2 \cdot h'_{l2} + V'_2 \cdot h'_{lv2} = L_3 \cdot h_{l3} + V'_3 \cdot H_{v3} \quad (39)$$

Finalmente são realizados cálculos das áreas dos evaporadores, da área média e do erro conforme as Equações 24, 28 e 29. Até que os erros para todos os evaporadores sejam menores que 10%, os procedimentos para a segunda iteração são repetidos.

Como na concentração será preciso muitos dados, para uma melhor visualização dos mesmos seus parâmetros foram dispostos em duas tabelas. A primeira é a Tabela 7.

Tabela 7 - Propriedades concentração.

PROPRIEDADE	SIGLA	VALOR	UNIDA DE	FONTE
Conc. final do concentração	x_{32}	43	%	Esteves (2006)
Temp. saída último evaporador	-	50	°C	Schuina, Costa e Júnior (2009)
Temp. do vapor vivo	T_s	127,4	°C	Chute
Coef. global de troca térmica 1	U_1	2.700	w/m ² °C	Chute
Coef. global de troca térmica 2	U_2	1.700	w/m ² °C	Chute
Coef. global de troca térmica 3	U_3	950	w/m ² °C	Chute
Calor específico concentrado	C_{pc}	4,25	kJ/kg°C	Almeida (2012, <i>apud</i> SILVA, Pasquim, 2018)

Fonte: Adaptado de Esteves (2006); Schuina, Costa e Júnior (2009) e Almeida (2012, *apud* SILVA, Pasquim, 2018).

As entalpias da água retiradas de tabelas termodinâmicas estão dispostas nas Tabela 8.

Tabela 8 - Propriedades da concentração entalpias.

PROPRIEDADE	SIGLA	VALOR	UNIDADE	FONTE
Entalpia do vapor vivo	h_{27}	2.181,50	kJ/kg	Anexo C
Entalpia do vapor corrente 29	H_{29}	2.527,80	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 29	h_{lg29}	2.467,30	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 31	h_{lg31}	2.447,50	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 27'	h'_{lv27}	2.181,50	kJ/kg	Anexo C
Entalpia corrente 29'	H'_{v29}	2.716,40	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 29'	h'_{lv29}	2.182,40	kJ/kg	Anexo C
Entalpia vapor corrente 31'	H'_{v31}	2.674,30	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 31'	h'_{lv31}	2.259,90	kJ/kg	Anexo C
Entalpia vapor corrente 33''	H'_{v33}	2.592,10	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 27''	-	2.181,50	kJ/kg	Anexo C
Entalpia corrente 29''	-	2.691,50	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido vapor corrente 29''	-	2.230,20	kJ/kg	Anexo C
Entalpia vapor corrente 31''	-	2.666,30	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 31''	-	2.273,10	kJ/kg	Anexo C
Entalpia vapor corrente 33''	-	2.592,10	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 27'''	-	2.181,50	kJ/kg	Anexo C
Entalpia corrente 29'''	-	2.694,20	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 29'''	-	2.225,20	kJ/kg	Anexo C
Entalpia vapor corrente 31'''	-	2.664,10	kJ/kg	Anexo C
Entalpia líquido-vapor corrente 31'''	-	2.273,10	kJ/kg	Anexo C
Entalpia vapor corrente 33'''	-	2.276,70	kJ/kg	Anexo C

Fonte: Adaptado de Moran e Shapiro ([s. d.]).

4.4 Secagem

A seguir serão apresentados os métodos para os projetos do *spray dryer* e do ciclone.

4.4.1 *Spray Dryer*

No dimensionamento do *spray dryer*, ao cálculo do diâmetro médio das partículas d é utilizada a correlação de Nukiyama e Tanassawa da Equação 40, em que α é a tensão superficial do líquido, u_r a velocidade relativa ar-líquido no bico, μ é a viscosidade do líquido, ρ representa a massa específica do líquido, Q_l e Q_s são as vazões do líquido e do ar no bico, respectivamente.

$$d = \frac{1920 \cdot \sqrt[3]{\alpha}}{u_r \cdot \sqrt[3]{\mu}} + 597 \cdot \left(\frac{\mu}{\sqrt[3]{\alpha \cdot \rho}}\right)^{0,45} \cdot \left(\frac{1000 \cdot Q_l}{Q_s}\right)^{1,5} \quad (40)$$

A vazão do líquido no bico Q_l é obtida pela Equação 41, para a transformação da vazão do líquido na alimentação Q_{lf} de $\frac{g}{min}$ para $\frac{L}{min}$ e a adequar às demais unidades utilizadas trabalho.

$$Q_l = \frac{Q_{lf}}{\rho \cdot 10^3} \quad (41)$$

A velocidade relativa ar-líquido u_r é à diferença entre a velocidade de saída do ar e do líquido, dada pela Equação 42. Assim, foi necessário o cálculo destas outras duas velocidades de fluidos: a velocidade do ar pela Equação 43 e a velocidade do líquido pela Equação 44.

$$u_r = u_{ar} - u_{líq} \quad (42)$$

$$u_{ar} = \frac{\text{Vazão}}{\text{Área}} = \frac{\text{Vazão}}{\frac{\pi d^2}{4}} = \frac{Q_s \cdot (10^3)}{\left(3,14 \cdot \frac{(d(\text{tubo no ciclone}))^2}{4}\right) \cdot 60} \quad (43)$$

$$u_{líq} = \frac{Q_l \cdot (10^3)}{\left(3,14 \cdot \frac{(d(\text{bico atomizador}))^2}{4}\right) \cdot 60} \quad (44)$$

A viscosidade do líquido μ foi calculada pela Equação 45 encontrada em Esteves (2006):

$$\mu = \exp\left(\left(1,141 - 22,42 \cdot ST - 17,78 \cdot ST^2\right) - \frac{973,1 - 17923 \cdot ST^2}{T_{\text{suspensão}} + 273,15}\right) / 0,001 \quad (45)$$

Sendo ST a quantidade de sólidos totais e $T_{\text{suspensão}}$ a temperatura da suspensão. A Equação 45 foi dividida por 0,001 para obter o valor em cP.

Para o coeficiente global volumétrico U_a utiliza-se a correlação de Strumillo e Kudra da Equação 46, sendo K_g a condutividade térmica do gás de secagem, m_{ss} a taxa mássica de sólido seco, ρ_s a massa específica do sólido seco, A a área da seção transversal do equipamento, d_p o diâmetro da partícula de sólido seco, u_{ge} e u_g as velocidades do gás de arraste e na câmara.

$$U_a = 2,13 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{kg \cdot m_{ss}}{\rho_s \cdot A} \cdot \left(\frac{1}{d_p}\right)^{1,6} \cdot \left(\frac{1}{u_{ge} + u_g}\right) \quad (46)$$

O volume do *spray dryer* V também foi dimensionado a partir da correlação de Strumillo & Kudra, de acordo com a Equação 47:

$$V = \frac{m_v}{w_v} \quad (47)$$

Sendo m_v a taxa de vaporização do sólido dado e w_v o fluxo de vaporização expresso.

O cálculo de w_v foi procedido pela correlação de Luikov, como pode ser vista pela Equação 48, em que T_{hb} é a temperatura do gás de secagem.

$$w_v = 0,038T_{hb} - 2,9 \quad (48)$$

As propriedades utilizadas para os cálculos do *spray dryer* estão dispostas na Tabela 9.

Tabela 9 - Propriedades *spray dryer*.

PROPRIEDADE	SIGLA	VALOR	UNIDADE	FONTE
Tensão superficial do líquido	α	50,00	din/cm	Esteves (2006)
Velocidade relativa ar-líquido no bico	u_r	175.005,60	cm/s	Esteves (2006)
Viscosidade de líquido	μ	14,05	cP	Esteves (2006)
Massa específica do líquido	ρ	1,17	g/cm ³	Esteves (2006)
Vazão do líquido no bico	Q_l	0,02	L/min	Esteves (2006)
Vazão do ar no bico	Q_s	383,33	L/min	Esteves (2006)
Tamanho médio das gotículas	d	991,92	mm	Esteves (2006)
Sólidos totais	ST	0,39	-	Esteves (2006)
Coefficiente global volumétrico	U_a	$3,77 \cdot 10^{-6}$	kJ/m ³ s°C	Esteves (2006)
Taxa mássica de sólido seco	m_{ss}	7,85E-05	w/mk	Esteves (2006)
Massa específica sólido seco	ρ_s	414,80	kg/s	Esteves (2006)
Área da seção transversal do <i>spray dryer</i>	A	0,79	m ²	Esteves (2006)
Diâmetro da partícula de sólido seco	d_p	3,10E-05	m	Esteves (2006)
Velocidade de arraste do gás	u_{ge}	28,16	m/s	Esteves (2006)
Velocidade do gás na câmara	u_g	26,16	m/s	Esteves (2006)
Temp. de entrada do gás	T_{hb}	140	°C	Esteves (2006)
Taxa de vaporização do sólido	m_v	0,51	kg/h	Esteves (2006)

Fonte: Adaptado de Esteves (2006).

4.4.2 Ciclone

A eficiência η do ciclone é dada pela Equação 49, em que D_i equivale ao diâmetro das partículas e D^* ao diâmetro médio de corte, ou seja, o diâmetro das partículas que são coletadas com 50% de eficiência no equipamento (CREMASCO, 2012).

$$\eta = \frac{(D_i/D^*)}{1+(D_i/D^*)} \quad (49)$$

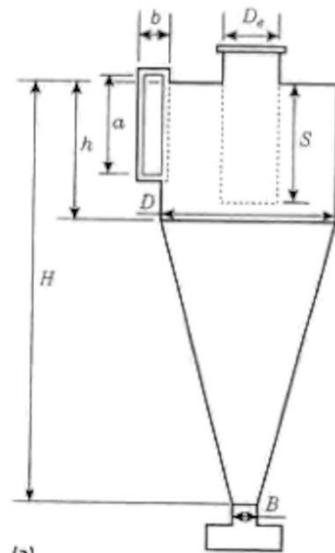
A velocidade média do fluido u na entrada do equipamento é expressa pela Equação 50.

$$u = \frac{Q}{ab} \quad (50)$$

Sendo Q a vazão do ar e o termo ab a área da seção de entrada.

O esquema típico de um ciclone conta com uma entrada tangencial, onde há a alimentação da corrente gasosa e partículas. Constam também duas saídas, na base (*underflow*) são depositadas as partículas separadas neste equipamento, já no topo (*overflow*) é liberada a corrente gasosa carregada de finas partículas que passam por um filtro. A Figura 9 ilustra as características geométricas de um ciclone.

Figura 9 - Parâmetro de um ciclone.



(a)

Ciclone	Lapple	Stairmand
b/D	0,25	0,20
D_e/D	0,50	0,50
a/D	0,50	0,50
h/D	2,00	1,50
H/D	4,00	4,00
S/D	0,62	0,50
B/D	0,25	0,35

Fonte: Cremasco (2012).

As propriedades utilizadas para os cálculos do ciclone estão dispostas na Tabela 10.

Tabela 10 - Parâmetros do ciclone.

PROPRIEDADE	SIGLA	VALOR	UNIDADE	FONTE
Diâmetro das partículas	D*	26	din/cm	Esteves (2006)
Velocidade máxima/mínima	U	5/20	cm/s	Cremasco (2012)
Diâmetro do ciclone	D	73	g/cm ³	Santos (2009)

Fonte: Adaptado de Esteves (2006); Cremasco (2012) e Santos (2009).

Algumas integrais, como para os cálculos referentes à torre de adsorção, possuem certo grau de complexidade que torna impossível sua resolução pelos métodos tradicionais do cálculo de integral. Para contornar esta situação são utilizadas as integrais numéricas.

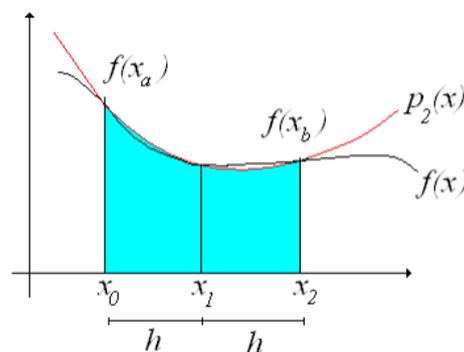
4.5 Integração numérica

A integração numérica é ser utilizada quando a função primitiva é complexa ou quando não se conhece sua função explícita, e sim, a função em alguns pontos. Logo, a integração numérica aproxima a integral desejada a partir de regras em pontos conhecidos da função.

4.5.1 Regra 1/3 de Simpson repetida

Ocorre a aproximação da $f(x)$ por um polinômio de segundo grau, como na Figura 10.

Figura 10 - Aproximação por polinômio de segundo grau Regra 1/3 de Simpson.



Fonte: Matos ([s. d.]).

A Regra de Simpson é aplicável às funções que não são bem representadas por um polinômio, logo, pode-se calcular a área para um determinado valor de subintervalos (CASTILHO *et al.*, 1999).

