



**Projeto e fabrico de um condensador para um forno pirolítico
para resíduos sólidos urbanos**

Lucas Garlet Rodrigues

Relatório final da Dissertação apresentado à
Escola Superior de Tecnologia e Gestão
Instituto Politécnico de Bragança

Área de especialização de Engenharia Mecânica

Mai de 2020



Projeto e fabrico de um condensador para um forno pirolítico para resíduos sólidos urbanos

Lucas Garlet Rodrigues

No âmbito de dupla diplomação com a Universidade Tecnológica Federal do Paraná,
campus Ponta Grossa – PR para obtenção do grau de Mestre em

Engenharia Industrial

Área de especialização de Engenharia Mecânica

Orientado por:

Professor Doutor João Eduardo Pinto Castro Ribeiro

Professor Doutor Marcelo Vasconcelos de Carvalho

Mai de 2020

Dedico este trabalho a minha família e a todos os amigos
que auxiliaram para sua concretização.

Agradecimentos

Agradeço a todas as pessoas que de alguma forma me auxiliaram a fim de concluir esta dissertação, em especial:

a Deus por esta oportunidade e pelo sustento nos momentos de dificuldade;

a minha família pelo apoio oferecido e por me ajudarem a superar os problemas enfrentados, em especial a minha esposa Ana Carolina e meu filho Bernardo Fernandes;

ao meu orientador Prof. Doutor João Eduardo Pinto Castro Ribeiro e co-orientador Prof. Doutor Marcelo Vasconcelos de Carvalho, pela orientação e ensinamentos concedidos no decorrer deste projeto;

aos meus amigos que me apoiaram e incentivaram nesta trajetória, de forma especial ao Washington Jericó por tornar possível a construção do protótipo bem como por toda a ajuda e dedicação;

aos técnicos do laboratório de tecnologia mecânica do IPB, Jorge Paulo e Abílio pelo auxílio e orientação na construção do protótipo;

a Universidade Tecnológica Federal do Paraná – campus Ponta Grossa e ao Instituto Politécnico de Bragança pela oportunidade de participar do programa de dupla diplomação;

ao programa StartUp Voucher, pela bolsa concedida que foi fundamental para garantir o sustento e permanência para conclusão do projeto.

“Porque quando estou fraco então sou forte”

Paulo de Tarso

Resumo

Entre os métodos existentes para promover a valorização de resíduos, a pirólise apresenta-se como uma das alternativas. Entretanto, a pirólise depende da condensação dos gases gerados no processo, com intuito de evitar a emissão de poluentes para a atmosfera. No presente trabalho, foi projetado e construído um condensador de tubos concêntricos, em aço S195T tendo como objetivo a separação dos gases não condensáveis e condensação dos voláteis de um protótipo de forno pirolítico de resíduos sólidos urbanos. Para aferição das temperaturas do processo foi programado um Arduino Uno R3 e o conjunto de termopar Max 6675, posicionados na entrada e saída do condensador. Por intermédio de um ensaio de pirólise com resíduos sólidos urbanos do aterro sanitário de Urjais, obteve-se uma amostra de bio-óleo e constatou-se a influência dos gases não condensáveis no fenômeno da condensação. Como resultado, o condensador projetado provou-se ser eficaz para a condensação dos gases do processo.

Palavras-chave: Condensação. Pirólise, Resíduos Sólidos Urbanos.

Abstract

Among the existing methods to promote waste recovery, pyrolysis is one of the alternatives. However, pyrolysis depends on the condensation of the gases generated in the process, in order to avoid the emission of pollutants into the atmosphere. In the present work, a condenser of concentric tubes, in S195T carbon steel, was designed and built with the objective of separating the non-condensable gases and condensing the volatiles of a pyrolytic furnace of municipal solid waste. To measure the process temperatures, an Arduino Uno R3 and the Max 6675 thermocouple set were programmed, positioned at the condenser inlet and outlet. Through a pyrolysis test with municipal solid waste from the Urjais landfill, a bio-oil sample was obtained and the influence of non-condensable gases on the condensation phenomenon was verified. As a result, the designed condenser proved to be effective for condensing the gases of the process.

Keywords: Condensation. Pyrolysis, Municipal Solid Waste.

Índice

1. Introdução	1
1.1 Motivação e objetivos	1
1.2 Estrutura do trabalho	2
2. Pirólise	4
2.1. Definição	4
2.2. Produtos da pirólise	5
2.2.1. Bio-óleo	5
2.2.2. Biochar	6
2.2.3. Biogás	7
2.3. Tipos de pirólise	7
2.3.1. Pirólise lenta	8
2.3.2. Pirólise rápida	8
2.3.3. Pirólise instantânea	8
2.3.4. Pirólise sob vácuo	8
2.4. Pirólise de resíduos sólidos urbanos	9
3. Condensadores utilizados na pirólise	12
3.1. Liu e Cai (2016)	12
3.2. Jeong et al. (2015)	12
3.3. Chang et al. (2013)	13
3.4. Papari et al (2015)	13
3.5. Choi, Choi e Park (2012)	14
4. Permutadores de calor	15
4.1. Permutador carcaça-tubo	16
4.2. Permutador com tubo espiral	17
4.3. Permutador de placas	17
4.4. Permutador de tubos concêntricos	18
5. Correlações para coeficiente de transferência de calor	20
5.1. Correlação de Nusselt	20
5.2. Correlação de Othmer	20
5.3. Correlação de Chato	22
5.4. Correlação de Sideman	22
5.5. Correlação de Lee & Kim	24
5.6. Correlação de Amimul Ahsan	25
5.7. Correlação de Caruso, Naviglio e Giannetti	26

6. Fenômeno da condensação	28
6.1. Tipos de condensação	29
6.1.1. Condensação de película.....	30
6.1.2. Condensação gota a gota	30
6.2. Efeito dos gases não condensáveis	31
7. Materiais e métodos	33
7.1. Seleção do tipo de escoamento	33
7.2. Seleção do modelo do permutador de calor.....	33
7.3. Seleção das correlações	33
7.4. Cálculo das propriedades dos gases.....	34
7.5. Dimensionamento.....	35
7.6. Dados iniciais.....	36
7.7. Memorial de cálculo.....	36
7.8. Temperatura da parede interna do condensador (T_w).....	41
7.9. Equipamentos auxiliares	43
8. Resultados e discussões	45
9. Conclusão e trabalhos futuros	52
Referências bibliográficas	53
Anexo A - Propriedades dos gases da pirólise.....	57
Anexo B – Propriedades dos gases da pirólise (segunda parte)	58
Anexo C – Elementos presentes nos gases da pirólise.....	59
Anexo D – Valores método da bissecção	60

Índice de figuras

Figura 1 – Diagrama de pirólise (Paradela, 2012).....	4
Figura 2 – Bio-óleo na fase líquida (Paradela, 2012).....	6
Figura 3 - Carvão ou bio-char da pirólise (Steltenpohl et al, 2019)	7
Figura 4 – Equipamentos utilizados por Liu e Cai (Liu e Cai, 2016).....	12
Figura 5 - Condensador modelo Graham (Papari e Hawboldt, 2018).	13
Figura 6 – Condensador modelo Serpentina (Papari e Hawboldt, 2018)	13
Figura 7 - Condensador modelo Allihn (Papari e Hawboldt, 2018).....	14
Figura 8 - Condensador modelo espiral (Papari e Hawboldt, 2018).	14
Figura 9 – Classificação de permutadores de calor (Zohuri, 2017).....	15
Figura 10 – Área de troca de calor em função do gradiente de temperatura (Zohuri, 2017).	16
Figura 11 - Permutador casco e tubo (Çengel, 2004).	16
Figura 12 – Trocador com tubo espiral (Kakac, Liu e Pramuanjaroenkij, 2012).....	17
Figura 13 - Trocador de calor de placas (Zohuri, 2017).....	18
Figura 14 - Regimes de escoamento paralelo e contracorrente e seus perfis de temperatura associados (Çengel, 2004).	19
Figura 15 - Queda do coeficiente de transferência de calor na presença de gás não condensável (Othmer, 1929).....	21
Figura 16 - Aparato experimental (Othmer, 1929).....	21
Figura 17 - Variação do coeficiente de transferência de calor em função da fração de ar (Sidman, 1977).	23
Figura 18 - Montagem experimental utilizada (Sidman, 1977).	23
Figura 19 – Montagem laboratorial utilizado por Lee e Kim (Lee e Kim, 2007).	24
Figura 20 – Decréscimo do coeficiente de transferência de calor em função da fração de gás não condensável (Lee e Kim, 2007).....	25
Figura 21 - Influência da fração de gás não condensável no coeficiente de transferência de calor (Ahsan, 2009).....	26
Figura 22 - Equipamentos utilizados no experimento (Caruso, Naviglio e Giannetti, 2012).....	27
Figura 23 - Evolução do coeficiente de transferência de calor em função da fração de gás (Caruso, Naviglio e Giannetti, 2012).....	28
Figura 24 - Divisão das formas de condensação (Hartnett e Irvine, 1991)	29

Figura 25 - Ciclo no método gota a gota (Hartnett e Irvine, 1991).	30
Figura 26 - Condensação de película e de gota a gota (Pandey, 2012).	31
Figura 27 - Condensação de vapor na presença de um gás não condensável (Jensen, 1988).	32
Figura 28 - Propriedades do fluido de trabalho.	37
Figura 29 - Perfil de temperaturas do sistema.	41
Figura 30 - Montagem 3D do sistema de pirólise.	47
Figura 31- Montagem 3D do condensador com as respectivas conexões.	48
Figura 32 – Início da fabricação do protótipo no LTM.	49
Figura 33 – Composição do protótipo.	49
Figura 34 – Leitura da temperatura na entrada do condensador.....	50
Figura 35 – Leitura da temperatura na saída do condensador.	50
Figura 36 – Amostra do teste realizado com resíduos sólidos urbanos.....	51

Índice de tabelas

Tabela 1.. A influência dos parâmetros nos produtos da pirólise (Paradela, 2012).	9
Tabela 2. Sistemas para pirólise de resíduos sólidos urbanos, adaptado de Chen et al., 2014.	10
Tabela 3. Variação do fator $F(\theta)$ em função do ângulo do condensador (Ahsan, 2011).	22
Tabela 4. Valores utilizados na análise do fenômeno da condensação na presença gás não condensável, adaptado de Caruso, Naviglio e Giannetti, 2012.	27
Tabela 5. Percentagem dos gases, adaptado de Miskolczi, Ates e Borsodi, 2012.	34
Tabela 6. Propriedade de cada gás para a temperatura de 100 °C, adaptado de Miskolczi, Ates e Borsodi, 2012.	35
Tabela 7. Dados iniciais.....	36
Tabela 8. Propriedades constantes, adaptado de Çengel, 2004.	42
Tabela 9. Propriedades constantes (complemento).	45
Tabela 10. Cálculos desenvolvidos para solução das equações descritas no memorial de cálculo.....	45
Tabela 11. Coeficientes de transferência de calor.	46
Tabela 12. Comprimento do condensador.	46

Lista de símbolos

Símbolos gregos

- ρ - Densidade
- γ - Calor latente
- μ - Viscosidade dinâmica
- ϕ - Ângulo de inclinação do condensador
- τ - Tensão de cisalhamento na interface líquido-vapor
- $\bar{\Psi}$ - Função probabilidade
- Δ - Gradiente
- ε - Erro

Símbolos latinos

- h' - Coeficiente de transferência de calor
- h - Entalpia
- k - Condutividade térmica
- g - Constante gravitacional
- T - Temperatura
- L - Comprimento
- d - Diâmetro
- \cos - Função cosseno
- h_{fg} - Entalpia de vaporização
- c - Calor específico a pressão constante
- W - Fração de gás não condensável
- u - Velocidade média de escoamento no perfil tubular
- f - Fator de atrito
- Re - Número de Reynolds
- x - Posição axial ao longo do comprimento do condensador
- Nu - Número de *Nusselt*
- Pr - Número de *Prandtl*
- Y - Fração mássica de gás
- M - Massa inicial de resíduos sólidos urbanos

t	Tempo de processamento
P	Pressão
\dot{V}	Vazão volumétrica
\dot{m}	Vazão mássica
\dot{Q}	Taxa de calor
D_H	Diâmetro hidráulico
V_{an}	Velocidade na área anular
A_{an}	Área anular do condensador
ΔT_{ml}	Temperatura média logarítmica
L_N	Logaritmo neperiano
R	Resistência térmica
LOG	Logaritmo
n	Número de iterações

Subscritos

mat	Material
l	Líquido
v	Vapor
w	Parede
i	Interno
e	Externo
int	Tubo interior do condensador
ext	Tubo exterior do condensador
H_2O	Água
sat	Saturação
mix	Mistura de gases
f	Filme
nc	Não condensável
in	Entrada
ex	Saída
vs	Vapor superaquecido
$cond$	Condensador
$tubo$	Tubo/Tubulação

1. Introdução

1.1 Motivação e objetivos

Energia é um recurso imprescindível para a sociedade atual. Contudo, os métodos para a obtenção de tal recurso podem ter impactos significativos no meio ambiente, como a queima de combustíveis fósseis. Com intuito de substituir tais métodos e minimizar a queima de combustíveis fósseis, têm sido desenvolvidos estudos no âmbito de fontes de energia renováveis. Um dos métodos que contribuem para uma transição sustentável, é a obtenção de combustíveis por meio da pirólise de resíduos sólidos urbanos (CHAN, 2011).

Trabalhos anteriores como os desenvolvidos por Miskolczi et al. (2013) e Wang et al. (2005) retratam o emprego do processo da pirólise de resíduos urbanos, avaliando os produtos do processo e a influência dos parâmetros de operação, na sua qualidade.

A pirólise consiste num processo de aquecimento da matéria prima, em atmosfera com baixo teor de oxigênio, que produz a fração sólida, líquida e gasosa, nomeadamente, carvão, bio-óleo e gases da pirólise. Durante o processo, ocorre a libertação de misturas voláteis, compostos de uma parte condensável (bio-óleo) e outra não condensável (gás de pirólise). Contudo, qualquer sistema de pirólise, deve ser acoplado a um condensador, para promover a separação das fases condensáveis e não condensáveis (PARADELA, 2012).

No presente trabalho, projetou-se um condensador para um reator de pirólítico de resíduos sólidos urbanos com capacidade para 10 kg. O modelo de condensador escolhido foi de tubos concêntricos, considerando fatores como facilidade de construção, manutenção e custos. Contudo, o emprego deste modelo de condensador é considerado efetivo na separação do bio-óleo e do gás de pirólise (CARCASONA, 1995).

Projetou-se o condensador utilizando três correlações distintas para o coeficiente de transferência de calor, com intuito de avaliar a influência da fração não condensável na troca de calor. Como resultado, obtiveram-se três dimensões possíveis para o condensador.

A presença de gases não condensáveis atua como uma resistência adicional à transferência de calor, como tal, é importante considerar seus efeitos no dimensionamento do sistema, sendo utilizada a correlação proposta por Caruso, Naviglio e Giannetti (2012) para representar este facto.

Ainda, dos modelos que não levam em consideração a influência de gases não condensáveis, projetou-se o condensador conforme a correlação proposta por Caruso, Naviglio e Giannetti (2012) com base no modelo de Butterworth, que avalia a troca de calor considerando o efeito da gravidade no acúmulo de condensado na parte inferior do tubo e a correlação proposta por Chato (1954), que prevê a condensação de vapor saturado, sem ponderar os fenômenos citados anteriormente.

O objetivo geral deste trabalho foi projetar e construir um condensador, considerando fatores como a facilidade de construção, manutenção e custos, para um sistema de pirólise de resíduos sólidos urbanos, com capacidade de 10 kg. Os objetivos específicos abordados no presente trabalho foram:

- Elaborar uma revisão da literatura acerca dos principais modelos de condensadores utilizados em sistemas de pirólise.
- Elaborar uma revisão da literatura das principais correlações para o coeficiente de transferência de calor para condensação dos voláteis.
- Projetar um condensador de voláteis do sistema de pirólise, levando em consideração a presença de gases não condensáveis.
- Avaliar a influência dos gases não condensáveis, promovendo a comparação com outras duas correlações para o coeficiente de transferência de calor.
- Construir o protótipo do condensador, conforme os dados obtidos na secção do projeto.

1.2 Estrutura do trabalho

O presente trabalho está dividido em 9 capítulos, acrescidos de anexos. No primeiro capítulo consta a introdução do relatório, contendo a motivação e os objetivos do presente trabalho, onde aborda-se a função do condensador em um sistema de pirólise e a influência dos gases gerados durante o processo no fenômeno da condensação.

Do segundo ao sexto capítulo, abordam-se os conceitos teóricos do relatório. Os tópicos abordados variam desde a definição do processo de pirólise, contendo fluxogramas e discussões a respeito dos tipos existentes de pirólise, até a uma revisão acerca dos modelos de condensadores já empregados em fornos pirólíticos, bem como dos modelos matemáticos empregados no estudo da influência dos gases não condensáveis.

No sétimo e oitavo capítulo contempla-se o desenvolvimento do relatório. Neste, as informações do projeto do condensador são apresentadas, bem como o fundamento para as tomadas de decisão para a seleção do tipo de escoamento e modelo do permutador de calor. É apresentado também o memorial de cálculo utilizado e a partir dos resultados obtidos, prossegue-se para a fabricação do condensador e verificação dos produtos obtidos.

O nono capítulo diz respeito a conclusão. Este capítulo dedica-se à avaliação dos resultados obtidos e a comparação com os resultados esperados, principalmente no que se refere à influência dos gases não condensáveis gerados no sistema. Em seguida, serão descritas as sugestões para trabalhos futuros.

2. Pirólise

2.1. Definição

O termo pirólise designa a decomposição térmica de materiais quando submetidas a certas temperaturas na ausência de oxigênio. Este processo aplicado à matéria orgânica, promove a conversão das moléculas mais pesadas noutras com massa molecular inferior. Isto ocorre pelo efeito do craqueamento térmico da matéria. O fluxo simplificado do processo de pirólise aplicado em resíduos pode ser visto na Figura 1 (PARADELA, 2012).

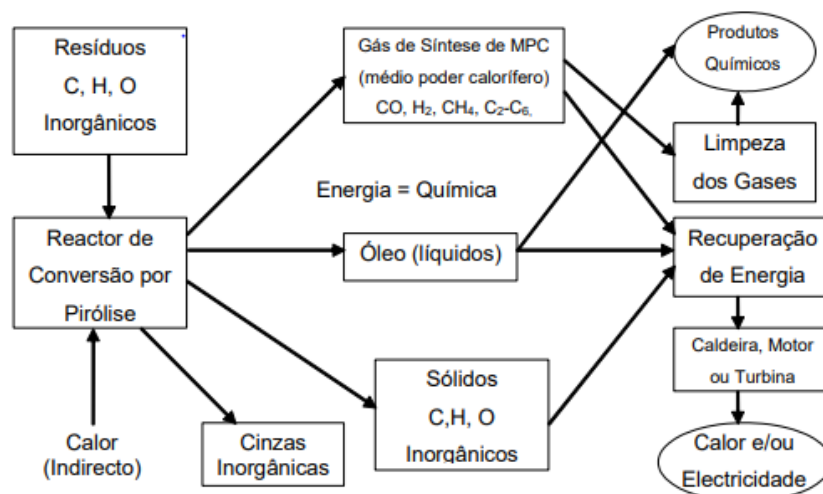


Figura 1 – Diagrama de pirólise (Paradela, 2012).