Para aplicar a Regra de Simpson a função $f(x)$ deve ser contínua no intervalo $[a, b]$, a $F'(x)$ é a primitiva de $f(x)$, de modo que $F'(x) = f(x)$. Portanto, a integral definida no intervalo $[a, b]$ será conforme a Equação 51:

$$\int_a^b f(x)dx = F(b) - F(a) \quad (51)$$

A Equação 52 mostra a forma da integral de uma função de segundo grau.

$$I = \int_{a=x_0}^{b=x_2} f(x)dx \approx \int_{a=x_0}^{b=x_2} P_2(x)dx \quad (52)$$

O polinômio de segundo grau de Gregory-Newton é dado pela Equação 53.

$$P_2(x) = y_0 + u\Delta y_0 + \frac{u^2-u}{2} \Delta^2 y_0 \quad (53)$$

Trocando a variável x por u , tem-se a Equação 54.

$$u = \frac{x-x_0}{h} \quad (54)$$

Isolando x da Equação 54 e posteriormente derivando, tem-se a Equação 55.

$$dx = h du \quad (55)$$

Após trocar a variável x por u , a substituição de x por x_0 , ou seja, no ponto $x = a$, em que recebe o valor inicial da integral, encontra-se a Equação 56.

$$u = \frac{x_0-x_0}{h} = 0 \quad (56)$$

Por conseguinte, substituindo x por x_2 , portanto, no ponto $x = b$, em que recebe o valor final da integral, chega-se na Equação 57.

$$u = \frac{x_2-x_0}{h} = \frac{2h}{h} = 2 \quad (57)$$

Assim, a integral torna-se a Equação 58.

$$I = \int_{a=x_0}^{b=x_2} f(x)dx = \int_0^2 (y_0 + u\Delta y_0 + \frac{u^2-u}{2} \Delta^2 y_0)hdu \quad (58)$$

Integrando a Equação 58 encontra-se a Equação 59.

$$I = h \left[y_0 u + \frac{u^2}{2} \Delta y_0 + \left(\frac{u^3}{6} - \frac{u^2}{4} \right) \Delta^2 y_0 \right] \Big|_0^2 = h \left[2y_0 + 2(y_1 - y_0) + \frac{1}{3}(y_2 - 2y_1 + y_0) \right] \quad (59)$$

Então obtém-se a Regra 1/3 de Simpson dada pela Equação 60.

$$I = \frac{h}{3}(y_0 + 4y_1 + y_2) \quad (60)$$

Subdividindo o Intervalo $[a, b]$ em m subintervalos iguais, sendo m múltiplo de 2 e aplicando a Fórmula 60 a cada 3 pontos, a integral será dada pela Equação 61, ou seja, a Regra 1/3 de Simpson Repetida.

$$I = \frac{h}{3} (y_0 + 4y_1 + 2y_2 + 4y_3 + 2y_4 \dots + 2y_{m-2} + 4y_{m-1} + y_m) \quad (61)$$

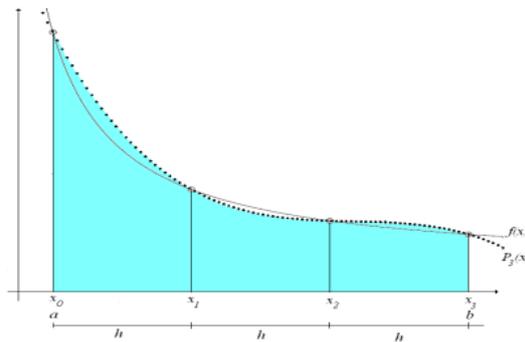
Em que h é dada pela Equação 62.

$$h = \frac{b-a}{6} \quad (62)$$

4.5.2 Regra 3/8 de Simpson

Com esta regra há uma aproximação por um polinômio de terceiro grau, como pode ser visto pela Figura 11.

Figura 11 - Aproximação por polinômio de segundo grau Regra 3/8 de Simpson.



Fonte: Fonte: Matos ([s. d.]).

A Equação 63 mostra a forma da integral de uma função de terceiro grau.

$$I = \int_a^b f(x) dx \approx \int_{a=x_0}^{b=x_3} P_3(x) dx \quad (63)$$

O polinômio de terceiro grau de Gregory-Newton é dado pela Equação 64.

$$\int_{a=x_0}^{b=x_3} P_3(x) dx = \int_{a=x_0}^{b=x_3} \left(y_0 + \Delta y_0 + \frac{u^2-u}{2} \Delta^2 y_0 + \frac{u^3-3u^2-2u}{6} \Delta^3 y_0 \right) dx \quad (64)$$

Trocando a variável x por u e integrando, como para a Regra 1/3 de Simpson Repetida mostrada anteriormente, chega-se à expressão da Regra de 3/8 de Simpson dada pela Equação 65.

$$I = \frac{3h}{8} (y_0 + 3y_1 + 3y_2 + y_3) \quad (65)$$

Em que h é dada pela Equação 66.

$$h = \frac{b-a}{3} \quad (66)$$

4.6 Dados iniciais

A produção nacional de café torrado e moído em 2018 foi de 19,9 milhões de sacas (INDICADORES DA INDÚSTRIA DE CAFÉ, [s. d.]), o equivalente a 1.194.000 toneladas do produto. Para o atual projeto, será destinado uma produção de café solúvel de cerca de 1% da produção nacional do ano de 2018, o equivalente a aproximadamente 12.000 toneladas de café solúvel por ano.

Conforme citado na seleção de grãos, a constituição do café solúvel será por um *blend* entre café arábica e conilon, com porcentagens, respectivamente, de 70% e 30%, para uma melhor qualidade sensorial e de solubilidade do produto final.

Alguns balanços são necessários para os cálculos, entre eles o balanço de massa que poder ser definido de acordo com a Equação 67.

$$\Sigma \text{Acúmulo} = \Sigma \text{Entrada} - \Sigma \text{Saída} + \Sigma \text{Geração} - \Sigma \text{Consumo} \quad (67)$$

Para todos os cálculos do processo de produção do café solúvel será considerado o estado estacionário, anulando o termo de acúmulo da Equação 67. A única etapa química do processo se dá na torra, entretanto, considerando a Lei de Lavoisier, em que a massa total não se altera pois a diminuição do consumido é compensado pelo aumento do gerado, será considerado que a geração será igual ao consumo. Anulando estes termos na Equação 67, portanto, esta equação torna-se conforme a Equação 68.

$$\Sigma \text{Entrada} - \Sigma \text{Saída} = 0 \quad (68)$$

Com relação ao balanço de energia, será utilizada a Equação 69.

$$\frac{dE}{dt} = \dot{Q} + \dot{W} + \dot{m}_e \left(h_e + \frac{v_e^2}{2} + gz_e \right) - \dot{m}_s \left(h_s + \frac{v_s^2}{2} + gz_s \right) \quad (69)$$

Como dito anteriormente, será considerado o estado estacionário, assim, o termo $\frac{dE}{dt}$ da Equação 69 se anula. Como as velocidades e a variação das alturas relacionadas ao processo são desprezíveis, anula-se também os termos de variação das energias cinética e potencial. O trabalho também será desprezível. Assim, a Equação 69 se torna a Equação 70.

$$\dot{Q} = \Sigma \dot{m}_s h_s - \Sigma \dot{m}_e h_e = \Sigma \dot{m}_i C_{pi} \Delta T \quad (70)$$

A seguir, serão apresentados os balanços de massa e energia e o dimensionamento de alguns equipamentos e fluxogramas dos processos a partir da extração, já que as etapas anteriores já estariam sendo operadas para a produção do café torrado e moído na planta industrial fictícia.

5 RESULTADOS E DICUSSÕES

A seguir, serão apresentados os balanços de massa e energia e dimensionamento de alguns equipamentos e fluxogramas dos processos a partir da extração, já que as etapas anteriores já estariam sendo operadas, pois este projeto consta da ampliação de uma indústria fictícia já existente.

5.1 Extração

Um conjunto de seis estágios de extratores em aço inox cilíndricos é utilizado na indústria de café solúvel para minimizar os efeitos da alta temperatura (ZUIM, 2010). Confirmando o fluxo corrente cruzada na bateria de extratores, a água é alimentada no primeiro extrator e este solvente percorre pelos demais na cascata. Já o pó fresco é alimentado no topo de cada um dos extratores. A solução do extrato, ou seja, a borra gerada em cada equipamento, é descartada. Já o refinado do último extrator é destinado para a próxima etapa do processamento.

O processamento anual de café torrado e moído destinado à produção de café solúvel será de 12.000 toneladas, a empresa operará 317 dias ao ano, portanto, o processamento diário será de aproximadamente 37,85 toneladas, ou 4,73 toneladas por hora, já que o funcionamento da empresa será considerado de 8 horas por dia. A vazão mássica de café torrado e moído será de $788,33 \text{ kg h}^{-1}$ em cada um dos seis extratores, ou seja, um total de 4.730 kg h^{-1} em toda a bateria de extratores.

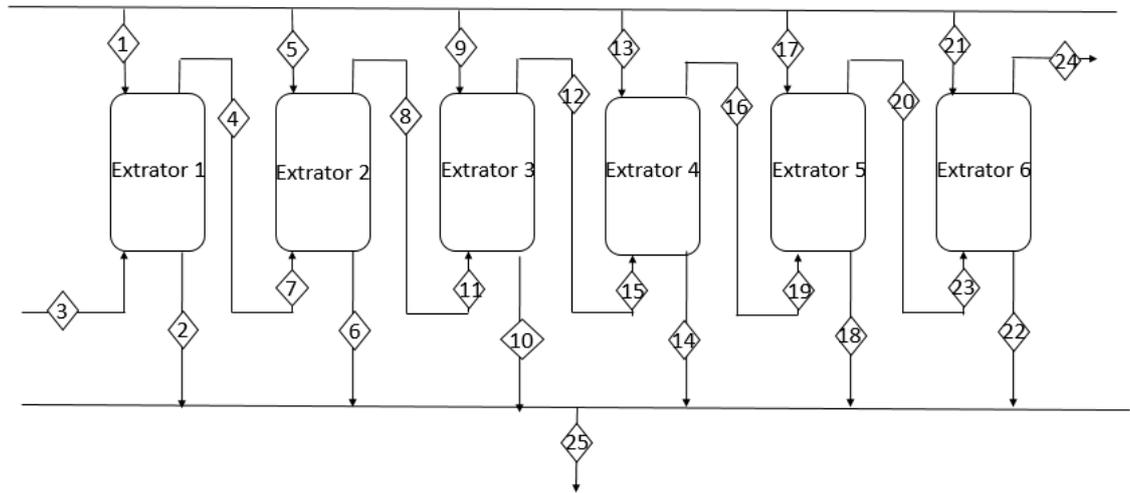
A temperatura de operação da água de alimentação será de $180 \text{ }^\circ\text{C}$, e a pressão de entrada do líquido extrator será de $1,7 \text{ MPa}$ (SILVA; PASQUIM, 2018). A opção desta pressão se deve ao fato de que a esta temperatura a pressão de saturação é de 1 MPa , desta forma, aumentando a pressão do sistema o fluido se encontra como líquido comprimido e assim é garantida a operação sólido-líquido nos extratores.

As condições operacionais do café serão de $25 \text{ }^\circ\text{C}$ e $0,1 \text{ Mpa}$, ou seja, à temperatura e pressão ambiente.

Entre um extrator e outro, a queda de temperatura e pressão será de $16 \text{ }^\circ\text{C}$ e $0,1 \text{ MPa}$ (SILVA; PASQUIM, 2018).

O diagrama de blocos para a extração pode ser visto pela Figura 7

Figura 7 - Diagrama de blocos para a extração.



Fonte: Da autora (2020).

Pela Figura 7 as correntes 1, 5, 9, 13, 17 e 21 são compostas pela alimentação de pó de café fresco em cada extrator. A corrente 3 corresponde à água pura, posteriormente este solvente percorrerá por toda a cascata dos extratores. A corrente 24 é representada pelo refinado de café à saída do processo. Já a 25 é composta pela borra gerada em todo o processo, ou seja, a borra das correntes 2, 6, 10, 14, 18 e 22 gerada em cada equipamento.

As frações de sólidos solúveis e de água no café torrado e moído encontradas na literatura foram de 27,49% e de 2,55% (FERNANDES *et al.*, 2003) para o *blend* de café arábica e robusta às mesmas proporções utilizadas para este trabalho, porém, este dado foi encontrado somente para a torra média. A partir de um simples balanço de massa, obtido pela Equação 71, foi possível obter a fração de sólidos insolúveis da corrente 1,

$$x_{ss1} + x_{si1} + x_{a1} = 1 \quad (71)$$

Assim, a fração de insolúveis no café x_{ss1} é de 69,96%.

A água utilizada como solvente entrará no processo pura, ou seja, a fração de sólidos solúveis e insolúveis da corrente 3 será nula.

Baseando-se no trabalho de Silva e Pasquim (2018) foi feita uma regra de três, contendo a vazão de café adicionado aos percoladores e à vazão de borra formada, logo, a vazão da borra será de 1130 kg h^{-1} . Ainda sobre o trabalho anteriormente mencionado, também será considerado um teor de umidade da borra de 50%.

As demais frações de água, sólidos solúveis e insolúveis, além das vazões das correntes 2 e 4, foram encontradas por simulação através do Excel.

As incógnitas a serem resolvidas foram F_2 , F_4 , x_{ss2} , x_{si2} , x_{ss4} , x_{si4} , x_{a4} . Desta forma, foi preciso utilizar 7 equações dos balanços de massa e energia, que estão representadas pelas de Equações 72 a 78.

$$x_{ss1}.F_1 + x_{ss3}.F_3 - x_{ss2}.F_2 - x_{ss4}.F_4 = 0 \quad (72)$$

$$x_{si1}.F_1 + x_{si3}.F_3 - x_{si2}.F_2 - x_{si4}.F_4 = 0 \quad (73)$$

$$x_{a1}.F_1 + x_{a3}.F_3 - x_{a2}.F_2 - x_{a4}.F_4 = 0 \quad (74)$$

$$x_{ss2} + x_{si2} + x_{a2} = 1 \quad (75)$$

$$x_{ss4} + x_{si4} + x_{a4} = 1 \quad (76)$$

$$F_1 + F_3 - F_2 - F_4 = 0 \quad (77)$$

$$F_1.h_1 + F_3.h_3 - F_2.h_2 - F_4.h_4 = 0 \quad (78)$$

As entalpias da água, presente nas correntes 1, 2, 3 e 4, foram encontradas na tabela termodinâmica, presente no Anexo A, para esta substância a partir das condições de pressão e temperatura para o líquido comprimido, utilizando assim interpolações e extrapolações.

As entalpias do café para as correntes 1, 2 e 4 foram obtidas pelas Equação 5.

$$h_{cj} = (x_{ssm} + x_{sim}).C_p.T_m \quad (5)$$

A entalpia total da corrente foi obtida pela soma das frações das entalpias individuais do café e da água na dita corrente, dada pela Equação 79.

$$F_1[(x_{ss1} + x_{si1})h_{c1} + (x_{a1} . h_{a1})] + F_3[(x_{ss3} + x_{si3})h_{c3} + (x_{a3} . h_{a3})] - F_2[(x_{ss2} + x_{si2})h_{c2} + (x_{a2} . h_{a2})] - F_4[(x_{ss4} + x_{si4})h_{c4} + (x_{a4} . h_{a4})] = 0 \quad (79)$$

O C_p do café foi considerado de $4,19 \text{ kJkg}^{-1}\text{C}^{-1}$ (SILVA; PASQUIM, 2018).

O resultado do primeiro extrator pode ser analisado pela Tabela 11.

Tabela 11 - Simulação do extrator 1.