Contudo, a pirólise é caracterizada como um processo complexo que inclui diversas reações, resultando na formação de três produtos principais: (a) gás que consiste principalmente de hidrogênio, metano, monóxido de carbono e dióxido de carbono, (b) bio-óleo que é a parte líquida do processo à temperatura ambiente contendo elementos químicos orgânicos, como ácido acético, acetona e metanol e (c) carvão que, basicamente, consiste em carbono puro, podendo haver a presença de sais minerais (HU; GHOLIZADEH, 2019).

Os parâmetros do processo como temperatura, pressão e tempo de residência devem ser controlados de acordo com o objetivo a ser atingido ao final da pirólise. Grande parte das matérias orgânicas no processo, produzem o alcatrão, geralmente, chamado de betume, sendo o resíduo caracterizado pelo carvão, comumente chamado de coque (YEU, 1999).

Visto isso, a quantidade de cada produto gerado depende das condições do processo, principalmente da temperatura e da taxa de aquecimento. Os parâmetros são alterados para produzir a percentagem desejada de carvão, gás ou óleo, com a temperatura de pirólise e a taxa de aquecimento tendo maior influência na distribuição dos produtos. O calor é fornecido por aquecimento indireto sendo que a pirólise tem como vantagem a possibilidade de utilizar os gases e óleo derivados dos resíduos como fonte de combustível para o próprio processo (WILLIAMS, 2005).

2.2. Produtos da pirólise

2.2.1. Bio-óleo

Taxas de aquecimento elevadas, na ordem de 100 a 1000°C/s com arrefecimento rápido, parâmetros encontrados na pirólise rápida ou instantânea, propiciam a formação de líquido no processo. Conforme a literatura, relata-se rendimentos de, até 70% de líquido, para o caso da biomassa, utilizando a pirólise instantânea. Com isto, a produção de carvão e gás é minimizada (WILLIAMS, 2005).

A fração líquida derivada do processo é rica em água, o que reduz, consideravelmente, seu poder calorífico. No entanto, a pirólise lenta produz líquidos com viscosidades mais altas, que tendem a ter duas fases, água e óleo, devido ao maior número de reações secundárias que ocorrem dentro do forno. Os óleos de pirólise podem conter partículas sólidas de carvão devido ao arraste de material do forno (WILLIAMS, 2005).

No que se refere às características do líquido, logo na saída do condensador, é uma mistura homogênea com coloração castanha escura. Quimicamente, sua composição elementar é complexa e inclui hidrocarbonetos oxigenados e uma proporção considerável de água, proveniente da humidade original da matéria prima (BRIGWATER, 2004).

Ainda, o bio-óleo contém quantidades significativas de ácidos orgânicos (ácido acético fórmico). Isso resulta num pH entre 2 a 3 e um número de ácido de 50 a 100 mg de KOH/g. Os bio-óleos podem ser corrosivos para materiais de construção comuns, como aço ao carbono e ligas de alumínio, devido à presença desses componentes ácidos.

A complexidade e natureza do bio-óleo causam um comportamento incomum, sendo que as propriedades que mudam com o tempo são o aumento da viscosidade, diminuição da volatilidade e a separação de fases (PANDEY, 2009).

Conforme Paradela (2012) uma amostra de bio-óleo proveniente da pirólise rápida de biomassa pode ser observada na figura 2.



Figura 2 – Bio-óleo na fase líquida (Paradela, 2012).

2.2.2. Biochar

Na fração sólida, o carvão (bio-char) é composto, principalmente, por uma matriz rica em carbono que contém quase todos os compostos inorgânicos presentes na matéria prima utilizada no processo da pirólise. Além disto, contém uma quantidade significativa de subprodutos formados por reações secundárias no interior do forno pirolítico (CZAJCZYNSKA, 2017).

O poder calorífico obtido da co-pirólise de resíduos (mistura de biodegradável e não biodegradável) é de, aproximadamente, 33,6 MJ/kg, que é comparável ao típico carvão mineral. No entanto, caso não seja realizada a triagem dos resíduos, é possível a presença de alguns metais pesados e outros elementos perigosos, como S, Cl e N na fração sólida. Portanto, é importante realizar a caracterização do carvão afim de avaliar seu impacto no ambiente e na sociedade. Em geral, este produto pode ser utilizado para fornecer energia para diversos processos, bem como o da pirólise (CZAJCZYNSKA, 2017).

Uma amostra de bio-char, conforme Steltenpohl et al. (2019), para pirólise de pneus pode ser observada na figura 3.



Figura 3 - Carvão ou bio-char da pirólise (Steltenpohl et al, 2019).

2.2.3. Biogás

Em geral, é possível dizer que a composição do gás pirolítico (biogás) possui forte influência da temperatura da pirólise e da matéria-prima. A pirólise lenta de resíduos de biomassa, como madeira, resíduos de jardins e resíduos de alimentos a baixas temperaturas (acima de 400 ° C), produz quantidades menores de gás, com alto teor de dióxido e monóxido de carbono além de hidrocarbonetos leves. O rendimento de gás nestas condições, geralmente não excedem 30% do total dos produtos do processo (CZAJCZYNSKA, 2017).

A produção de gás no processo é proporcional ao aumento da temperatura de pirólise. Isto é devido à formação de reações secundárias e da decomposição parcial da fase sólida. O poder calorífico do gás pirolítico varia de 10 a 15 MJ/Kg, ainda dependente da taxa de aquecimento. Para pirólise rápida, o poder calorífico é de cerca de 14 MJ/Kg. Por fim, o poder calorífico do gás para pirólise de resíduos sólidos urbanos é de 15MJ/Kg e é composto basicamente de CO₂, CO, hidrogênio, metano entre outros hidrocarbonetos leves (CZAJCZYNSKA, 2017).

2.3. Tipos de pirólise

Existem diferentes tipos de pirólise, de acordo com as condições em que esta decorre sendo a taxa de aquecimento, temperatura de reação utilizada, pressão, gás inerte utilizado e tempo de residência dos produtos no forno pirolítico. Assim, pode-se definir os tipos de pirólise como pode ser observado nas secções 2.3.1 à 2.3.4 com intuito de maximizar ou minimizar a fração dos produtos da reação (PARADELA, 2012).

2.3.1. Pirólise lenta

Conforme Onay e Kochar (2003) caracteriza-se pela aplicação de baixa taxa de aquecimento (próximo de 2 °C/s), temperatura moderada (menos de 500 °C) e alto tempo de residência. Tem como objetivo a maximização do resíduo sólido (carvão) como por exemplo na produção clássica de carvão vegetal a partir da biomassa vegetal devido à lenta volatilização do combustível, bem como, as reações secundárias de coqueificação e polimerização dos produtos primários mais voláteis.

2.3.2. Pirólise rápida

Conforme Onay e Kochar (2003) utilizam-se elevadas velocidades de aquecimento (podem variar de 10 a 200°C/s), baixos tempos de residência (entre 0,5 a 2 segundos) e temperaturas moderadas (cerca de 600°C). Os vapores formados são rapidamente arrefecidos para que ocorra a condensação, com objetivo de maximizar a fração líquida dos produtos. É utilizada, por exemplo, na produção de bio-óleo a partir de biomassa vegetal.

2.3.3. Pirólise instantânea

Segundo Lanzetta, Blasi e Buonanno (1997) as velocidades de aquecimento são ainda mais elevadas (maiores que 1000°C/s), e os tempos de residência ainda menores (podem ser inferiores a 1 segundo) por meio da utilização de partículas com dimensão reduzida do material a pirolisar, com objetivo de maximizar a transferência de calor.

2.3.4. Pirólise sob vácuo

O material é aquecido sob vácuo com o intuito de reduzir o ponto de ebulição dos voláteis e evitar reações químicas adversas. É usado em química orgânica como meio de síntese. Na chamada termólise de vácuo de *flash* o tempo de residência do substrato à temperatura de trabalho é reduzido tanto quanto possível também para minimizar reações secundárias adversas (PARADELA, 2012).

Conforme Paradela (2012), a influência dos parâmetros nos produtos da pirólise pode ser observada na Tabela 1:

Tabela 1.. A influência dos parâmetros nos produtos da pirólise (Paradela, 2012).

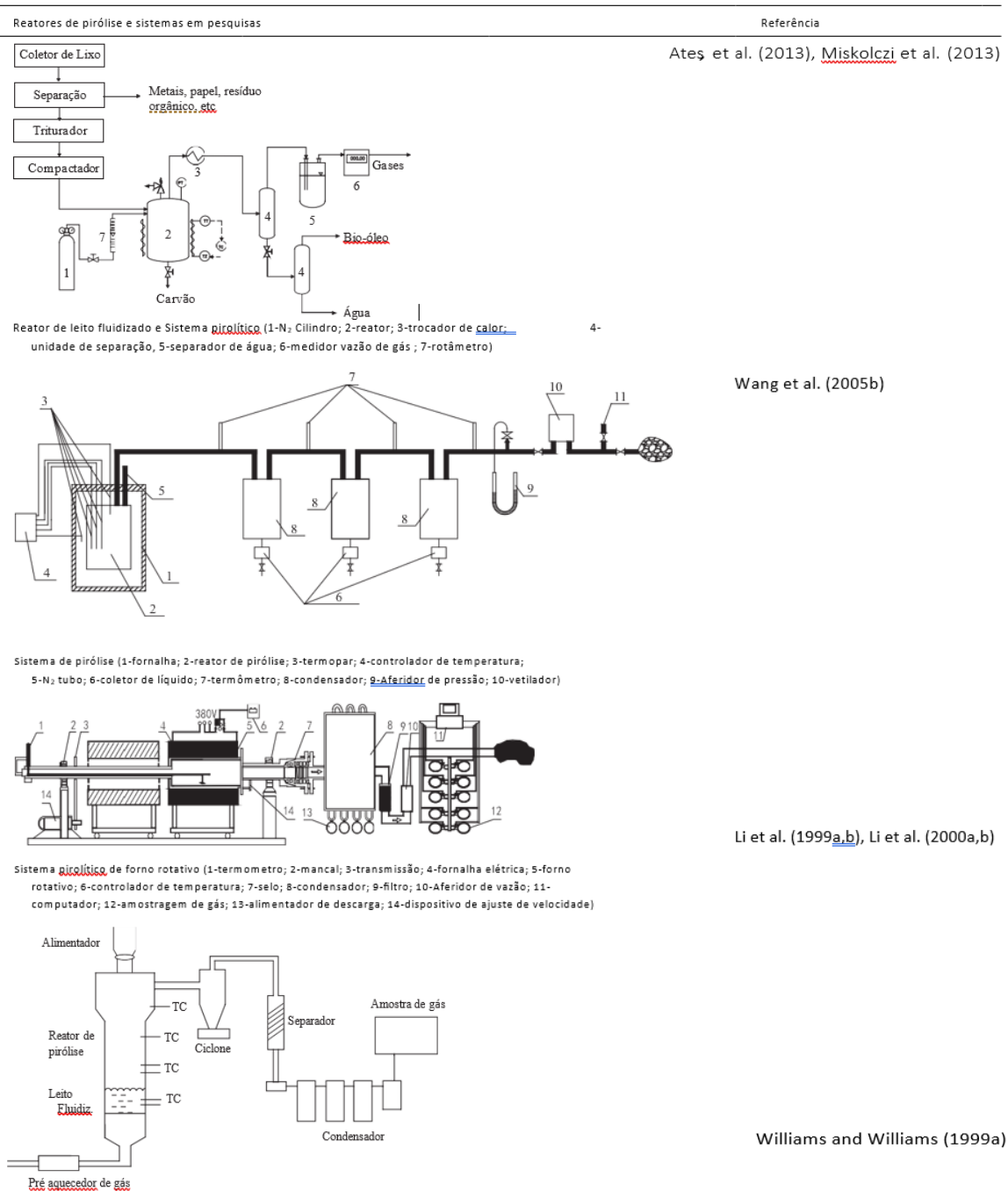
Parâmetro	Efeito
Composição química	Os produtos primários da pirólise estão diretamente relacionados com a estrutura e composição dos reagentes, e também com o mecanismo da sua decomposição (puramente térmico ou catalítico).
Temperatura de pirólise e velocidade de aquecimento	Temperaturas mais elevadas e maiores velocidades de aquecimento aumentam a quebra das ligações e favorecem a produção de pequenas moléculas.
Tempo de Pirólise	Maiores tempos de residência favorecem uma conversão secundária dos produtos primários, produzindo mais resíduo carbonoso, alcatrões, bem como produtos termicamente mais estáveis, diminuindo assim o efeito da estrutura original do polímero.
Tipo de reator	Determina principalmente a qualidade da transferência de calor, da mistura, dos tempos de residência de gases líquidos, e o grau de libertação de produtos primários.
Pressão de operação	Pressões baixas reduzem a condensação de fragmentos reativos formando mais resíduo carbonoso.
Presença de gases reativos como oxigénio (ar), e hidrogénio	Gera calor internamente através de oxidações parciais, dilui os produtos e influencia equilíbrios, cinéticas e mecanismos.
Uso de catalisador	O seu uso influencia os mecanismos e a cinética, logo, a distribuição dos produtos.
Aditivos incorporados	Geralmente evaporam ou decompõem-se. Apenas em casos pontuais poderão influenciar a cinética ou o mecanismo da reação.
Fase líquida ou gasosa	A pirólise em fase líquida retarda a libertação dos produtos de reação, favorecendo assim interações posteriores entre eles.

2.4. Pirólise de resíduos sólidos urbanos

Chen et al. (2014) promoveu uma revisão dos principais sistemas para pirólise de resíduos sólidos urbanos. Na Tabela 2 é possível observar os diferentes processos e equipamentos utilizados.

Tabela 2. Sistemas para pirólise de resíduos sólidos urbanos, adaptado de Chen et al., 2014.

Reatores e sistemas típicos de pirólise de RSU na literatura.

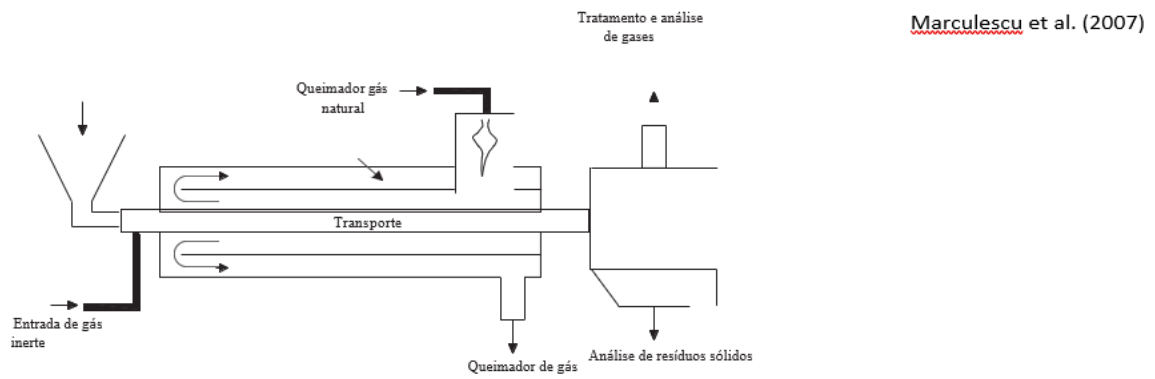


Tabela

Reatores de pirólise e sistemas em pesquisas

Referência

Sistema de pirólise de leito fluidizado



3. Condensadores utilizados na pirólise

3.1. Liu e Cai (2016)

Pode-se observar na figura 4 o sistema utilizado por Liu e Cai (2016), no processo de pirólise de biomassa. Os autores desenvolveram uma planta em escala de pirólise rápida com foco na produção de bio-óleo. Os vapores do processo, após a passagem por ciclones para separação de sólidos e por um permutador de calor tubular, são direcionados para uma coluna de pulverização (*spray column*), com intuito de provocar o arrefecimento abrupto dos vapores do processo. A vazão e temperatura na coluna de pulverização são de $110 \text{ m}^3\text{h}^{-1}$ e 60°C , respectivamente.

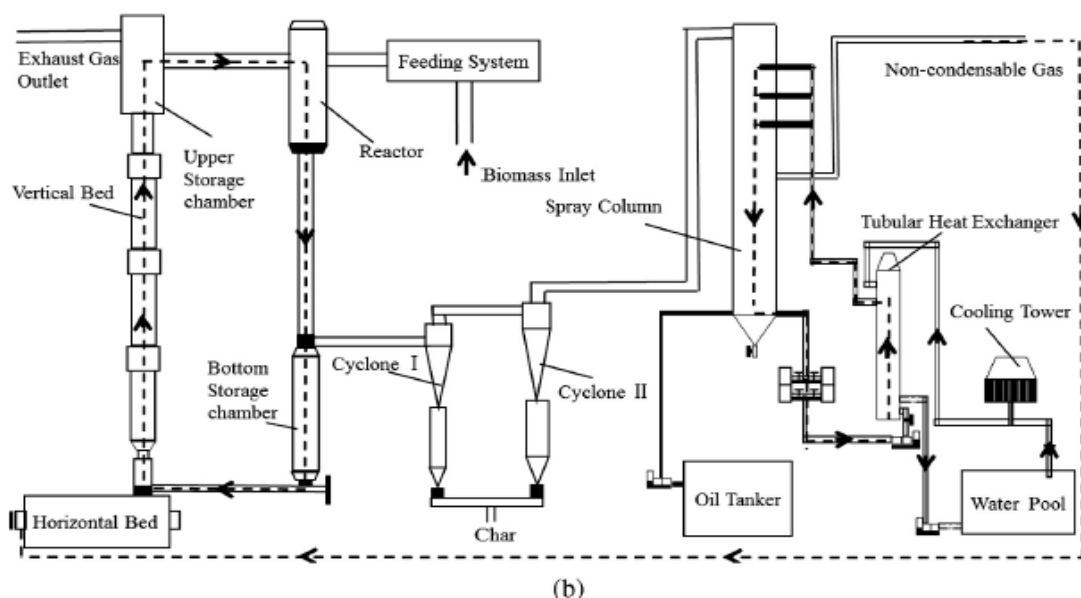


Figura 4 – Equipamentos utilizados por Liu e Cai (Liu e Cai, 2016).

3.2. Jeong et al. (2015)

Para o processo de pirólise rápida de estrume suíno, os autores empregaram um condensador do modelo Graham, conforme mostrado na figura 5. Este modelo é, preferencialmente, utilizado em laboratório e não é indicado para plantas de pirólise em escala, devido à possibilidade da formação de coque no tubo do condensador. A vazão mássica utilizada no condensador foi de 250 g/h para um reator de leito fluidizado com temperatura de 600°C .

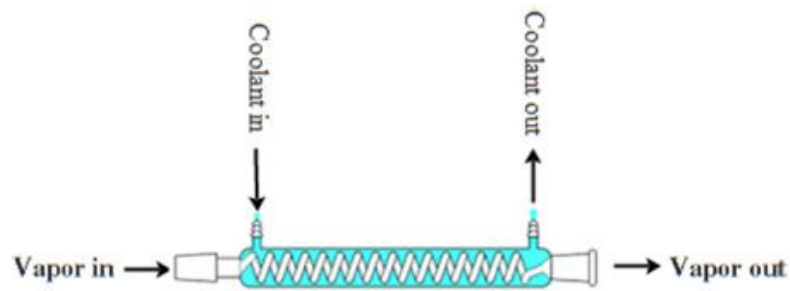


Figura 5 - Condensador modelo Graham (Papari e Hawboldt, 2018).

3.3. Chang et al. (2013)

Os autores utilizaram o modelo de serpentina para obtenção do líquido, como apresentado na figura 6, proveniente da pirólise da poda da madeira de eucalipto. Este condensador assemelha-se ao modelo Graham, contudo, a configuração de escoamentos de vapor/fluido e de arrefecimento são invertidos. A vazão mássica empregada foi de 1 Kg/h para um reator de leito fluidizado operando à 500 °C.