CORRENTE	TEMPERATURA	PRESSÃO	VAZÃO	x_{ss}	x_{si}	x_a
	°C	Mpa	kg/h			
1	25	0,1	788,33	0,2749	0,6996	0,0255
2	184	1,5	1130,00	0,0119	0,4881	0,5000
3	180	1,7	6588,35	0,0000	0,0000	1,0000
4	174	1,5	6246,68	0,0325	0,0000	0,9675

Fonte: Da autora (2020).

O refinado, correspondente à corrente 4, foi utilizado como solvente do próximo extrator. A alimentação de café foi realizada às mesmas condições operacionais para todos os equipamentos.

Para os demais extratores, primeiramente, foram feitos os mesmos cálculos referentes ao primeiro equipamento, entretanto, o sistema só convergia para entalpias muito elevadas, o que acarretaria em um grande incremento da pressão, fora dos parâmetros previamente estabelecidos.

Para contornar este problema, foi observado pelo trabalho de Silva e Pasquim (2018) que a vazão e as frações da borra foram constantes para todos os equipamentos. De posse destes valores obtidos na simulação anterior, o problema se resume a solucionar quatro incógnitas, sendo elas a vazão e as frações do extrato. Assim, para esta simulação foram utilizadas as Equações 80 a 83.

$$F_5 \cdot X_{ss5} + F_7 \cdot X_{ss7} - F_6 \cdot X_{ss6} - F_8 \cdot X_{ss8} = 0 \quad (80)$$

$$F_5 \cdot X_{si5} + F_7 \cdot X_{si7} - F_6 \cdot X_{si6} - F_8 \cdot X_{si8} = 0 \quad (81)$$

$$F_5 \cdot X_{a5} + F_7 \cdot X_{a7} - F_6 \cdot X_{a6} - F_8 \cdot X_{a8} = 0 \quad (82)$$

$$F_5 + F_7 - F_6 - F_8 = 0 \quad (83)$$

O resultado do segundo extrator encontra-se na Tabela 12.

Tabela 12 - Simulação do extrator 2.

CORRENTE	TEMPERATURA	PRESSÃO	VAZÃO	X_{ss}	X_{si}	X_a
	°C	Mpa	kg/h			
5	25	0,1	788,33	0,2749	0,6996	0,0255
6	168	1,4	1130,00	0,0119	0,4881	0,5000
7	174	1,5	6246,68	0,0325	0,0000	0,9675
8	158	1,4	5905,01	0,0688	0,0000	0,9312

Fonte: Da autora (2020).

Com base no resultados do segundo equipamento, cálculos semelhantes ao utilizado pelo extrator 2 foram realizados para os demais, portanto, simulando a vazão e as frações do extrato.

O resultado dos cálculos do terceiro extrator está presente na Tabela 13.

Tabela 13 - Simulação do extrator 3.

CORRENTE	TEMPERATURA	PRESSÃO	VAZÃO	X _{ss}	X _{si}	X _a
	°C	Mpa	kg/h			
9	25	0,1	788,33	0,2749	0,6996	0,0255
10	153	1,3	1130,00	0,0119	0,4881	0,5000
11	158	1,4	5905,01	0,0688	0,0000	0,9312
12	142	1,3	5563,34	0,1096	0,0000	0,8904

Fonte: Da autora (2020).

Pela Tabela 14 é possível ver os resultados do quarto extrator.

Tabela 14 - Simulação do extrator 4.

CORRENTE	TEMPERATURA	PRESSÃO	VAZÃO	X _{ss}	X _{si}	X _a
	°C	Mpa	kg/h			
13	25	0,1	788,33	0,2749	0,6996	0,0255
14	139	1,2	1130,00	0,0119	0,4881	0,5000
15	142	1,3	5563,34	0,1096	0,0000	0,8904
16	126	1,2	5221,67	0,1557	0,0000	0,8443

Fonte: Da autora (2020).

Já a Tabela 15 contém os dados obtidos após os cálculos referentes ao quinto extrator do processo.

Tabela 15 - Simulação do extrator 5.

CORRENTE	TEMPERATURA	PRESSÃO	VAZÃO	X _{ss}	X _{si}	X _a
	°C	Mpa	kg/h			
17	25	0,1	788,33	0,2749	0,6996	0,0255
18	125	1,1	1130,00	0,0119	0,4881	0,5000
19	126	1,2	5221,67	0,1557	0,0000	0,8443
20	110	1,1	4880,00	0,2082	0,0000	0,7918

Fonte: Da autora (2020).

Por fim, foi feito os cálculos do sexto e último extrator, seus resultados estão dispostos na Tabela 16.

Tabela 16 - Simulação do extrator 6.

CORRENTE	TEMPERATURA	PRESSÃO	VAZÃO	x_{ss}	x_{si}	x_a
	°C	Mpa	kg/h			
21	25	0,1	788,33	0,2749	0,6996	0,0255
22	110	1,0	1130,00	0,0119	0,4881	0,5000
23	110	1,1	4880,00	0,2082	0,0000	0,7918
24	194	1,0	4538,33	0,2687	0,0000	0,7313

Fonte: Da autora (2020).

A concentração de solúveis ao final do processo de extração industrial é de 25% (ESTEVEZ, 2006). Com seis extratores foi possível concentrar os sólidos solúveis até uma fração de 26,87%, portanto, com um erro de +7,5% em relação à referência anterior, o que corrobora com uma avaliação positiva sobre as simulações realizadas.

Ao final da extração, o refinado se encontra a 100 °C (DELGADO, 2008). Para a simulação aqui apresentada, o líquido de interesse se encontrou a 94 °C, logo, com um erro de 6%, o que pode ser considerado satisfatório.

Somente o valor da fração de insolúveis no extrato não foi tido como satisfatório. Era esperado um baixo valor deste, entretanto, o valor fornecido pelo Excel foi de zero. Este fenômeno pode ser explicado devido à baixa sensibilidade do Excel para a realização deste tipo de cálculo, já que o ideal seria a realização do mesmo em um programa de simulação.

Segundo dados de Iarc (1991 *apud* SILVA; PASQUIM, 2018, p. 70) a temperatura de operação dos extratores varia entre 140 e 180 °C, já a pressão, entre 14 e 16 bar. Portanto, para o atual projeto, a temperatura e pressão dos equipamentos encontrados foram de 174°C a 94 °C e 1,5 MPa a 1,0 Mpa.

A borra do café, aqui representada pela corrente 25, é composta por uma quantidade significativa de sólidos insolúveis não extraídos pelos extratores (TODA, 2016). Pela análise das simulações, foi possível observar que toda a concentração de sólidos insolúveis são depositados na borra.

5.2 Recuperação de aroma

A recuperação de aroma é feita em uma torre de adsorção, cujo dimensionamento será feito com o auxílio do Excel.

O extrato sai do extrator a 94 °C, porém, no trabalho encontrado para ser referência (CARPINÉ, 2011) de recuperação de aroma, foram feitos testes a 20, 30 e 40 °C, e nestas temperaturas não houveram mudanças significativas. Como os dados utilizados para o atual projeto serão retirados de Carpiné (2011) será considerado que tais dados também podem ser utilizados para 94 °C.

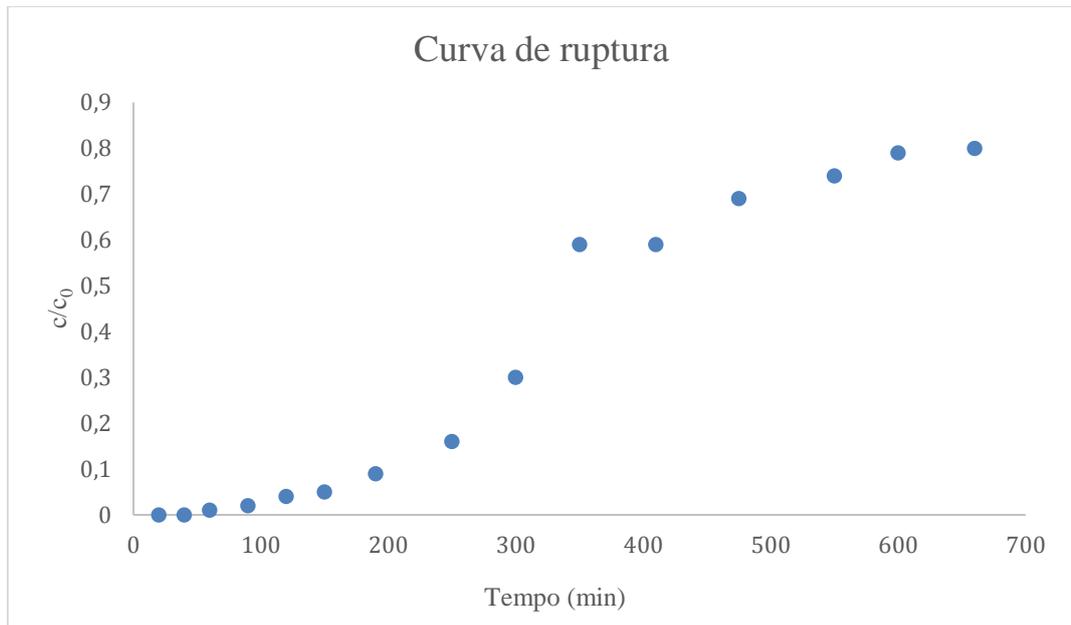
Com os dados da curva de ruptura de Carpiné (2011), foi plotada a curva de ruptura que será utilizada para este projeto. Os valores da curva de ruptura estão expostos na Tabela 17, em que c/c_0 é a razão da concentração pela concentração inicial, e a curva de ruptura na Figura 12.

Tabela 17 - Dados da curva de ruptura.

TEMPO	c/c_0
min	
20	0
40	0
60	0,01
90	0,02
120	0,04
150	0,05
190	0,09
250	0,16
300	0,3
350	0,59
410	0,59
475	0,69
550	0,74
600	0,79
660	0,8

Fonte: Adaptado de Carpiné (2011).

Figura 12 - Curva de ruptura.

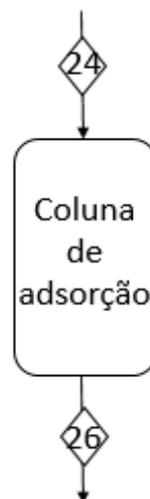


Fonte: Adaptado de Carpiné (2011).

Uma curva de ruptura apresenta um formato de S, pode ser visto que a curva plotada na Figura 14 também se aproxima deste formato.

O diagrama de blocos para a torre de adsorção é dado pela Figura 13, que mostra a corrente 24 vinda do extrator 6 e a corrente 26 de saída da torre de adsorção, após o adsorvato ter sido adsorvido pelo adsorvente.

Figura 13 - Diagrama de blocos para a adsorção.



Fonte: Da autora (2020).

O tempo de ruptura t_b , que equivale ao tempo em que a saturação (c/c_0) é de 5%, foi retirado de Carpiné (2011), e equivale a 150 minutos.

O tempo de leite usado t_{ub} é dado pela Equação 6.

$$t_{ub} = \int_0^{t_b} 1 - \frac{c_b}{c_0} dt = \int_0^{t_b} dt - \int_0^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt = t_b - \int_0^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt \quad (6)$$

Como no intervalo de tempo de 0 a 40 min c/c_0 equivale a zero, a integral da Equação 6 se reduz à Equação 84.

$$\int_0^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt = \int_0^{40} \frac{c}{c_0} dt + \int_{40}^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt = 0 + \int_{40}^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt \quad (84)$$

A resolução da Equação 84 é dada por integração numérica utilizando a regra 3/8 de Simpson, conforme a Equação 85.

$$\int_{40}^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt = \frac{3h}{8}(y_0 + 3y_1 + 3y_2 + y_3) \quad (85)$$

Assim, h é dada pela Equação 86.

$$h = \frac{t_b - 40}{3} = \frac{150 - 40}{3} = 36,67 \quad (86)$$

Para proceder com o cálculo de t_{ub} a partir da regra de 3/8 Simpson, foram encontrados os valores de c/c_0 para os tempos entre 40 e 150 min, conforme a Tabela 18.

Tabela 18 - Dados para utilizar a regra 3/8 de Simpson.

y	c/c ₀
y ₀ = 40	0
y ₁ = 76,7	0,017
y ₂ = 113,3	0,033
y ₃ = 150	0,05

Fonte: da autora (2020).

Munidos dos dados da Tabela 18 e da Equação 85, foi possível calcular a integral pela Equação 87.

$$\int_{40}^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt = \frac{3 \cdot 36,67}{8} (0 + 3 \cdot 0,017 + 3 \cdot 0,033 + 0,05) = 2,75 \quad (87)$$

Assim, torna-se possível o cálculo de t_{ub} pela Equação 88.

$$t_{ub} = t_b - \int_0^{t_b} \frac{c_b}{c_0} dt = 150 - 2,75 = 147,25 \quad (88)$$

O tempo total t_T representa o tempo gasto para que o leite se torne completamente saturado, em $c/c_0 = 1$, e é dado pela Equação 7.

$$t_T = \int_0^{\infty} 1 - \frac{c}{c_0} dt \quad (7)$$

Por extrapolação foi possível calcular o valor de ∞ , obtendo um tempo total de 1860 min.

Assim, a Equação 7 se torna conforme a Equação 89.

$$t_T = \int_0^{\infty} 1 - \frac{c}{c_0} dt = \int_0^{\infty} dt - \int_0^{\infty} \frac{c}{c_0} = \infty - \int_0^{1860} \frac{c}{c_0} dt \quad (89)$$

Aqui será destrinchado o termo da integral da Equação 89, resultando na Equação 90.

$$\int_0^{1860} \frac{c}{c_0} dt = \int_0^{40} \frac{c}{c_0} dt + \int_{40}^{1860} \frac{c}{c_0} dt = 0 + \int_{40}^{1860} \frac{c}{c_0} dt \quad (90)$$

A integral resultante da Equação 93 foi resolvida por integral numérica 1/3 de Simpson repetida, conforme a Equação 91.

$$\int_{40}^{1860} \frac{c}{c_0} dt = \frac{h}{3} (y_0 + 4y_1 + 2y_2 + 4y_3 + 2y_4 + 4y_5 + y_6) \quad (91)$$

Em que H é dado pela Equação 92.

$$H = \frac{\infty - 40}{6} = \frac{1860 - 40}{6} = 303,33 \quad (92)$$

Para proceder com o cálculo de t_T a partir da a regra 1/3 de Simpson repetida, foram encontrados os valores de c/c_0 para os tempos entre 40 e 1860 min, conforme a Tabela 19.