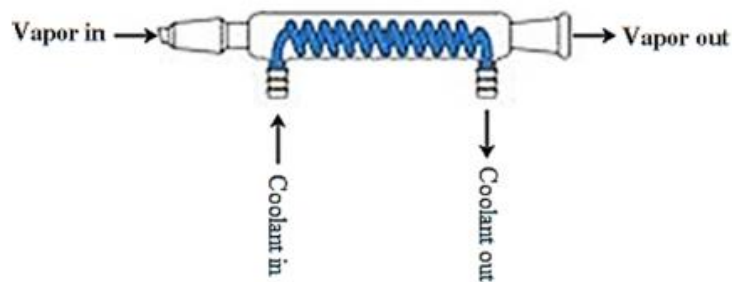


Figura 6 – Condensador modelo Serpentina (Papari e Hawboldt, 2018).

3.4. Papari et al (2015)

Aplicando o processo de pirólise nos resíduos de serrarias, os autores empregaram o condensador do tipo Allihn, como pode ser visto na figura 7. Esta configuração é composta por um tubo externo e um tubo interno de vidro com certa ondulação para evitar o estrangulamento da tubulação devido ao acúmulo de impurezas, como no modelo de Graham. O condensador Allihn tem potencial para uso nas plantas de pirólise em escala laboratorial.

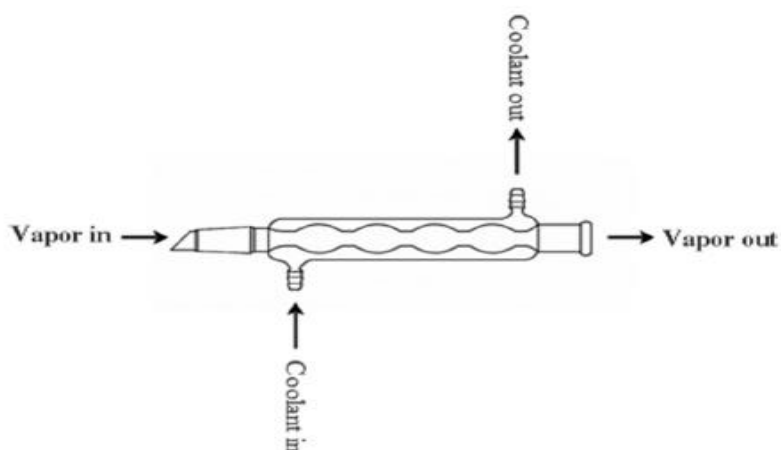


Figura 7 - Condensador modelo Allihn (Papari e Hawboldt, 2018).

3.5. Choi, Choi e Park (2012)

Para a Pirólise de Lignocelulose de biomassa, os autores utilizaram um condensador espiral, como pode ser observado na figura 8. Este modelo de condensador caracteriza-se por um tubo espiral onde as conexões de entrada e saída estão situadas na região superior. A combinação de escoamento paralelo e contracorrente favorece a troca de calor no sistema. Choi, Choi e Park (2012) empregaram uma vazão de 2 kg/h em um reator cilíndrico com temperatura de 500°C.

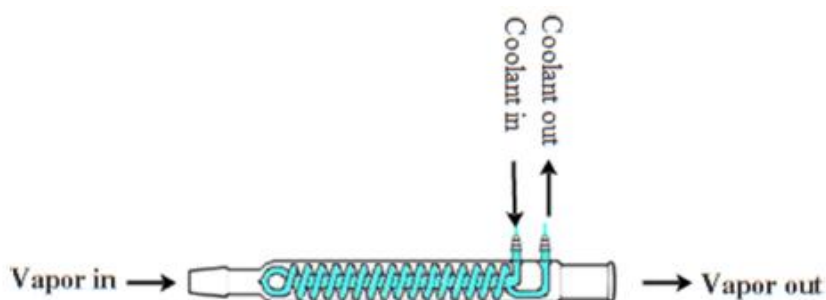


Figura 8 - Condensador modelo espiral (Papari e Hawboldt, 2018).

4. Permutadores de calor

Permutadores de calor são equipamentos que permitem a troca de calor entre dois ou mais fluidos. Estes dispositivos possuem ampla aplicação na indústria e em sistemas domésticos. Como exemplo da utilização de tais equipamentos, pode-se citar unidades de geração de energia a vapor, sistemas de aquecimento e ar condicionado ou unidades de refrigeração (ZOHURI, 2017).

Atualmente, o projeto e seleção de permutadores de calor é um problema complexo que envolve mais do que apenas a análise da quantidade calor passível de troca. Deve-se levar em consideração o custo de fabricação e instalação, peso da estrutura, bem como, suas dimensões. Em muitos casos, embora o custo sendo um fator de extrema relevância, o tamanho e a área disponível para instalação tendem a ser fatores dominantes no processo de escolha do modelo de um permutador de calor (ZOHURI, 2017).

Ainda, segundo Serth e Lestina (2007), grande parte dos permutadores de calor com a função de condensadores, são instalados na posição horizontal, com intuito de minimizar os custos com estruturas de sustentação, bem como, facilitar a manutenção destes.

No que se refere à classificação de permutadores de calor, existem vários métodos para determinar o enquadramento dos modelos disponíveis. Um destes métodos é a classificação de acordo com o tipo de escoamento (fluxo) dos fluidos. Na figura 9, pode-se observar este método de classificação dividido em fluxo paralelo, único passe, vários passes e contra corrente.

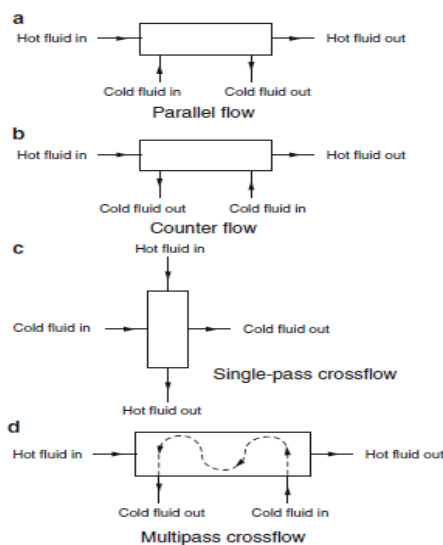


Figura 9 – Classificação de permutadores de calor (Zohuri, 2017).

No presente trabalho, busca-se um modelo de permutador econômico, mas também com dimensões compatíveis com o forno de pirólise. A seleção deste modelo pode ser auxiliada, consultando o gráfico presente na figura 10, desenvolvido por Fraas (1989). O gráfico relaciona a área de troca de calor, em função do percentual do gradiente de temperatura desejado.

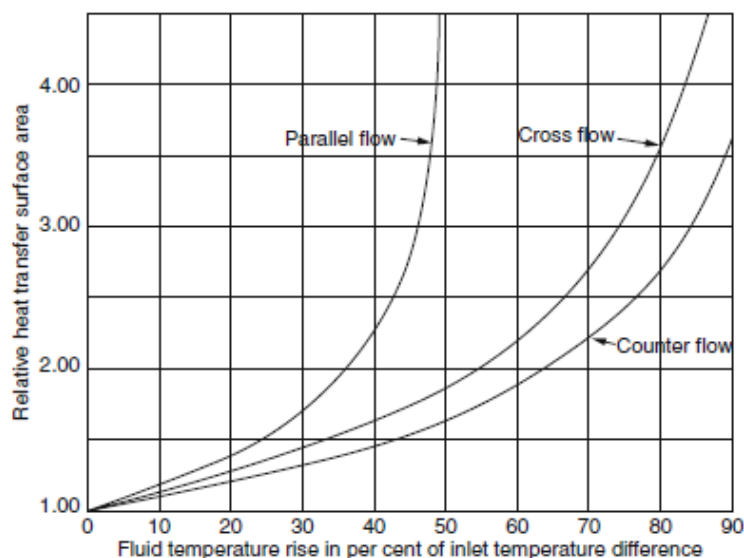


Figura 10 – Área de troca de calor em função do gradiente de temperatura (Zohuri, 2017).

4.1. Permutador carcaça-tubo

O modelo de carcaça-tubo, mostrado na figura 11, caracteriza-se, construtivamente, por um casco cilíndrico que, no seu interior, possui um feixe de tubos. O fenômeno da condensação pode ocorrer na parte interior (feixe tubular) ou na parte exterior (casco cilíndrico), dependendo da aplicação. É considerado uns dos modelos mais utilizados na indústria (HETSORINI, 1982).

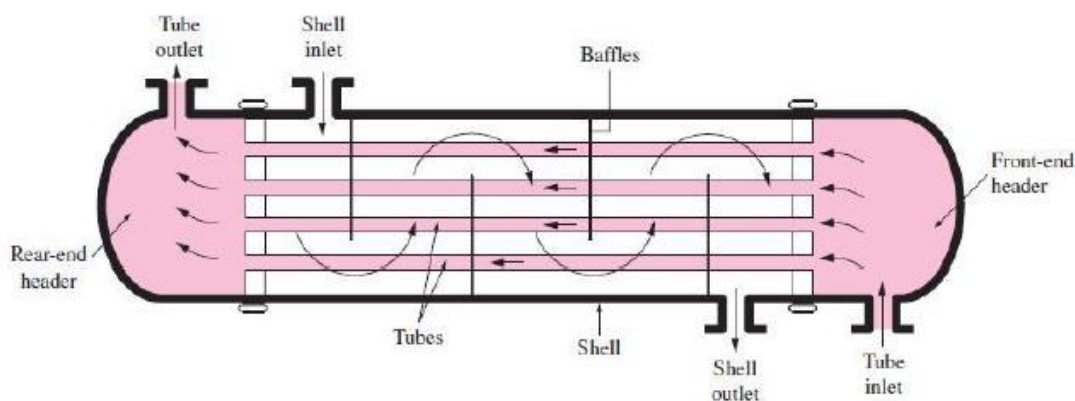


Figura 11 - Permutador casco e tubo (Çengel, 2004).

Podem ser projetados para diversas capacidades e condições operacionais, assim como, operação sob vácuo até altas pressões (acima de 100 MPa) e elevadas diferenças de temperatura, dos quais, limita-se apenas pelas propriedades dos materiais de construção (ROHSENOW, HARTNETT & CHO, 1998).

4.2. Permutador com tubo espiral

Permutadores de calor que utilizam serpentina (tubo espiral) consistem em um tubo conformado para formar uma espiral, que é instalado na parte interior de um casco, substituindo, desta forma, o feixe de tubos por uma serpentina.

O coeficiente de transferência de calor é maior se, comparado com o modelo de casco e tubo, contudo, é indicado para operar com fluidos isentos de partículas, visto que, a limpeza é dificultada pela geometria. O esquema deste modelo de permutador pode ser visto na figura 12 (KAKAC, LIU & PRAMUANJAROENKIJ, 2012).

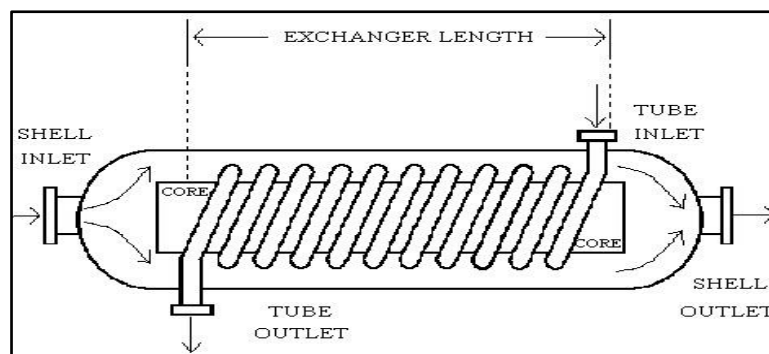


Figura 12 – Trocador com tubo espiral (Kakac, Liu e Pramuanjaroenkij, 2012).

4.3. Permutador de placas

O permutador de calor de placas que, também possui a variação para o uso de placas de pouca espessura (permutador de placas finas), consiste no arranjo, no interior de um casco, em que as placas podem ser lisas ou com alguma ondulação. O modelo de permutador de placas pode ser visto na figura 13 (ZOHURI, 2017).



Figura 13 - Trocador de calor de placas (Zohuri, 2017).

Este modelo é, geralmente, designado para pressão moderada e aplicações de baixa temperatura, devido à sua forma construtiva, sendo utilizado, por exemplo, em aplicações de criogenia. Normalmente os canais para escoamento dos fluidos são pequenos, o que pode acarretar a interrupção do fluxo por acúmulo de incrustações (HETSORINI, 1982).

4.4. Permutador de tubos concêntricos

Conforme Kakac, Liu e Pramuanjaroenkij (2012), permutadores de calor de tubos concêntricos são constituídos por dois tubos montados concêntricamente, com dimensões adequadas para direcionar o fluxo da seção de entrada para a saída do permutador. Visto isso, existem duas configurações possíveis para o escoamento neste modelo de permutador, paralelo e contra corrente.

Os perfis de temperaturas e o arranjo do permutador de tubos concêntricos para o escoamento paralelo e contra corrente, pode ser observado na figura 14.

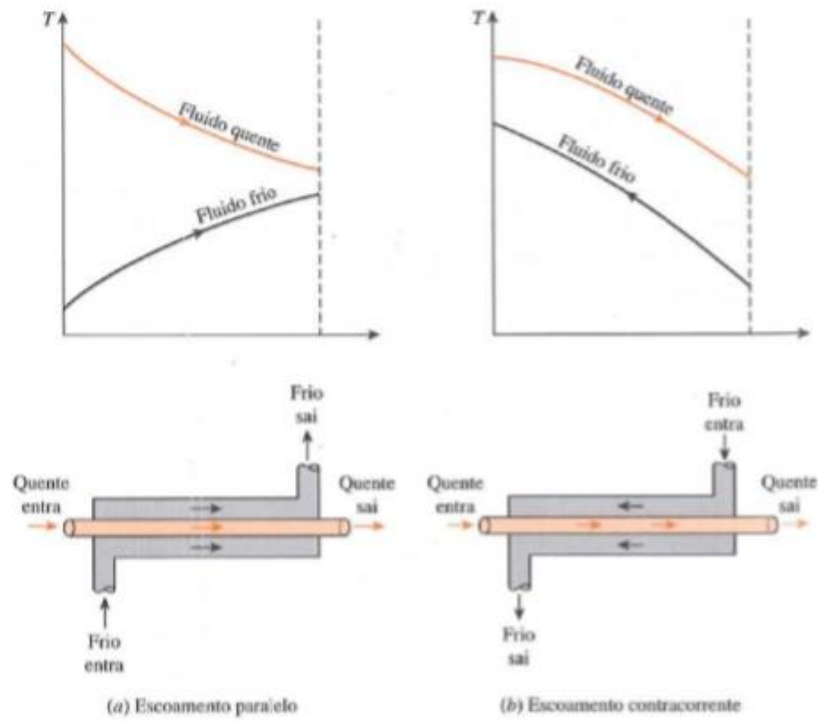


Figura 14 - Regimes de escoamento paralelo e contracorrente e seus perfis de temperatura associados (Çengel, 2004).

5. Correlações para coeficiente de transferência de calor

5.1. Correlação de Nusselt

O problema do cálculo da taxa de transferência de calor numa placa plana foi, primeiramente, resolvido por Nusselt em 1916. Em sua teoria da condensação, Nusselt avaliou o fenômeno em uma placa plana, mantida à temperatura constante, definido como fluido de trabalho vapor saturado no regime laminar. O autor define ainda que o escoamento é governado apenas por forças viscosas e gravitacionais (NUSSELT, 1916).

Sendo pioneiro nesta análise, Nusselt não leva em consideração duas situações presentes no escoamento. A primeira é a tensão de corte entre a fase vapor e a fase de condensado, assim como, a inércia e aceleração na camada de película de condensado. Vale ressaltar que, na teoria de Nusselt, a temperatura da película de condensado é assumida como a temperatura do vapor, devido ao equilíbrio na interface entre as fases de vapor e condensado (ROSE, 1998).

Então, a equação que define o coeficiente de transferência de calor médio para uma placa plana é dada por:

$$h'_{Nusselt} = 0,943 \left[\frac{k_{mat}^3 \rho_l (\rho_l - \rho_v) g \gamma}{\mu (T_v - T_w) L} \right]^{1/4} \quad (1)$$

Já, para a condensação em um tubo circular, o coeficiente é dado por:

$$h'_{Nusselt} = \left[\frac{k_{mat}^3 \rho_l (\rho_l - \rho_v) g \gamma}{4 \mu (T_v - T_w) d_i} \right]^{1/4} \quad (2)$$

5.2. Correlação de Othmer

Donald Othmer, em 1929 foi o precursor do estudo da transferência de calor no fenômeno da condensação na presença de gases não condensáveis. No estudo, conduzido de maneira experimental com uma pequena caldeira, foi investigada a condensação de vapor saturado escoando através de um tubo de cobre na posição horizontal, com água como fluido de arrefecimento (OTHMER, 1929).

Os resultados demonstraram que, quando a fração volumétrica de ar na caldeira sobe de 0 para 0,5 %, o coeficiente de transferência de calor na superfície do tubo de cobre, sofre uma queda de aproximadamente 50%. A figura 15 demonstra a queda do coeficiente de transferência de calor pela temperatura para diferentes frações

volumétricas de ar. Já, a figura 16 mostra o aparato instrumental utilizado por Othmer (HUANG, ZHANG & WANG, 2015).

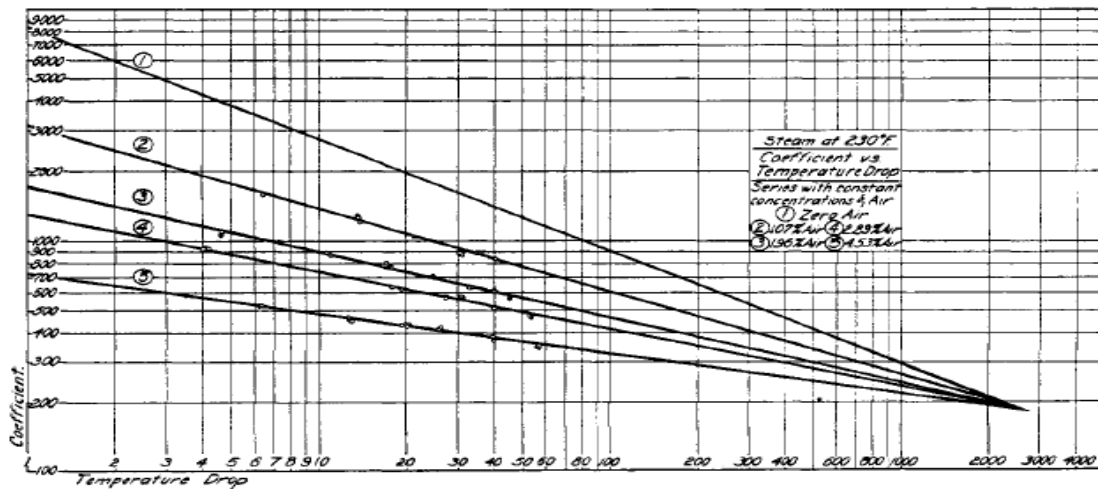


Figura 15 - Queda do coeficiente de transferência de calor na presença de gás não condensável (Othmer, 1929).