Tabela 19 - Dados para utilizar a regra 1/3 de Simpson repetida.

y	c/c ₀
y ₀ = 40	0
y ₁ = 343,3	0,551
y ₂ = 646,6	0,798
y ₃ = 949,9	0,848
y ₄ = 1253,2	0,899
y ₅ = 1556,5	0,949
y ₆ = 1860	1

Fonte: Da autora (2020).

Munidos dos dados da Tabela 19 e da Equação 92 foi possível calcular a integral da Equação 91, obtendo a Equação 93.

$$\int_{40}^{1860} \frac{c}{c_0} dt = \frac{303,33}{3} (0 + 4 \cdot 0,551 + 2 \cdot 0,798 + 4 \cdot 0,848 + 2 \cdot 0,899 + 4 \cdot 0,949 + 1) = 1393,92 \quad (99)$$

Agora, tornou-se possível o cálculo de t_T , o tempo gasto para que todo o leito se torne saturado, conforme a Equação 94.

$$t_T = \infty - \int_0^{1860} \frac{c}{c_0} dt = 1860 - \int_0^{1860} \frac{c}{c_0} = 1860 - 1393,92 = 466,08 \quad (94)$$

O comprimento do leito L foi calculado pela Equação 8.

$$t^* = \frac{L \cdot \rho_b \cdot (w_{sat} - w_0)}{v_0 \cdot c_0} \quad (8)$$

Isolando o L da Equação 8, tem-se a Equação 95.

$$L = \frac{t^* \cdot v_0 \cdot c_0}{\rho_b \cdot (w_{sat} - w_0)} \quad (95)$$

Dados para o cálculo da Equação 98 foram retirados de Carpiné (2011) e estão presentes na Tabela 20.

Tabela 20 - Dados para o cálculo da altura do leito.

TERMO	SIGNIFICADO	UNIDADE	VALOR
t^*	Tempo em que $c/c_0 = 0,5$	min	334,50
ρ_b	Densidade da carga de partículas	-	319,91
w_{sat}	Concentração de soluto no sólido	mg/L	177,66
w	Concentração de soluto no sólido inicial	mg/L	0,00
c_0	Concentração de soluto na solução	mg/L	222,08
L	Altura do leito	cm	11,00
v_0	Velocidade superficial	cm/min	8,42
Q	Vazão	mL/min	6,61

Fonte: Adaptado de Carpiné (2011)

A velocidade superficial v_0 encontrada, presente na Tabela 20, foi calculada pela Equação 9, sendo o diâmetro do leito d igual a 1 cm.

$$v_0 = \frac{Q}{A_{transversal}} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot 6,61}{3,14 \cdot 1^2} = 8,42 \text{ cm/min} \quad (9)$$

O cálculo da velocidade superficial v_0 se faz necessário para encontrar a densidade da carga de partículas ρ_b pela dedução da Equação 8 que resulta na Equação 96.

$$\rho_b = \frac{t^* \cdot v_0 \cdot c_0}{L \cdot (w_{sat} - w_0)} = \frac{334,50 \cdot 8,42 \cdot 222,08}{11(177,66 - 0,00)} = 319,91 \quad (96)$$

Pela análise dimensional da Equação 99 observou-se que ρ_b não possui unidade.

Para calcular a altura do leito L foi preciso uma regra de 3 utilizando os valores de diâmetro e comprimento de Carpiné (2011) para substituir o diâmetro do atual projeto na Equação 9, assim, foi encontrada a fórmula de v_0 para as atuais condições operacionais expressa pela Equação 97.

$$v_0 = \frac{Q}{A} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot d^2} = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot (L/11)^2} \quad (97)$$

Substituindo a Equação 97 na 95, pôde ser calculada a altura do leito para o atual projeto, dado pela Equação 98.

$$L = \frac{t^* \cdot \left(\frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot (L/11)^2} \right) \cdot c_0}{\rho_b \cdot (w_{sat} - w_0)} \quad (98)$$

Isolando L da Equação 98 tem-se a Equação 99, em que somente a vazão Q não foi retirada de Carpiné (2011), e sim, foi utilizada a vazão da saída do extrator 6 equivalente a 76.211,22 cm³/min.

$$L^3 = \frac{484 \cdot t^* \cdot c_0 \cdot Q}{\rho_b \cdot (w_{sat} - w_0) \cdot \pi} = \frac{484 \cdot 334,50 \cdot 222,08 \cdot 76.211,22}{319,91 \cdot (177,66 - 0) \cdot 3,14} = 15.346.010,60 \text{ cm}^3 \quad (99)$$

Pelo resultado da Equação 102, a altura do leito deve ser de 2,49 m.

O comprimento de leito usado L_{ub} é dado pela Equação 10.

$$L_{ub} = L \cdot \left(\frac{t_{ub}}{t_T} \right) = 2,49 \cdot \left(\frac{147,25}{466,08} \right) = 0,79 \text{ m} \quad (10)$$

A porcentagem de leito usado $\%u_{ub}$ é dada pela Equação 11.

$$\%u_{ub} = \frac{L_{ub}}{L} \cdot 100 = \frac{0,79}{2,49} \cdot 100 = 31,59\% \quad (11)$$

Já a porcentagem de leito não usado $\%u_{unb}$ é dada pela Equação 12.

$$\%u_{unb} = 100 - \%u_{ub} = 100 - 31,59 = 68,41\% \quad (12)$$

Por estes dados, observou-se que grande parte do leito de adsorção não é utilizado, mostrando uma grande zona de transferência de massa, sendo que uma menor zona de transferência de massa otimiza o processo, e o incremento da altura do leito a faz diminuir.

Para otimizar o processo aumentando a altura do leito foi considerado que o comprimento de leito não usado L_{unb} , ou seja, o comprimento do leito correspondente a $\%u_{unb}$ que equivale a 1,70 m, é constante pois não foi alterado o adsorvente. Assim, foi utilizada a Equação 11, considerando que a porcentagem de leito usado $\%u_{ub}$ será de 70% e que o comprimento total L é dado pela soma de L_{ub} e L_{unb} . Fazendo a substituição de L por L_{ub} e L_{unb} e isolando L_{ub} da Equação 11, chega-se à Equação 100.

$$L_{ub} = \frac{\%u_{ub} \cdot L_{unb}}{100 - \%u_{ub}} \quad (100)$$

O tempo de ruptura desta nova torre é dado pela Equação 101.

$$\frac{t_{ub}^{antiga}}{t_{ub}^{nova}} = \frac{H_{ub}^{antiga}}{H_{ub}^{nova}} = \frac{150 \cdot 3,97}{0,79} = 753,80 \text{ min} \quad (101)$$

Isolando t_{ub}^{nova} da Equação 101, encontra-se o novo tempo de ruptura t_b , dado pela Equação 102.

$$t_{ub}^{nova} = \frac{t_{ub}^{antiga} \cdot H_{ub}^{nova}}{H_{ub}^{antiga}} = \frac{150 \cdot 3,97}{0,79} = 753,80 \text{ min} \quad (102)$$

Portanto, o comprimento do leito foi otimizado para diminuir a zona de transferência de massa. Somando L_{unb} e L_{ub} da torre otimizada, obtém-se a altura total do leito de 5,67 m com tempo de ruptura de 753,8 min.

Não foi encontrada na literatura qual o percentual de extrato de café é recuperado para posteriormente ser reincorporado ao processo, por isso no atual trabalho se deu somente ao dimensionar o equipamento relacionado à recuperação de aroma. O aroma após ser recuperado é condensado e armazenado em condições de baixa temperatura para posteriormente ser incorporado ao produto da concentração.

5.3 Concentração

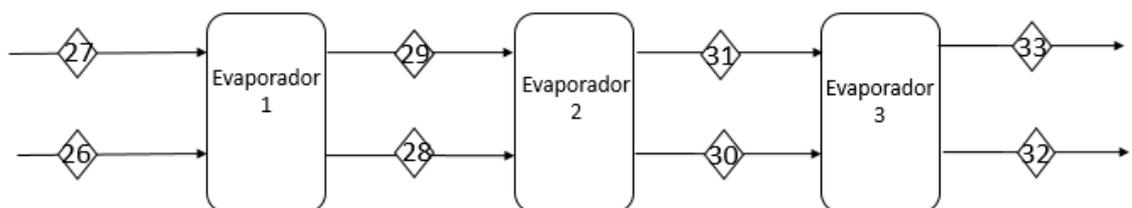
Foi considerado que as condições de temperatura, pressão e fração de sólidos solúveis não foram afetadas pela recuperação de aroma, ou seja, foram iguais às da saída do extrator 6, já que os cálculos realizados para a recuperação de aroma não afetaram tais condições operacionais.

O extrato deve ser concentrado para obter um percentual de 43% de sólidos solúveis.

A temperatura deve estar entre 50 e 60 °C, para evitar danos às substâncias presentes no café; os evaporadores devem ser de filme descendente (falling film) ou de placas, para que o extrato acresça seu teor de sólidos de 20% para 50% (SCHUINA; COSTA; JÚNIOR, 2009).

A Figura 14 mostra o diagrama de blocos composto pelos três evaporadores utilizados para os seguintes cálculos.

Figura 14 - Bateria de evaporadores.



Fonte: Da autora (2020).

O dimensionamento de evaporadores ocorre por meio das iterações. Foram consideradas quatro correntes para cada equipamento, duas de entrada e outras duas de saída. No primeiro evaporador, as entradas são compostas pelo vapor vivo (corrente 27 também denominada de corrente s) e a alimentação (corrente 26), composta pelo extrato de café vindo da torre de adsorção. As saídas são compostas pelo extrato de café concentrado (corrente 28) e pelo vapor gerado no evaporador 1 (corrente 29).

As saídas do evaporador 1 compõem a alimentação do evaporador 2, haja vista que o vapor que alimentará o evaporador 2 equivale ao vapor gerado no primeiro equipamento (V_{29}), e a alimentação de extrato de café do segundo evaporador equivale ao concentrado do primeiro (L_{28}). As saídas, gasosa (vapor gerado) e líquida (extrato de café concentrado), do evaporador 2 são denominadas V_{31} e L_{30} , respectivamente, já para o terceiro evaporador são denominadas V_{33} e L_{32} , respectivamente.

Dados da saída do extrator 6 mostraram que a corrente de alimentação L_{26} é de 4538,33 kg/h, sua temperatura T_{26} é de 94 °C e a concentração de sólidos solúveis x_{26} é de 0,2687. É sabido que o extrato concentrado deve ter concentração de solúveis x_{32} de 0,46, então, esta é a concentração final do último evaporador.

Para o dimensionamento dos evaporadores, serão feitas iterações até que as áreas de cada um dos equipamentos sejam relativamente iguais.

5.3.1 Primeira iteração

a) balanço de massa para o sólido;

Este balanço foi utilizado para determinar a corrente líquida de saída do processo.

Assumindo que serão utilizados 3 evaporadores, a fórmula do balanço de massa pode ser vista pela Equação 103. Para tanto, o valor de V_{33} foi considerado igual a zero, por não saber qual valor assumir.

$$L_{26} \cdot x_{26} = L_{32} \cdot x_{32} + V_{33} \cdot x_{33} \quad (103)$$

Isolando L_{32} da Equação 103 obtém-se a Equação 104:

$$L_{32} = \frac{L_{26} \cdot x_{26}}{x_{32}} = \frac{4538,33 \cdot 0,2687}{0,43} = 2650,98 \text{ kg/h} \quad (104)$$

b) balanço de massa total;

A partir deste balanço foi feita uma suposição para valores das correntes de vapor à saída de cada evaporador.

O balanço total pode ser visto pela Equações 105, e assim calcula-se a vazão de vapor, Equação 106:

$$L_{26} = L_{32} + V \quad (105)$$

$$V = L_{26} - L_{32} = 4538,33 - 2650,98 = 1887,35 \text{ kg/h} \quad (106)$$

Portanto, a soma das vazões de vapores gerados em cada evaporador é igual à V, como pode ser analisado pela Equação 107:

$$V = V_{29} + V_{31} + V_{33} = 1887,35 \text{ kg/h} \quad (107)$$

Neste momento, será considerado que as vazões de vapores gerados nos evaporador são constantes, equivalentes a um terço da vazão total, como na Equação 108:

$$V_{29} = V_{31} = V_{33} = \frac{1887,35}{3} = 629,12 \text{ kg/h} \quad (108)$$

c) balanço de massa em cada efeito;

Para encontrar os valores das correntes de extrato concentrado em cada efeito, foram feitos balanços de massa para cada equipamento.

O balanço de massa do primeiro efeito é dado pela Equação 109 e o valor de L_{28} pela Equação 110:

$$L_{26} = L_{28} + V_{29} \quad (109)$$

$$L_{28} = L_{26} - V_{29} = 4538,33 - 629,12 = 3909,21 \text{ kg/h} \quad (110)$$

Já o balanço de massa do segundo efeito é dado pela Equação 111 e L_{30} pela Equação 112:

$$L_{28} = L_{30} + V_{31} \quad (111)$$

$$L_{30} = L_{28} - V_{31} = 3909,21 - 629,12 = 3280,09 \text{ kg/h} \quad (112)$$

Por fim, o balanço de massa do terceiro efeito é dado pela Equação 113 e o cálculo de L_{32} pela Equação 114:

$$L_{30} = L_{32} + V_{33} \quad (113)$$

$$L_{32} = L_{30} - V_{33} = 3280,09 - 629,12 = 2650,98 \text{ kg/h} \quad (114)$$

d) balanço de massa por componente;

Este balanço foi utilizado para encontrar a fração de sólidos solúveis à saída de cada evaporador.

Para o primeiro efeito, a Equação 115 determina o balanço de massa por componente e a Equação 116 a fração de sólidos solúveis para este efeito.

$$L_{26} \cdot x_{26} = L_{28} \cdot x_{28} \quad (115)$$

$$x_{28} = \frac{L_{26} \cdot x_{26}}{L_{28}} = \frac{4538,88 \cdot 0,2687}{3909,21} = 0,31 \quad (116)$$

Quanto ao segundo efeito, a Equação 117 determina o balanço de massa por componente e a Equação 118 a fração de sólidos solúveis para tal efeito.

$$L_{28} \cdot X_{28} = L_{30} \cdot X_{30} \quad (117)$$

$$X_{30} = \frac{L_{28} \cdot X_{28}}{L_{30}} = \frac{3909,21 \cdot 0,31}{3280,09} = 0,37 \quad (118)$$

Já para o último efeito, o balanço de massa por componente é dado pela Equação 119 e a Equação 120 mostra sua fração de sólidos solúveis.

$$L_{30} \cdot X_{30} = L_{32} \cdot X_{32} \quad (119)$$

$$X_{32} = \frac{L_{30} \cdot X_{30}}{L_{32}} = \frac{3280,09 \cdot 0,37}{2650,98} = 0,46 \quad (120)$$

e) variação total de temperatura;

Aqui é determinada a variação de temperatura no processo, entre o primeiro e o terceiro evaporador.

Foi feita a análise da variação de temperatura em ambos os efeitos. A soma destas variações de temperatura equivale à variação total de temperatura para o processo. Tal procedimento pode ser visto pelas Equações 17 a 19:

$$\Delta T = \Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 \quad (17)$$

$$\Delta T = (T_s - T_1) + (T_1 - T_2) + (T_2 - T_3) \quad (18)$$

$$\Delta T = T_s - T_3 = 127,4 - 50 = 77,4 \text{ °C} \quad (19)$$

A temperatura de saída do último evaporador T_3 foi escolhida de acordo com a referência de Schuina, Costa e Júnior (2009).

f) variação de temperatura em cada efeito;

Munidos de ΔT pode ser calculada a variação de temperatura em cada efeito.

Para seu cálculo foi preciso conhecer a variação de pressão total e o coeficiente global de troca térmica U . Foram considerados coeficientes iguais a 2.700, 1.700 e 950 $\text{W/m}^2\text{°C}$, respectivamente.

As variações de temperatura no primeiro, segundo e terceiro equipamento é dado pelas Equações 121 a 123.

$$\Delta T_1 = \Delta T \left(\frac{1/U_1}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} \right) = 77,4 \left(\frac{1/2700}{1/2700 + 1/1700 + 1/950} \right) = 14,45 \text{ °C} \quad (121)$$

$$\Delta T_2 = \Delta T \left(\frac{1/U_2}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} \right) = 77,4 \left(\frac{1/1700}{1/2700 + 1/1700 + 1/950} \right) = 22,95 \text{ °C} \quad (122)$$

$$\Delta T_3 = \Delta T \left(\frac{1/U_3}{1/U_1 + 1/U_2 + 1/U_3} \right) = 77,4 \left(\frac{1/950}{1/2700 + 1/1700 + 1/950} \right) = 40,01 \text{ °C} \quad (123)$$

g) balanço de energia;

Este balanço é utilizado para determinar a taxa mássica de vapor vivo m_{27} .

O balanço global de energia é dado pela Equação 124, em que h_{26} é a entalpia da alimentação, h_{27} a entalpia do vapor vivo, h_{128} a entalpia do líquido em 1 e H_{29} a entalpia do vapor em 1.

$$L_{26} \cdot h_{26} + m_{27} \cdot h_{127} = L_{28} \cdot h_{128} + V_{29} \cdot H_{29} \quad (124)$$

A entalpia da alimentação é dada pela Equação 125, em que C_{pc} vale 4,23 KJ/kg°C, de acordo com Almeida (2012, *apud* SILVA; Pasquim, 2018), este valor aproximado da entalpia foi escolhido pois não foi encontrado na literatura o valor exato do extrato à entrada do evaporador.

$$h_{26} = C_{pc} \cdot T_{26} = 4,23 \cdot 94 = 397,24 \text{ kJ/kg} \quad (125)$$

Pela mesma fórmula anterior, foi determinada a entalpia do líquido em 1, pela Equação 126, em que T_{28} foi considerada igual a ΔT_1 .

$$h_{28} = C_p \cdot T_{28} = 4,23 \cdot 14,45 = 61,05 \text{ kJ/kg} \quad (126)$$

A entalpia do vapor vivo foi retirada da Tabela de Saturação Líquido-Vapor da Água, já a entalpia do vapor à saída do evaporador, da Tabela de Vapor Saturado, ambos expostos no Anexo C. Seus valores são 2.181,50 e 2.527,80 kJ/kg às temperaturas 127,4 e 14,4 °C, respectivamente.

Assim, pelo balanço energético total e os valores de entalpia, pôde ser calculado m_{27} , conforme a Equação 127.

$$m_{27} = \frac{L_{28} \cdot h_{128} + V_{29} \cdot H_{29} - L_{26} \cdot h_{26}}{h_{27}} = 11,98 \text{ kg/h} \quad (127)$$

h) cálculo das áreas dos evaporadores;

A iteração termina quando as áreas de todos os evaporadores são relativamente iguais, com erro menor que 10%.

As áreas A_i dos evaporadores foram calculadas pela Equação 24 e q_i é a taxa de calor do vapor da alimentação do equipamento.

$$A_i = \frac{q_i}{U_i \cdot \Delta T_i} \quad (24)$$

O valor de q_1 é dada pela Equação 128.

$$q_1 = m_{27} \cdot h_{27} = 11,98 \cdot 2181,50 = 26.130,89 \text{ kJ/h} \quad (128)$$

Já q_2 e q_3 são dados pela Equação 129 e 130, e as entalpias foram retiradas da tabela de saturação da água à temperatura ΔT_1 e ΔT_2 (Anexo B)

$$q_2 = V_{29} \cdot h_{1g29} = 629,12 \cdot 2.467,30 = 1.552.222 \text{ kJ/h} \quad (129)$$

$$q_3 = V_{31} \cdot h_{1g31} = 629,12 \cdot 2.447,50 = 1.539.766 \text{ kJ/h} \quad (130)$$

Substituindo o valor da Equação 128 na 24, obtém-se a área do primeiro evaporador, dada pela Equação 131.

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{26.130,89}{2.700 \cdot 14,45} = 0,67 \text{ m}^2 \quad (131)$$

Cálculos semelhantes ao anterior foram feitos para os outros evaporadores, resultando em áreas de 39,79 e 39,47 m².

Para saber se as áreas de ambos os equipamentos são relativamente iguais, foi preciso lançar mão da área média entre os evaporadores A_m , sua fórmula é dada pela Equação 28.

$$A_m = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3} = \frac{0,67 + 39,79 + 39,47}{3} = 26,65 \text{ m}^2 \quad (28)$$

O erro de cada área com relação à área média é dado pela Equação 29. O exemplo numérico desta equação é para a o primeiro evaporador.

$$\text{erro} = \frac{|A_i - A_m|}{A_m} = \frac{|A_1 - A_m|}{A_m} = \frac{|0,67 - 26,65|}{26,65} = 97,49\% \quad (29)$$

Os erros para as áreas dos outros dois evaporadores foram de 49,34 e 48,14%.

Como os erros foram maiores que 10%, deve ser feita a segunda iteração.

A Tabela 21 mostra os resultados referentes aos cálculos das áreas para a primeira iteração.

Tabela 21 - Dados da primeira iteração.

TERMO	VALOR	UNIDADE
A_1	0,67	m ²
A_2	39,79	m ²
A_3	39,47	m ²
A_m	26,65	m ²
erro _{A_1}	97,49	%
erro _{A_2}	49,34	%
erro _{A_3}	48,14	%

Fonte: Da autora (2020).

5.3.2 Segunda iteração

- a) correção da área média;

A correção da área média A'_m foi feita com as áreas encontradas anteriormente. Sua fórmula é dada pela Equação 30.

$$A'_m = \frac{\Delta T_1 \cdot A_1 + \Delta T_2 \cdot A_2 + \Delta T_3 \cdot A_3}{\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3} = \frac{14,45 \cdot 0,67 + 22,95 \cdot 39,79 + 40,01 \cdot 39,47}{14,45 + 22,95 + 40,01} = 32,33 \text{ m}^2 \quad (30)$$

b) correção das temperaturas;

Foi feita a correção das temperaturas para cada evaporador.

Para isso, foi recalculada a variação de temperatura em cada efeito $\Delta T'_i$, que é obtida pela Equação 31, e para exemplificar a aplicação desta equação foi calculada a variação de temperatura no evaporador 1.

$$\Delta T'_i = \Delta T_i \left(\frac{A_i}{A'_m} \right) = 14,45 \left(\frac{0,67}{32,33} \right) = 0,30 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (31)$$

Desta forma $\Delta T'_1$, $\Delta T'_2$ e $\Delta T'_3$ encontradas foram, respectivamente, 0,30, 28,25 e 48,85 $^\circ\text{C}$.

A correção das temperaturas em cada efeito T'_i é dada pelas Equações 32, 33 e 34.

$$\Delta T'_1 = T_s - T'_1 \quad (32)$$

$$\Delta T'_2 = T'_1 - T'_2 \quad (33)$$

$$\Delta T'_3 = T'_2 - T_3 \quad (34)$$

Substituindo os valores obtidos da Equação 31 além dos valores de T_s e T_3 nas Equações 32 a 34, obtém-se as temperaturas de 127,10, 98,85 e 50,00 $^\circ\text{C}$ para T'_1 , T'_2 e T_3 , respectivamente. O exemplo de aplicação destas equações é dado pela Equação 132, com o exemplo para o primeiro evaporador.

$$T'_1 = T_s - \Delta T'_1 = 127,4 - 0,30 = 127,10 \text{ } ^\circ\text{C} \quad (132)$$

c) balanço de massa por componente;

Por este balanço foram encontradas as frações de sólidos nas correntes de saída, considerando que todo o soluto alimentado em L_{26} sai nas correntes L_i . Tais balanços são dados pelas Equações 133, 134 e 135.

$$L_{26} \cdot x_{26} = L'_{28} \cdot x'_{28} \quad (133)$$

$$L_{26} \cdot x_{26} = L'_{30} \cdot x'_{30} \quad (134)$$

$$L_{26} \cdot x_{26} = L'_{32} \cdot x_{32} \quad (135)$$

d) balanço de massa global;

Este balanço é utilizado para determinar as vazões das correntes. Para isso, foi feito um balanço para cada equipamento, conforme as Equações 136, 137 e 138.

$$L_{26} = L'_{28} + V'_{29} \quad (136)$$

$$L'_{28} = L'_{30} + V'_{31} \quad (137)$$

$$L'_{30} = L_{32} + V'_{33} \quad (138)$$

As correntes gasosas das equações anteriores são representadas pelas Equações 139 a 141.

$$V'_{29} = L_{26} - L'_{28} \quad (139)$$

$$V'_{31} = L'_{28} - L'_{30} \quad (140)$$

$$V'_{33} = L'_{30} - L_{32} \quad (141)$$

e) balanço de energia por efeito;

Para o primeiro efeito, o balanço de energia é dado pela Equação 142.

$$L_{26} \cdot h_{26} + m'_{27} \cdot h'_{1v27} = L'_{28} \cdot h'_{128} + V'_{29} \cdot H'_{v29} \quad (142)$$

Substituindo a Equação 139 na 142, obtém a Equação 143.

$$L_{26} \cdot h_{26} + m'_{27} \cdot h'_{1v27} = L'_{28} \cdot h'_{128} + (L_{26} - L'_{28}) \cdot H'_{v29} \quad (143)$$

Da mesma maneira, a Equação 144 representa o balanço de energia para o segundo efeito e a Equação 145 o mesmo balanço, porém, substituindo a Equação 140 na 144.

$$L'_{28} \cdot h'_{128} + V'_{29} \cdot h'_{1v29} = L'_{30} \cdot h'_{130} + V'_{31} \cdot H'_{v31} \quad (144)$$

$$L'_{28} \cdot h'_{128} + V'_{29} \cdot h'_{1v29} = L'_{30} \cdot h'_{130} + (L'_{28} - L'_{30}) \cdot H'_{v31} \quad (145)$$

Seguindo o balanço para o terceiro efeito, a Equação 146 representa a fórmula desta, já a Equação 147 mostra o balanço de energia para o último evaporador sendo substituída a Equação 141 na própria Equação 146.

$$L'_{30} \cdot h'_{130} + V'_{31} \cdot h'_{1v31} = L_{32} \cdot h_{132} + V'_{33} \cdot H_{v33} \quad (146)$$

$$L'_{30} \cdot h'_{130} + V'_{31} \cdot h'_{1v31} = L_{32} \cdot h_{132} + (L'_{30} - L_{32}) \cdot H_{v33} \quad (147)$$

Os valores de todas as entalpias estão presentes na Tabela 22, retiradas do Anexo C.

Tabela 22 - Entalpias para o Balanço de Energia.

ENTALPIA	TEMPERATURA	ESTADO	VALOR
	°C		kJ/kg
h'_{1v27}	127,40	Líquido-Vapor Saturado	2181,50
H'_{v29}	127,10	Vapor saturado	2716,40
h'_{1v29}	127,10	Líquido-Vapor Saturado	2182,40
H'_{v31}	98,90	Vapor saturado	2674,30
h'_{1v31}	98,90	Líquido-Vapor Saturado	2259,90
H_{v33}	50,00	Vapor saturado	2592,10

Fonte: Adaptado de Moran e Shapiro ([s. d.]).

Os valores de h'_{128} , h'_{130} e h_{132} foram obtidos pela Equação 148, com o exemplo da aplicação desta para o primeiro efeito.

$$h'_{128} = C_p \cdot T'_1 = 4,23 \cdot 127,10 = 537,13 \text{ kJ/kg} \quad (148)$$

Assim, as entalpias h'_{130} e h_{132} , calculadas de acordo com a Equação 148, são de 417,76 e 211,30 kJ/kg, respectivamente.

Como não são conhecidos os valores de m'_{27} , L'_{28} e L'_{30} mas têm-se à disposição as Equações 143, 145 e 147, foi possível resolver o sistema de equações lineares, que foi realizada pelo comando *solver* do Excel. Assim, estes valores encontrados foram de 690,69, 4138,24 e 3532,39 kg/h, respectivamente.