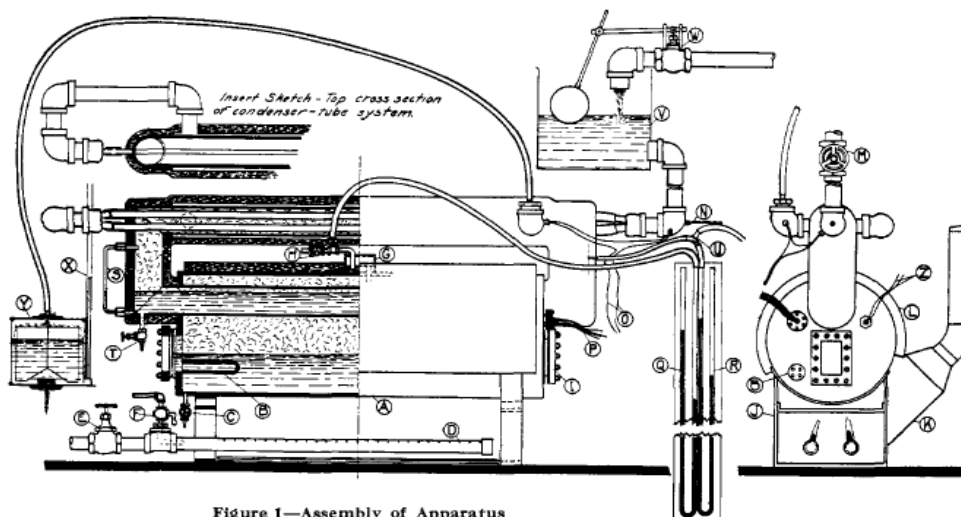


Figure 1—Assembly of Apparatus

A—Boiler body of 12-inch iron pipe
B—Electric heaters, 2 General Electric 2000-watt
C—Boiler drain valve
D—Gas heaters
E—Gas valve
F—Air valve
G—Water trap on manometer
H—Blow-off valve
I—Peep glass and hand hole packing plate
J—Iron stand for boiler
K—Hood and flue for hot gases
L—Asbestos insulation
M—Valve regulating cooling water

N—Thermometer for entering cooling water
O—Water-difference thermocouple wires
P—Tube thermocouple wires
Q—Boiler manometer
R—Evaporative space manometer
S—Water gage in evaporative space
T—Evaporative space drain valve
U—Exhaust tube for evaporative space
V—Constant-level tank
W—Float valve on city water line
X—Water orifice manometer tube
Y—Orifice chamber
Z—Standard steam thermocouple wires

Figura 16 - Aparato experimental (Othmer, 1929).

5.3. Correlação de Chato

Chato (1954) investigou a transferência de calor num tubo horizontal ou levemente inclinado, utilizando como fluido de trabalho vapor puro. No seu trabalho, determinou o coeficiente de transferência de calor global, por intermédio de uma solução analítica. A correlação determinada por Chato é uma variação da correlação de Nusselt, que apresenta um método para cálculo relacionados à condensação em todo o comprimento de tubos circulares horizontais.

Contudo, as hipóteses assumidas por Chato consideram que a transferência de calor na parte inferior do tubo é negligenciável, se comparado com a parte superior e que, a fração volumétrica de ar na condensação é invariável e insignificativa, ou seja, desconsiderando a presença de gases não condensáveis (CHATO ET AL., 1993).

Com base na correlação apresentada por Chato, diversos autores investigaram o fenômeno da condensação em tubos horizontais e inclinados. A correlação proposta por Chato pode ser vista na equação abaixo. A Tabela 3 refere-se aos fatores de correção, conforme o ângulo do condensador (AHSAN, 2011).

$$h'_{chato} = 0,725 \left[\frac{\rho_{H_2O}(\rho_{H_2O} - \rho_v)g \cos(\phi) k_{H_2O}^3}{\mu_{H_2O} d_i} \right]^{1/4} \left[\frac{h_{fg} + 0.68 c_{H_2O} (T_{sat} - T_w)}{(T_{sat} - T_w)} \right]^{1/4} \quad (3)$$

Tabela 3. Variação do fator $F(\phi)$ em função do ângulo do condensador (Ahsan, 2011).

ϕ	$F(\phi)$	ϕ	$F(\phi)$	ϕ	$F(\phi)$
0°	0.725	70°	0.517	130°	0.248
10°	0.712	80°	0.476	140°	0.199
20°	0.689	90°	0.433	150°	0.150
30°	0.661	100°	0.389	160°	0.100
40°	0.629	110°	0.343	170°	0.050
50°	0.594	120°	0.296	180°	0.000
60°	0.557				

5.4. Correlação de Sideman

Utilizando equipamentos semelhantes ao experimento de Othmer, Sidman (1977) avaliou a condensação de vapor de água na presença de ar como gás não condensável, contudo, em escoamentos no regime laminar. Com uma caldeira elétrica de

17 kw, Sideman promoveu a condensação num tubo horizontal com 38 milímetros de diâmetro e a fração molar de ar variando de 0,005 até 4% (SIDEMAN, 1977).

O autor mostra que devido à presença de ar, numa fração equivalente a 3%, o coeficiente de transferência de calor obteve um decréscimo de 65%. A figura 17 mostra a variação do coeficiente de transferência de calor em função da fração de ar. Já, a figura 18 mostra a montagem experimental utilizada pelo autor (SIDEMAN, 1977).

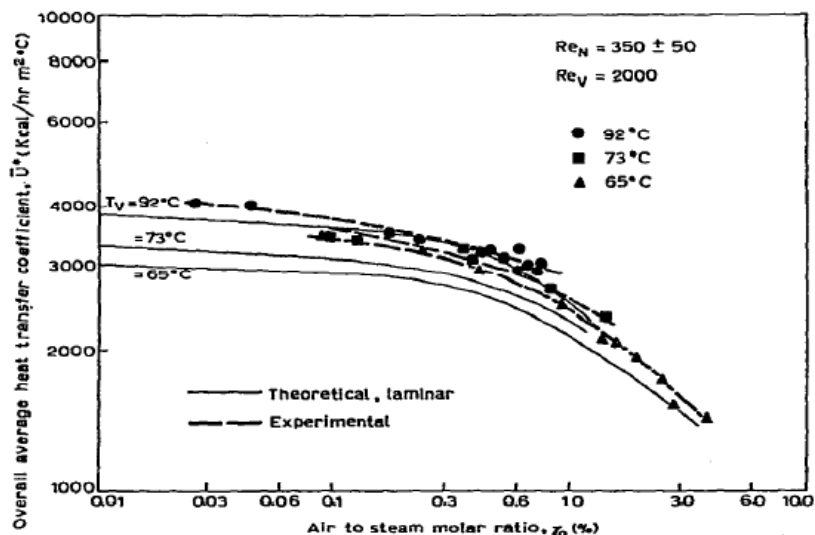


Figura 17 - Variação do coeficiente de transferência de calor em função da fração de ar (Sidman, 1977).

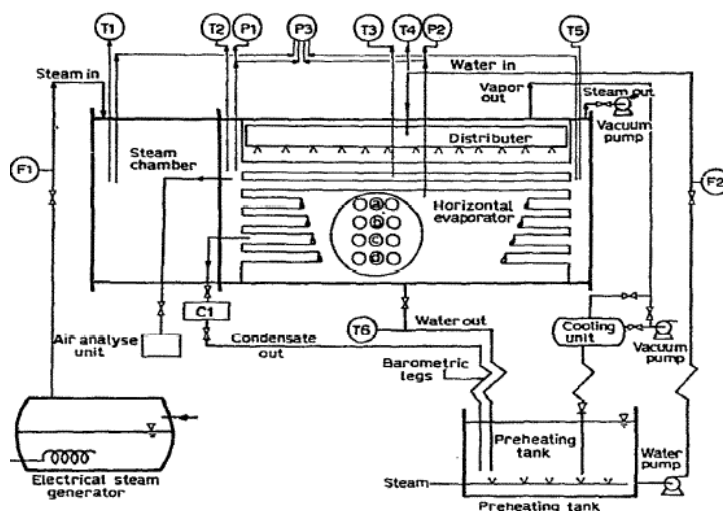


Figura 18 - Montagem experimental utilizada (Sidman, 1977).

5.5. Correlação de Lee & Kim

Por intermédio de um estudo experimental, Lee e Kim (2007) demonstraram a redução do coeficiente de transferência de calor na presença de gases não condensáveis, nomeadamente, nitrogênio, para a condensação de vapor saturado. O estudo foi realizado num tubo circular, com diâmetro e comprimento de 13 e 2000 milímetros, respectivamente, na posição vertical, para escoamento em regime turbulento. O esquema do montagem de laboratório utilizado, pode ser observado na figura 19.

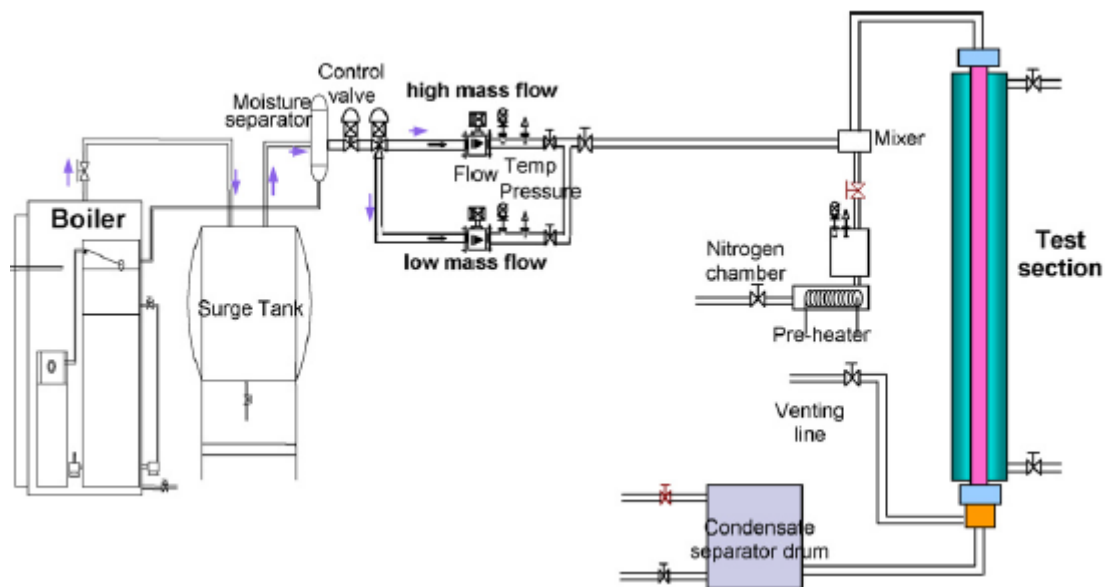


Figura 19 – Montagem laboratorial utilizado por Lee e Kim (Lee e Kim, 2007).