Com os dados obtidos foi possível calcular as vazões de vapor dadas pelas Equações 139 a 141. Para exemplificar a aplicação destas equações, é apresentado o cálculo da Equação 149.

$$V'_{29} = L_{26} - L'_{28} = 4538,33 - 4138,24 = 400,09 \text{ kg/h} \quad (149)$$

Portanto, V'_{31} e V'_{33} correspondem a 605,85 e 881,41 kg/h, respectivamente.

f) cálculo das área;

As áreas dos evaporadores são dadas pela Equação 150. Neste ponto, o uso desta equação é exemplificada para o primeiro efeito.

$$A_1 = \frac{q_1}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{m'_{27} \cdot h'_{lv27}}{U_1 \cdot \Delta T_1} = \frac{690,69 \cdot 2181,50}{2.700 \cdot 0,30} = 1863,93 \text{ m}^2 \quad (150)$$

Seguindo o passo anterior, as áreas do evaporador 2 e 3 foram de 18,18 e 28,74 m².

g) área média;

A área média obtida entre os três evaporadores é dada pela Equação 28.

$$A_m = \frac{A_1 + A_2 + A_3}{3} = \frac{1863,93 + 18,18 + 28,74}{3} = 636,95 \text{ m}^2 \quad (28)$$

O erro de cada área com relação à área média é dado pela Equação 29. O exemplo numérico desta equação é para a o primeiro evaporador.

$$\text{erro} = \frac{|A_i - A_m|}{A_m} = \frac{|A_1 - A_m|}{A_m} = \frac{|1863,93 - 636,95|}{636,95} = 192,36\% \quad (29)$$

Os erros para os evaporadores 2 e 3 são de 97,15 e 95,49%.

Como os erros foram maiores que 10%, todo o procedimento da segunda iteração foi realizado novamente até que o erro seja considerado baixo.

A Tabela 23 mostra os resultados referentes às áreas dos três evaporadores após a segunda iteração.

Tabela 23 - Dados da segunda iteração.

TERMO	VALOR	UNIDADE
A ₁	1863,93	m ²
A ₂	18,18	m ²
A ₃	28,74	m ²
A _m	636,95	m ²
erro _{A₁}	192,36	%
erro _{A₂}	97,15	%
erro _{A₃}	95,49	%

Fonte: Da autora (2020).

Cálculos semelhantes à segunda iteração foram feitos e estão nas Tabelas 24 e 25.

Tabela 24 - Dados da terceira iteração.

TERMO	VALOR	UNIDADE
A ₁	28,81	m ²
A ₂	38,56	m ²
A ₃	31,09	m ²
A _m	32,82	m ²
erro _{A₁}	12,22	%
erro _{A₂}	17,49	%
erro _{A₃}	5,28	%

Fonte: Da autora (2020).

Tabela 25 - Dados do quarto evaporador.

TERMO	VALOR	UNIDADE
A ₁	29,86	m ²
A ₂	28,15	m ²
A ₃	30,37	m ²
A _m	29,46	m ²
erro _{A₁}	1,36	%
erro _{A₂}	4,46	%
erro _{A₃}	3,10	%

Fonte: Da autora (2020).

Percebe-se então que para o atual projeto, as áreas dos evaporadores convergiram na quarta iteração com áreas dos evaporadores 1, 2 e 3 de 29,86, 28,15 e 30,37 m², com erros de 1,36, 4,46 e 3,10%, respectivamente.

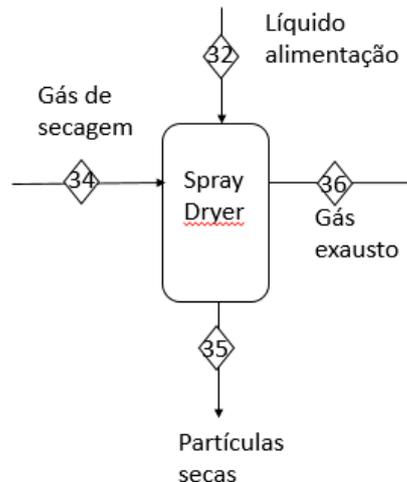
5.4 Secagem

A seguir serão apresentados os cálculos referentes ao projeto do *spray dryer* e do ciclone.

5.4.1 *Spray dryer*

Para dimensionar tal equipamento, foi considerado que o este é puramente cilíndrico e conta com um pequeno tronco de cone. O diagrama de blocos desta etapa pode ser vista pela Figura 15.

Figura 15 – Diagrama de blocos *Spray dryer*.



Fonte: Da autora (2020).

A Figura 15 mostra a alimentação do extrato vindo do último evaporador na corrente 32, a alimentação do gás de secagem pela corrente 34, e as saídas sendo expressas pelas correntes 35, compostas pelos grânulos de café secos, e pela corrente 36, que compreende o gás de secagem exausto.

Para o cálculo do diâmetro médio das gotículas foi utilizada a correlação de Nukiyama e Tanassawa, conforme a Equação 19:

$$d = \frac{1920 \cdot \sqrt[3]{\alpha}}{u_r \cdot \sqrt{\mu}} + 597 \cdot \left(\frac{\mu}{\sqrt{\alpha \cdot \rho}} \right)^{0,45} \cdot \left(\frac{1000 \cdot Q_l}{Q_s} \right)^{1,5} \quad (40)$$

Em que cada termo da Equação 40 e seus valores estão explícitas na Tabela 26.

Tabela 26 - Termos da Equação de Nukiyama e Tanassawa.

TERMO	SIGNIFICADO	UNIDADE	VALOR
α	Tensão superficial do líquido	din/cm	50,00
u_r	Velocidade Relativa ar-líquido no bico	cm/s	175.005,60
μ	Viscosidade do líquido	cP	14,05
ρ	Massa específica do líquido	g/cm ³	1,17
Q_l	Vazão do líquido no bico	L/min	0,02
Q_s	Vazão do ar no bico	L/min	383,33
d	Tamanho médio das gotículas	mm	991,92

Fonte: Adaptado de Esteves (2006).

A tensão superficial do líquido (α) foi retirada do trabalho de Esteves (2006).

A vazão do líquido no bico Q_l foi obtida pela Equação 41, sendo Q_{lf} a vazão do líquido na alimentação foi encontrada em Esteves (2006).

$$Q_l = \frac{Q_{lf}}{\rho \cdot 10^3} = \frac{23,5}{1,17 \cdot 10^3} = 0,02 \text{ L/min} \quad (41)$$

Já a vazão do ar no bico Q_s foi retirada de Esteves (2006).

A velocidade relativa ar-líquido u_r equivale à diferença entre a velocidade de saída do ar e do líquido, assim, foi necessário o cálculo destas outras duas velocidades de fluidos.

Assim, a partir dos dados obtidos pelo trabalho de Esteves (2006), em que os diâmetros do tubo do ciclone e do bico atomizador estão em metro, obteve-se a velocidade do ar pela Equação 43:

$$u_{ar} = \frac{\text{Vazão}}{\text{Área}} = \frac{\text{Vazão}}{\frac{\pi d^2}{4}} = \frac{Q_s \cdot (10^3)}{\left(3,14 \cdot \frac{(d(\text{tubo no ciclone}))^2}{4}\right) \cdot 60} = \frac{383,33 \cdot 10^3}{3,14 \cdot \frac{17^2}{4} \cdot 60} = 28,16 \text{ cm/s} \quad (43)$$

A velocidade do líquido também foi obtida conforme a Equação 43, tornando-se a Equação 44:

$$u_{líq} = \frac{Q_l \cdot (10^3)}{\left(3,14 \cdot \frac{(d(\text{bico atomizador}))^2}{4}\right) \cdot 60} = \frac{0,020 \cdot 10^3}{3,14 \cdot \frac{0,2^2}{4} \cdot 60} = 10,66 \text{ cm/s} \quad (44)$$

Com os valores obtidos pelas Equações 43 e 44, tornou-se possível o cálculo de u_r , conforme a Equação 42:

$$u_r = u_{ar} - u_{liq} = 28,16 - 10,66 = 17,50 \text{ cm/s} \quad (42)$$

A viscosidade do líquido μ foi calculada pela Equação 45 encontrada em Esteves (2006):

$$\mu = \exp\left(\left(1,141 - 22,42 \cdot ST - 17,78 \cdot ST^2\right) - \frac{973,1 - 17923 \cdot ST^2}{T_{\text{suspensão}} + 273,15}\right) / 0,001 \quad (45)$$

Sendo ST a quantidade de sólidos totais, equivalente a 0,39 (Esteves, 2006), e $T_{\text{suspensão}}$ a temperatura da suspensão, sendo 15,25 °C (Esteves, 2006). A Equação 45 foi dividida por 0,001 para transformar a viscosidade de Pa.s para cP.

Assim, o valor de μ é dado de acordo com a Equação 151.

$$\mu = \frac{\left(\exp(1,141 - 22,42 \cdot 0,39 - 17,78 \cdot 0,39^2) - \frac{973,1 - 17923 \cdot 0,39^2}{15,25 + 273,15}\right)}{0,001} = 14,05 \text{ cP} \quad (151)$$

A massa específica do líquido ρ equivalente a 1,17 g/cm³ foi obtida de Esteves (2006).

Com todos os dados anteriormente citados, foi possível o cálculo do tamanho médio das gotículas, de acordo com a Equação 40:

$$d = \frac{1920 \cdot \sqrt[2]{50,00}}{17,50 \cdot \sqrt[2]{14,05}} + 597 \cdot \left(\frac{14,05}{\sqrt[2]{50,00} \cdot 1,17}\right)^{0,45} \cdot \left(\frac{1000 \cdot 0,02}{383,33}\right)^{1,5} = 991,92 \text{ mm} \quad (40)$$

Para o cálculo do coeficiente global volumétrico U_a foi utilizada a correlação de Strumillo e Kudra, de acordo com a Equação 46:

$$U_a = 2,13 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{\text{kg} \cdot m_{ss}}{\rho_s \cdot A} \cdot \left(\frac{1}{d_p}\right)^{1,6} \cdot \left(\frac{1}{u_{ge} + u_g}\right) \quad (46)$$

Cada termo da Equação 46 e valores estão explícitos na Tabela 27.

Tabela 27 - Termos da Equação de Strumillo e Kudra.

TERMO	SIGNIFICADO	UNIDADE	VALOR
U_a	Coeficiente global volumétrico	kJ/m ³ s °C	3,77 · 10 ⁻⁶
k_g	Condutividade térmica do gás de secagem	W/mk	2,53E-02
m_{ss}	Taxa mássica de sólido seco	kg/s	7,85E-05
ρ_s	Massa específica do sólido seco	kg/m ³	414,80
A	Área da seção transversal do <i>spray dryer</i>	m ²	0,79
d_p	Diâmetro da partícula de sólido seco	m	3,10E-05
u_{ge}	Velocidade de arraste do gás	m/s	28,16
u_g	Velocidade do gás na câmara	m/s	28,16

Fonte: Adaptado de Esteves (2006).

A taxa mássica de sólido seco m_{ss} , a massa específica do sólido seco ρ_s , a área do equipamento A, o diâmetro da partícula de sólido seco d_p e a velocidade do gás na câmara foram u_g obtidos do trabalho de Esteves (2006).

As velocidades do gás na câmara e de arraste do gás podem ser consideradas iguais, por isso foi considerado somente a velocidade do gás na câmara.

A condutividade térmica do ar k_g foi considerada à 15 °C e retirada de tabela termodinâmica.

Portanto, o cálculo de U_a foi prosseguido conforme a Equação 46 a seguir.

$$U_a = 2,13 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{2,53E-02 \cdot 7,85E-05}{414,80 \cdot 0,79} \cdot \left(\frac{1}{3,10E-05}\right)^{1,6} \cdot \left(\frac{1}{2 \cdot 28,16}\right) = 3,77 \cdot 10^{-6} \text{ kJ/m}^3\text{s}^\circ\text{C} \quad (46)$$

O volume do *spray dryer* também foi dimensionado a partir da correlação de Strumillo & Kudra. Sendo V o volume do equipamento, m_v a taxa de vaporização do sólido e w_v o fluxo de vaporização.

O cálculo de w_v foi realizado pela correlação de Luikov, como pode ser vista pela Equação 48:

$$w_v = 0,038T_{hb} - 2,9 = 0,038 \cdot 140 - 2,9 = 2,42 \text{ kg/m}^3\text{h} \quad (48)$$

Sendo T_{hb} a temperatura de entrada do gás, considerada em 140 °C, de acordo com os resultados do trabalho de Esteves (2006).

A taxa de vaporização do sólido m_v foi de 0,51 kg/h, retirada de Esteves (2006).

Tendo em mãos os valores anteriormente citados, tornou-se possível o cálculo do volume do *spray dryer*, conforme a Equação 47:

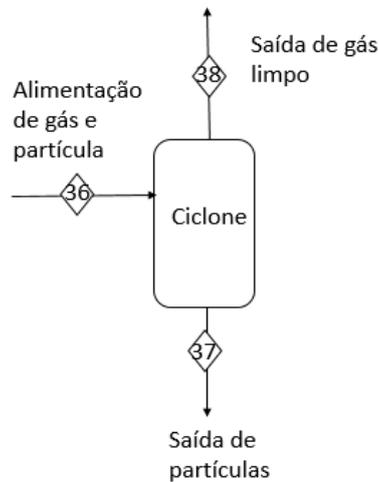
$$V = \frac{m_v}{w_v} = \frac{0,51}{2,42} = 0,21 \text{ m}^3 \quad (47)$$

A partir do dimensionamento do *spray dryer*, concluiu-se algumas condições operacionais do processo, como a velocidade relativa ar-líquido no bico, equivalente a 17,50 cm/s c, o diâmetro médio das gotículas no secador, de tamanho igual a 991,92 μm , vazões do ar e do líquido no bico, iguais a 383,33 e 0,02 L/min, respectivamente, volume do *spray dryer* de 0,21 m^3 e o coeficiente global volumétrico de $3,77 \cdot 10^{-6} \text{ kJ/m}^3\text{s}^\circ\text{C}$. O coeficiente global volumétrico e a vazão do líquido no bico foram baixos, devido ao uso de correlações gerais.

5.4.2 Ciclone

O diagrama de blocos deste equipamento está presente na Figura 16.

Figura 16 - Diagrama de blocos contendo o ciclone.



Fonte: Da autora (2021).

Pela Figura 16 observa-se que a alimentação do ciclone, a corrente 36, provém da saída do gás exausto do *spray dryer*, porque este gás ainda contém pequenas partículas de café que serão então coletadas no fundo do ciclone, dada pela corrente 37. A corrente 38, também conhecida como *overflow*, foi denominada de “saída de gás limpo”, porém, deve-se salientar que este gás ainda contém partículas de café mas em pequenas proporções e somente aquelas partículas que de tão pequenas não foram coletadas no *underflow*.

O diâmetro de corte D^* é calculado pela Equação 49, em que D_i equivale a $26 \mu\text{m}$ (pois este foi o menor valor do diâmetro das partículas encontrado por Esteves (2006) após a secagem do extrato de café no *spray dryer* e justamente as menores partículas após a secagem seguem para a coleta no ciclone), e a eficiência η foi considerada de 95%. Apesar de ser um valor alto é um valor comumente encontrado para operações em ciclones.

$$\eta = \frac{(D_i/D^*)^2}{1 + (D_i/D^*)^2} \quad (49)$$

Devido à complexidade do cálculo da Equação 49, D^* foi calculado por meio do *Solver* no Excel, e o valor obtido foi de $5,96 \mu\text{m}$.

A vazão do fluido Q foi calculada pela Equação 50. Os parâmetros a e b foram determinados pelas Equações 152 e 153, respectivamente.

$$u = \frac{Q}{ab} \quad (50)$$

$$\frac{a}{D} = 0,5 \quad (152)$$

$$\frac{b}{D} = 0,25 \quad (153)$$

Isolando a e b das Equações 152 e 153 obtêm-se as Equações 154 e 155.

$$a = 0,5D \quad (154)$$

$$b = 0,25D \quad (155)$$

Isolando Q na Equação 50 e substituindo os valores das Equações 154 e 155, chegou-se na vazão do fluido à entrada do ciclone, expressa pela Equação 156.

$$Q = uab = 0,125uD^2 \quad (156)$$

Com a Equação 154 foi feita uma simulação no Excel, utilizando o comando *Solver*, alterando a velocidade e o diâmetro a fim de encontrar a melhor vazão de fluido para o processo. Os resultados da simulação encontram-se na Tabela 28.

Tabela 28 - Resultados da simulação da vazão.

VELOCIDADE	DIÂMETRO	VAZÃO
m/s	cm	L/s
5	73	333,06
5	50	156,25
5	30	56,25
10	73	666,13
10	50	312,50
10	30	112,50
15	73	999,19
15	50	468,75
15	30	168,75
20	73	1332,25
20	50	625,0
20	30	225,0

Fonte: Da autora (2021).

O diâmetro de 73 cm utilizado nos cálculos anteriores foi escolhido de acordo com o trabalho de Santos (2009). Já as velocidades entre 5 e 20 m/s foram usadas devido ao intervalo de velocidade proposto por Cremasco (2012) para a utilização de uma determinada fórmula no dimensionamento de ciclones.

Pela Tabela 22 nota-se que a condição que otimiza a operação do ciclone ocorre quando a velocidade do ar é de 5 m/s com o diâmetro do equipamento de 30 cm, chegando assim a uma menor vazão do ar, equivalente a 56,3 L/s.

A próxima etapa para a produção do café solúvel é a aglomeração, composta pela condensação seguida de uma nova secagem. Não foram realizados os cálculos para esta etapa devido à falta de dados na literatura.

6 CONCLUSÃO

Este estudo apresenta os dimensionamentos e simulações de equipamentos e processos para a produção do café solúvel entre a etapa de extração e secagem.

A simulação da extração mostra que todos os sólidos insolúveis, fração de 48,81%, são depositados na borra, além desta contar com 1,19% de solúveis, enquanto o extrato de café sai com fração de 26,87% de solúveis e 0% de insolúveis. As frações encontradas para a borra são satisfatórias, mas para o refinado é esperado um valor baixo de insolúveis, diferente de zero. O que explica este fenômeno é baixa sensibilidade do Excel para tais cálculos. A temperatura final do extrato de café é de 94 °C com fração de solúveis de 26,87%, valores próximos aos encontrados na literatura.

Na recuperação de aroma alguns componentes são retirados do extrato de café através da torre de adsorção. No dimensionamento é encontrada a altura do leito de 2,49 m, com porcentagem de leito usado de 31,59% e não usado de 68,41%. Nota-se que grande parte do leito não é utilizado, para otimizar o processo e contornar este problema deve-se aumentar a altura do leito, assim, o comprimento que otimiza a coluna com porcentagem de leito usado de 70% equivale a 5,67 m com um tempo de ruptura de 753,8 min.

A concentração de sólidos se dá por meio de três efeitos de evaporadores. Após quatro iterações chega-se às áreas de trocas térmicas dos evaporadores iguais a 29,86, 28,15 e 30,37 m², ou seja, relativamente iguais, o que corrobora com a utilização de três equipamentos para concentrar de 26,87% para 43% os sólidos solúveis.

A secagem do concentrado acontece em um *spray dryer*. Seu dimensionamento aponta a velocidade relativa ar-líquido no bico equivalente a 17,50 cm/s, um diâmetro médio das gotículas de 991,92 µm, vazões do ar e do líquido no bico iguais a 383,33 e 0,02 L/min, respectivamente, coeficiente global volumétrico igual a $3,77 \cdot 10^{-6}$ kJ/m³s°C e volume do equipamento equivalente a 0,21 m³. O coeficiente global volumétrico e a vazão do líquido no bico apresentados são muito baixos, isso pode ser explicado pelo fato das correlações utilizadas serem deduzidas para casos gerais.

As pequenas partículas carregadas no gás à saída do *spray dryer* são coletadas no ciclone. Pelos cálculos apresentados, para uma eficiência de 95%, o diâmetro de corte é de 5,96 µm. A velocidade do ar de 5 m/s com o diâmetro do equipamento de 30 cm otimizam o processo por gerar vazão de ar igual a 56,3 L/s.

7 SUGESTÕES

Algumas melhorias podem ser feitas no presente trabalho, por exemplo, utilizando malhas de controle e com o apoio de uma indústria de café solúvel para realizar testes e coletar informações reais da indústria para alcançar resultados ainda melhores na adaptação da planta industrial.

REFERÊNCIAL BIBLIOGRÁFICO

ANDREGHETI, Alessandra Maria Sautieff. EMBALAGENS PARA PRODUTO DE ELEVADA HIGROSCOPICIDADE: CAFÉ SOLÚVEL. , p. 55, [s. d.].

BOLIGON, Jacqueline. PRODUÇÃO E CARACTERIZAÇÃO DE CARVÃO ATIVADO A PARTIR DA BORRA DE CAFÉ SOLÚVEL. , p. 87, 2015.

CAFÉ SOLÚVEL - ABICS. [s. d.]. Disponível em: <http://www.abics.com.br/cafe-soluvel.php>? Acesso em: 28 abr. 2020.

CANTELI, Anderson Marcos Dias. Recuperação do aroma de café, benzaldeído, em coluna de adsorção utilizando carvão ativado. 19 mar. 2013. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/8653>. Acesso em: 20 maio 2020.

CARPINÉ, Danielle. Recuperação do aroma álcool feniletílico por adsorção em batelada e em coluna. 25 fev. 2011. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/8649>. Acesso em: 19 out. 2020.

CASTILHO, M V; COSTA, M G F; CUNHA, W J; FERREIRA, F F; FERREIRA, J H; NEVES, O F; OLIVEIRA, D. Relatório Técnico Série Ensino. , p. 63, 1999.

CORRÊA, Paulo C.; OLIVEIRA, Gabriel H. H. de; OLIVEIRA, Ana P. L. R. de; VARGAS-ELÍAS, Guillermo A.; SANTOS, Fábio L.; BAPTESTINI, Fernanda M. Preservation of roasted and ground coffee during storage Part 1: Moisture content and repose angle. **Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental**, v. 20, n. 6, p. 581–587, jun. 2016. <https://doi.org/10.1590/1807-1929/agriambi.v20n6p581-587>.

CREMASCO, M.A. OPERAÇÕES UNITÁRIAS EM SISTEMAS PARTICULADOS E FLUIDOMECÂNICOS 2ED 2014 | PASSEI DIRETO. [s. d.]. Disponível em:

<https://www.passeidireto.com/arquivo/62157242/cremasco-operacoes-unitarias-em-sistemas-particulados-e-fluidomecanicos-2-ed-201>. Acesso em: 13 jan. 2021.

DELGADO, Paula Aparecida. Desenvolvimento de processo enzimático para redução de sedimentos em extratos de café solúvel. 2008. Disponível em: <http://repositorio.unicamp.br/jspui/handle/REPOSIP/266230>. Acesso em: 23 jun. 2020.

ESTEVES, Bruno Neves. Influência do processo de secagem por pulverização mecânica (*Spray Dryer*) no tamanho de partícula e densidade aparente do café solúvel. 2006. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/11985>. Acesso em: 17 jun. 2020.

FALLING FILM EVAPORATOR. [s. d.]. **GEA engineering for a better world**. Disponível em: <http://www.gea.com/en/products/evaporators-crystallizers/evaporator-clean-vapor-recover-gas-distilling/falling-film-evaporator.jsp>. Acesso em: 17 jun. 2020.

FERNANDES, Simone Miranda; PEREIRA, Rosemary Gualberto Fonseca Alvarenga; PINTO, Nísia Andrade Villela Dessimoni; NERY, Marcela Carlota; PÁDUA, Flávia Renata Magalhães de. Constituintes químicos e teor de extrato aquoso de cafés arábica (*coffea arabica* L.) e conilon (*coffea canephora pierre*) torrados. **Ciência e Agrotecnologia**, v. 27, n. 5, p. 1076–1081, out. 2003. <https://doi.org/10.1590/S1413-70542003000500015>.

HISTÓRIA. [s. d.]. **ABIC**. Disponível em: <https://www.abic.com.br/o-cafe/historia/>. Acesso em: 14 nov. 2020.

INDICADORES DA INDÚSTRIA DE CAFÉ. [s. d.]. **ABIC**. Disponível em: <https://www.abic.com.br/estatisticas/indicadores-da-industria/>. Acesso em: 29 jun. 2020.

JARDIM, Gabriela Feresin. **Estruturas de governança e a capacidade de inovação em pequenas empresas: caso da indústria brasileira de torrefação e moagem de café**. 2012. text – Universidade de São Paulo, 2012. DOI 10.11606/D.12.2012.tde-07082012-201022. Disponível em: <http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/12/12139/tde-07082012-201022/>. Acesso em: 28 abr. 2020.

KOBAYASHI, Marcela Lika; BENASSI, Marta de Toledo. Caracterização sensorial de cafés solúveis comerciais por Perfil Flash. **Semina: Ciências Agrárias**, v. 33, n. Supl2, p. 3069–3074, 28 dez. 2012. <https://doi.org/10.5433/1679-0359.2012v33Supl2p3081>.

LANNES, Suzana Caetano da Silva; MEDEIROS, Magda Leite. Cupuassu chocolate drink powder processed by *spray-dryer*. **Revista Brasileira de Ciências Farmacêuticas**, v. 39, n. 1, p. 115–123, mar. 2003. <https://doi.org/10.1590/S1516-93322003000100012>.

MATOS, Helton. Integração Numérica. , p. 26, [s. d.].

MENDONÇA, Luciana Maria Vieira Lopes; PEREIRA, Rosemary Gualberto Fonseca Alvarenga; MENDES, Antônio Nazareno Guimarães. Parâmetros bromatológicos de grãos crus e torrados de cultivares de café (*Coffea arabica* L.). **Food Science and Technology**, v. 25, n. 2, p. 239–243, jun. 2005. <https://doi.org/10.1590/S0101-20612005000200009>.

MUSSATTO, Solange I.; CARNEIRO, Livia M.; SILVA, João P.A.; ROBERTO, Inês C.; TEIXEIRA, José A. A study on chemical constituents and sugars extraction from spent coffee

grounds. **Carbohydrate Polymers**, v. 83, n. 2, p. 368–374, jan. 2011. <https://doi.org/10.1016/j.carbpol.2010.07.063>.

NASCIMENTO, Priscilla Mendes do. Estudo da composição química, atividade antioxidante e potencial odorífico de um café conillon, em diferentes graus de torrefação e análise comparativa com café arábica. 5 dez. 2006. Disponível em: <https://repositorio.ufu.br/handle/123456789/17427>. Acesso em: 2 maio 2020.

PERES, Alexandre de Paula. Técnicas de fluidodinâmica computacional (CFD) aplicadas a escoamentos em ciclones. 2002. Disponível em: <http://repositorio.unicamp.br/jspui/handle/REPOSIP/267574>. Acesso em: 8 jan. 2021.

RELATÓRIO DO CAFÉ SOLÚVEL DO BRASIL - JANEIRO DE 2020 - NOTÍCIAS - ABICS. [s. d.]. Disponível em: http://www.abics.com.br/noticia.php?noticia=199&relatorio_do_cafe_soluvel_do_brasil_janeiro_de_2020. Acesso em: 21 nov. 2020.

RIBEIRO, M. J. P. M.; ABRANTES, J. C. C. Moagem em moinho de bolas: estudo de algumas variáveis do processo. **Kéramica**, v. 245, p. 15–20, 1 jan. 2001.

ROSA, E. D.; TSUKADA, M.; FREITAS, L. A. P. SECAGEM POR ATOMIZAÇÃO NA INDÚSTRIA ALIMENTÍCIA: FUNDAMENTOS E APLICAÇÕES. 2006. Disponível em: <https://docplayer.com.br/12629552-Secagem-por-atomizacao-na-industria-alimenticia-fundamentos-e-aplicacoes.html>. Acesso em: 23 jun. 2020.

SANTOS, Johnson Clay Pereira. Secagem da borra de café em secador ciclônico. 2009. Disponível em: <http://www.sbicafe.ufv.br/handle/123456789/6791>. Acesso em: 14 jan. 2021.

SCHUINA, G. L.; COSTA, A. O. S.; JÚNIOR, A. F. C. MODELAGEM MATEMÁTICA DE EVAPORADORES DE MÚLTIPLO EFEITO EMPREGADOS NA CONCENTRAÇÃO DE EXTRATO DE CAFÉ. , p. 6, [s. d.].

SILVA, Maria Izabela de Almeida; PASQUIM, Thaís Bruna Sala. Acoffee: indústria de café solúvel. 12 nov. 2018. Disponível em: <http://repositorio.roca.utfpr.edu.br:8080/jspui/handle/1/10362>. Acesso em: 28 abr. 2020.

TODA, Tatiane Akemi. **Minimização de resíduos do processamento do café solúvel através do reaproveitamento da borra para extração de óleo utilizando solvente renovável**. 2016. Mestrado em Ciências da Engenharia de Alimentos – Universidade de São Paulo, Pirassununga, 2016. DOI 10.11606/D.74.2016.tde-07042016-161058. Disponível em: <http://www.teses.usp.br/teses/disponiveis/74/74132/tde-07042016-161058/>. Acesso em: 23 jul. 2020.

ZUIM, Diana Regazzi. Estudo da absorção de componentes do aroma de café (Benzaldeído e ácido acético) perdidos durante o processo de produção do café solúvel. 2010. Disponível em: <https://acervodigital.ufpr.br/handle/1884/23419>. Acesso em: 19 maio 2020.

ANEXO A – Propriedades termodinâmicas da água no estado de líquido comprimido

TABLE A-5 Properties of Compressed Liquid Water

T °C	$v \times 10^3$ m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K	$v \times 10^3$ m ³ /kg	u kJ/kg	h kJ/kg	s kJ/kg · K
$p = 25 \text{ bar} = 2.5 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 223.99^\circ\text{C}$)					$p = 50 \text{ bar} = 5.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 263.99^\circ\text{C}$)			
20	1.0006	83.80	86.30	.2961	.9995	83.65	88.65	.2956
40	1.0067	167.25	169.77	.5715	1.0056	166.95	171.97	.5705
80	1.0280	334.29	336.86	1.0737	1.0268	333.72	338.85	1.0720
100	1.0423	418.24	420.85	1.3050	1.0410	417.52	422.72	1.3030
140	1.0784	587.82	590.52	1.7369	1.0768	586.76	592.15	1.7343
180	1.1261	761.16	763.97	2.1375	1.1240	759.63	765.25	2.1341
200	1.1555	849.9	852.8	2.3294	1.1530	848.1	853.9	2.3255
220	1.1898	940.7	943.7	2.5174	1.1866	938.4	944.4	2.5128
Sat.	1.1973	959.1	962.1	2.5546	1.2859	1147.8	1154.2	2.9202
$p = 75 \text{ bar} = 7.5 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 290.59^\circ\text{C}$)					$p = 100 \text{ bar} = 10.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 311.06^\circ\text{C}$)			
20	.9984	83.50	90.99	.2950	.9972	83.36	93.33	.2945
40	1.0045	166.64	174.18	.5696	1.0034	166.35	176.38	.5686
80	1.0256	333.15	340.84	1.0704	1.0245	332.59	342.83	1.0688
100	1.0397	416.81	424.62	1.3011	1.0385	416.12	426.50	1.2992
140	1.0752	585.72	593.78	1.7317	1.0737	584.68	595.42	1.7292
180	1.1219	758.13	766.55	2.1308	1.1199	756.65	767.84	2.1275
220	1.1835	936.2	945.1	2.5083	1.1805	934.1	945.9	2.5039
260	1.2696	1124.4	1134.0	2.8763	1.2645	1121.1	1133.7	2.8699
Sat.	1.3677	1282.0	1292.2	3.1649	1.4524	1393.0	1407.6	3.3596
$p = 150 \text{ bar} = 15.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 342.24^\circ\text{C}$)					$p = 200 \text{ bar} = 20.0 \text{ MPa}$ ($T_{\text{sat}} = 365.81^\circ\text{C}$)			
20	.9950	83.06	97.99	.2934	.9928	82.77	102.62	.2923
40	1.0013	165.76	180.78	.5666	.9992	165.17	185.16	.5646
80	1.0222	331.48	346.81	1.0656	1.0199	330.40	350.80	1.0624
100	1.0361	414.74	430.28	1.2955	1.0337	413.39	434.06	1.2917
140	1.0707	582.66	598.72	1.7242	1.0678	580.69	602.04	1.7193
180	1.1159	753.76	770.50	2.1210	1.1120	750.95	773.20	2.1147
220	1.1748	929.9	947.5	2.4953	1.1693	925.9	949.3	2.4870
260	1.2550	1114.6	1133.4	2.8576	1.2462	1108.6	1133.5	2.8459
300	1.3770	1316.6	1337.3	3.2260	1.3596	1306.1	1333.3	3.2071
Sat.	1.6581	1585.6	1610.5	3.6848	2.036	1785.6	1826.3	4.0139
$p = 250 \text{ bar} = 25 \text{ MPa}$					$p = 300 \text{ bar} = 30.0 \text{ MPa}$			
20	.9907	82.47	107.24	.2911	.9886	82.17	111.84	.2899
40	.9971	164.60	189.52	.5626	.9951	164.04	193.89	.5607
100	1.0313	412.08	437.85	1.2881	1.0290	410.78	441.66	1.2844
200	1.1344	834.5	862.8	2.2961	1.1302	831.4	865.3	2.2893
300	1.3442	1296.6	1330.2	3.1900	1.3304	1287.9	1327.8	3.1741

Fonte: Moran e Shapiro ([s. d.]).

ANEXO B – Propriedades termodinâmicas da água saturada

TABLE A-2 Properties of Saturated Water (Liquid–Vapor): Temperature Table

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m ³ /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · K		Temp. °C
		Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Sat. Vapor s_g	
.01	0.00611	1.0002	206.136	0.00	2375.3	0.01	2501.3	2501.4	0.0000	9.1562	.01
4	0.00813	1.0001	157.232	16.77	2380.9	16.78	2491.9	2508.7	0.0610	9.0514	4
5	0.00872	1.0001	147.120	20.97	2382.3	20.98	2489.6	2510.6	0.0761	9.0257	5
6	0.00935	1.0001	137.734	25.19	2383.6	25.20	2487.2	2512.4	0.0912	9.0003	6
8	0.01072	1.0002	120.917	33.59	2386.4	33.60	2482.5	2516.1	0.1212	8.9501	8
10	0.01228	1.0004	106.379	42.00	2389.2	42.01	2477.7	2519.8	0.1510	8.9008	10
11	0.01312	1.0004	99.857	46.20	2390.5	46.20	2475.4	2521.6	0.1658	8.8765	11
12	0.01402	1.0005	93.784	50.41	2391.9	50.41	2473.0	2523.4	0.1806	8.8524	12
13	0.01497	1.0007	88.124	54.60	2393.3	54.60	2470.7	2525.3	0.1953	8.8285	13
14	0.01598	1.0008	82.848	58.79	2394.7	58.80	2468.3	2527.1	0.2099	8.8048	14
15	0.01705	1.0009	77.926	62.99	2396.1	62.99	2465.9	2528.9	0.2245	8.7814	15
16	0.01818	1.0011	73.333	67.18	2397.4	67.19	2463.6	2530.8	0.2390	8.7582	16
17	0.01938	1.0012	69.044	71.38	2398.8	71.38	2461.2	2532.6	0.2535	8.7351	17
18	0.02064	1.0014	65.038	75.57	2400.2	75.58	2458.8	2534.4	0.2679	8.7123	18
19	0.02198	1.0016	61.293	79.76	2401.6	79.77	2456.5	2536.2	0.2823	8.6897	19
20	0.02339	1.0018	57.791	83.95	2402.9	83.96	2454.1	2538.1	0.2966	8.6672	20
21	0.02487	1.0020	54.514	88.14	2404.3	88.14	2451.8	2539.9	0.3109	8.6450	21
22	0.02645	1.0022	51.447	92.32	2405.7	92.33	2449.4	2541.7	0.3251	8.6229	22
23	0.02810	1.0024	48.574	96.51	2407.0	96.52	2447.0	2543.5	0.3393	8.6011	23
24	0.02985	1.0027	45.883	100.70	2408.4	100.70	2444.7	2545.4	0.3534	8.5794	24
25	0.03169	1.0029	43.360	104.88	2409.8	104.89	2442.3	2547.2	0.3674	8.5580	25
26	0.03363	1.0032	40.994	109.06	2411.1	109.07	2439.9	2549.0	0.3814	8.5367	26
27	0.03567	1.0035	38.774	113.25	2412.5	113.25	2437.6	2550.8	0.3954	8.5156	27
28	0.03782	1.0037	36.690	117.42	2413.9	117.43	2435.2	2552.6	0.4093	8.4946	28
29	0.04008	1.0040	34.733	121.60	2415.2	121.61	2432.8	2554.5	0.4231	8.4739	29
30	0.04246	1.0043	32.894	125.78	2416.6	125.79	2430.5	2556.3	0.4369	8.4533	30
31	0.04496	1.0046	31.165	129.96	2418.0	129.97	2428.1	2558.1	0.4507	8.4329	31
32	0.04759	1.0050	29.540	134.14	2419.3	134.15	2425.7	2559.9	0.4644	8.4127	32
33	0.05034	1.0053	28.011	138.32	2420.7	138.33	2423.4	2561.7	0.4781	8.3927	33
34	0.05324	1.0056	26.571	142.50	2422.0	142.50	2421.0	2563.5	0.4917	8.3728	34
35	0.05628	1.0060	25.216	146.67	2423.4	146.68	2418.6	2565.3	0.5053	8.3531	35
36	0.05947	1.0063	23.940	150.85	2424.7	150.86	2416.2	2567.1	0.5188	8.3336	36
38	0.06632	1.0071	21.602	159.20	2427.4	159.21	2411.5	2570.7	0.5458	8.2950	38
40	0.07384	1.0078	19.523	167.56	2430.1	167.57	2406.7	2574.3	0.5725	8.2570	40
45	0.09593	1.0099	15.258	188.44	2436.8	188.45	2394.8	2583.2	0.6387	8.1648	45

Fonte: Moran e Shapiro ([s. d.]).

ANEXO C – Propriedades termodinâmicas da água saturada (continuação)

TABLE A-2 (Continued)

Temp. °C	Press. bar	Specific Volume m ³ /kg		Internal Energy kJ/kg		Enthalpy kJ/kg			Entropy kJ/kg · K		Temp. °C
		Sat. Liquid $v_f \times 10^3$	Sat. Vapor v_g	Sat. Liquid u_f	Sat. Vapor u_g	Sat. Liquid h_f	Evap. h_{fg}	Sat. Vapor h_g	Sat. Liquid s_f	Sat. Vapor s_g	
50	.1235	1.0121	12.032	209.32	2443.5	209.33	2382.7	2592.1	.7038	8.0763	50
55	.1576	1.0146	9.568	230.21	2450.1	230.23	2370.7	2600.9	.7679	7.9913	55
60	.1994	1.0172	7.671	251.11	2456.6	251.13	2358.5	2609.6	.8312	7.9096	60
65	.2503	1.0199	6.197	272.02	2463.1	272.06	2346.2	2618.3	.8935	7.8310	65
70	.3119	1.0228	5.042	292.95	2469.6	292.98	2333.8	2626.8	.9549	7.7553	70
75	.3858	1.0259	4.131	313.90	2475.9	313.93	2321.4	2635.3	1.0155	7.6824	75
80	.4739	1.0291	3.407	334.86	2482.2	334.91	2308.8	2643.7	1.0753	7.6122	80
85	.5783	1.0325	2.828	355.84	2488.4	355.90	2296.0	2651.9	1.1343	7.5445	85
90	.7014	1.0360	2.361	376.85	2494.5	376.92	2283.2	2660.1	1.1925	7.4791	90
95	.8455	1.0397	1.982	397.88	2500.6	397.96	2270.2	2668.1	1.2500	7.4159	95
100	1.014	1.0435	1.673	418.94	2506.5	419.04	2257.0	2676.1	1.3069	7.3549	100
110	1.433	1.0516	1.210	461.14	2518.1	461.30	2230.2	2691.5	1.4185	7.2387	110
120	1.985	1.0603	0.8919	503.30	2529.3	503.71	2202.6	2706.3	1.5276	7.1296	120
130	2.701	1.0697	0.6685	546.02	2539.9	546.31	2174.2	2720.5	1.6344	7.0269	130
140	3.613	1.0797	0.5089	588.74	2550.0	589.13	2144.7	2733.9	1.7391	6.9299	140
150	4.758	1.0905	0.3928	631.68	2559.5	632.20	2114.3	2746.5	1.8418	6.8379	150
160	6.178	1.1020	0.3071	674.86	2568.4	675.55	2082.6	2758.1	1.9427	6.7502	160
170	7.917	1.1143	0.2428	718.33	2576.5	719.21	2049.5	2768.7	2.0419	6.6663	170
180	10.02	1.1274	0.1941	762.09	2583.7	763.22	2015.0	2778.2	2.1396	6.5857	180
190	12.54	1.1414	0.1565	806.19	2590.0	807.62	1978.8	2786.4	2.2359	6.5079	190
200	15.54	1.1565	0.1274	850.65	2595.3	852.45	1940.7	2793.2	2.3309	6.4323	200
210	19.06	1.1726	0.1044	895.53	2599.5	897.76	1900.7	2798.5	2.4248	6.3585	210
220	23.18	1.1900	0.08619	940.87	2602.4	943.62	1858.5	2802.1	2.5178	6.2861	220
230	27.95	1.2088	0.07158	986.74	2603.9	990.12	1813.8	2804.0	2.6099	6.2146	230
240	33.44	1.2291	0.05976	1033.2	2604.0	1037.3	1766.5	2803.8	2.7015	6.1437	240
250	39.73	1.2512	0.05013	1080.4	2602.4	1085.4	1716.2	2801.5	2.7927	6.0730	250
260	46.88	1.2755	0.04221	1128.4	2599.0	1134.4	1662.5	2796.6	2.8838	6.0019	260
270	54.99	1.3023	0.03564	1177.4	2593.7	1184.5	1605.2	2789.7	2.9751	5.9301	270
280	64.12	1.3321	0.03017	1227.5	2586.1	1236.0	1543.6	2779.6	3.0668	5.8571	280
290	74.36	1.3656	0.02557	1278.9	2576.0	1289.1	1477.1	2766.2	3.1594	5.7821	290
300	85.81	1.4036	0.02167	1332.0	2563.0	1344.0	1404.9	2749.0	3.2534	5.7045	300
320	112.7	1.4988	0.01549	1444.6	2525.5	1461.5	1238.6	2700.1	3.4480	5.5362	320
340	145.9	1.6379	0.01080	1570.3	2464.6	1594.2	1027.9	2622.0	3.6594	5.3357	340
360	186.5	1.8925	0.006945	1725.2	2351.5	1760.5	720.5	2481.0	3.9147	5.0526	360
374.14	220.9	3.155	0.003155	2029.6	2029.6	2099.3	0	2099.3	4.4298	4.4298	374.14

Source: Tables A-2 through A-5 are extracted from J. H. Keenan, F. G. Keyes, P. G. Hill, and J. G. Moore, *Steam Tables*, Wiley, New York, 1969.

Fonte: Moran e Shapiro ([s. d.]).