Lee e Kim (2007) propõe também uma correlação para o cálculo do coeficiente de transferência de calor, contudo, a correlação apresentada prevê um valor local para o coeficiente e não médio, como deve ser utilizado no presente trabalho. A correlação proposta, diferente das apresentadas anteriormente, leva em consideração a tensão de corte da fase vapor, na superfície do condensado.

A correlação apresentada por Lee e Kim (2007) pode ser observada na equação a seguir. O gráfico que demonstra a evolução do coeficiente de transferência de calor em função do comprimento do tubo e da fração de nitrogênio, pode ser visto na figura 20.

$$h'_{Lee\&Kim} = h'_{Nusselt} \tau_{mix}^{0,3124} (1 - 0,964 W_{nc}^{0,402}) \quad (4)$$

Onde:

$$\tau_{mix} = \frac{1/2 \rho_{mix} u_{mix}^2 f_{mix}}{g \rho_f L} \quad (5)$$

$$f_{mix} = 0,079 Re_{mix}^{-1/4} \text{ para } Re_{mix} > 2300;$$

Sendo a equação válida para o intervalo de $0,06 < \tau_{mix} > 46,65$ para a tensão de corte e $0,038 < W_{nc} > 0,814$ para a fração de gás não condensável.

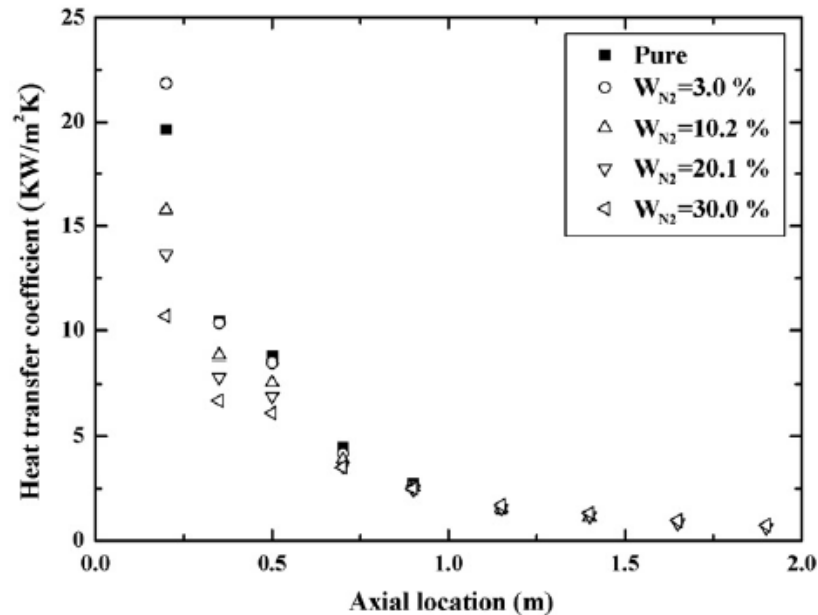


Figura 20 – Decréscimo do coeficiente de transferência de calor em função da fração de gás não condensável (Lee e Kim, 2007).

5.6. Correlação de Amimul Ahsan

Devido ao facto de ser comum o emprego de condensadores de forma horizontal, Ahsan (2009) propôs um estudo acerca do uso da correlação proposta por Lee e Kim (2007), originalmente para condensadores verticais.

Utilizando ar como gás não condensável, Ahsan (2009) avaliou o coeficiente de transferência de calor local para o sistema de forma a considerar dois fatores. O primeiro é o acúmulo de condensado no decorrer do comprimento do tubo. Já o segundo fator, é avaliar o coeficiente de transferência de calor levando em consideração a tensão de corte entre a fase vapor e condensado.

Conforme Ahsan (2009), na parte superior do tubo a película de condensado possui pouca espessura devido ao efeito da gravidade, visto isto, propõe a utilização da correlação apresentada por Chato (1954). Já, na parte inferior, a camada de condensado torna-se mais espessa no decorrer do eixo axial do condensador, aplicando então a

correlação proposta por Nusselt. Então, o termo definido por $h_{nusselt}$ na correlação proposta por Lee & Kim (2007) deve ser alterado para a correlação h_{chato} para cálculo na parte superior do tubo.

As correlações citadas possuem a seguinte forma:

$$h_{chato} = 0,725 \left[\frac{\rho_{H_2O}(\rho_{H_2O} - \rho_v) g \cos(\phi) k_{H_2O}^3}{\mu_{H_2O} d_i} \right]^{1/4} \left[\frac{h_{fg} + 0.68 c_{H_2O} (T_{sat} - T_w)}{(T_{sat} - T_w)} \right]^{1/4} \quad (6)$$

$$h_{Nusselt} = \left[\frac{k^3 \rho_f (\rho_f - \rho_v) \cos(\phi) g \gamma}{4 \mu (T_v - T_w) x} \right]^{1/4} \quad (7)$$

Para o caso de uma fração de 5,1 % de ar e pressão de 0,202 MPa, Ahsan (2009) demonstra, na figura 21, o comportamento da correlação proposta, em função da posição axial do escoamento, para as situações supra citadas.

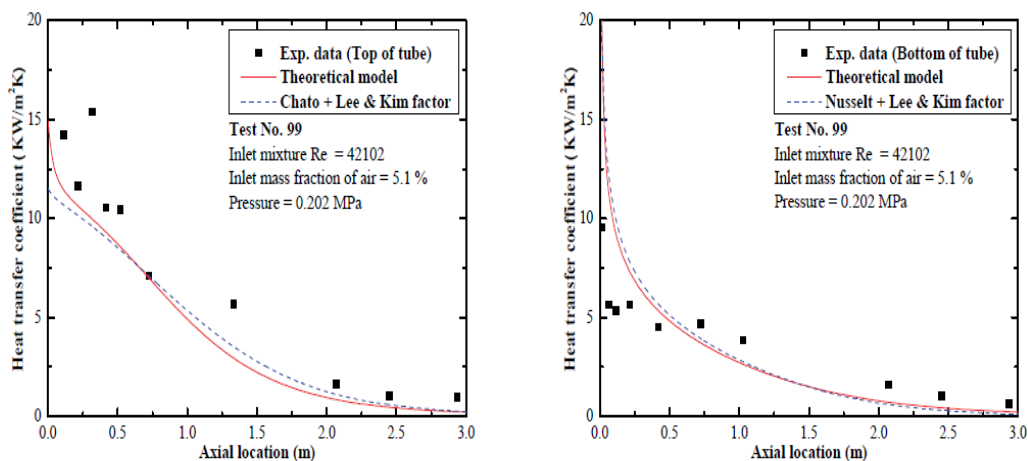


Figura 21 - Influência da fração de gás não condensável no coeficiente de transferência de calor (Ahsan, 2009).

5.7. Correlação de Caruso, Naviglio e Giannetti

Caruso, Naviglio e Giannetti (2012) investigaram o fenômeno da condensação para o vapor saturado, em um tubo horizontal, para escoamento turbulento com a presença de ar como gás não condensável.

Fora empregado água como fluido de arrefecimento, escoando na região anular do condensador com comprimento total de 1587 milímetros. Os autores também investigaram a influência da inclinação do condensador para 5,15,30 e 45°. O esquema do aparato utilizado na análise, pode ser observado na figura 22.

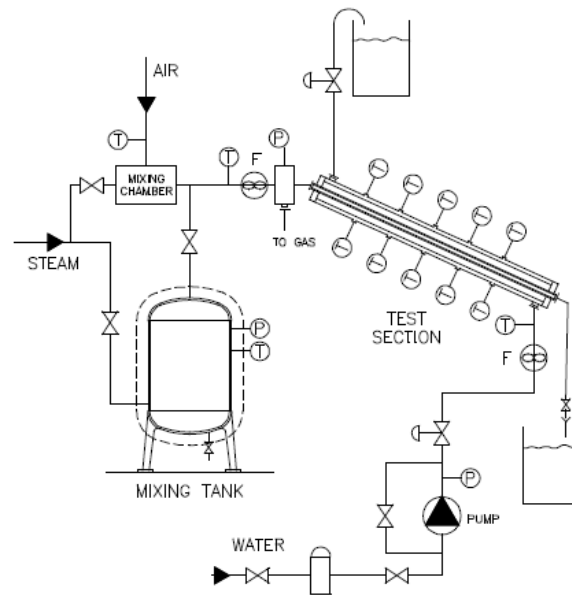


Figura 22 - Equipamentos utilizados no experimento (Caruso, Naviglio e Giannetti, 2012).

Para a condensação de apenas vapor saturado, Caruso, Naviglio e Giannetti (2012) propõem uma correlação para o número de Nusselt, baseado no modelo de Butterworth (1977), considerando o efeito da gravidade no sistema, da seguinte forma.

$$Nu_{caruso} = \left(1 - \frac{\phi}{\pi}\right) Nu_{superior} + \left(1 - \frac{\phi}{\pi}\right) Nu_{inferior} \quad (8)$$

Onde:

$Nu_{superior}$ é dado pela correlação proposta por Chato (1954).

$$Nu_{inferior} = 0.024 Re_f^{0.8} Pr_f^{0.45} \bar{\Psi}(\rho) \quad (9)$$

$$\bar{\Psi}(\rho) = 0.5 \left(1 + \left(\frac{\rho_f}{\rho_v}\right)^{0.5}\right) \quad (10)$$

O autor também investigou o fenômeno da condensação na presença gás não condensável. Para o caso do condensador na posição horizontal, a fração de gás variou de 1.8 a 46.9% enquanto a vazão mássica foi variada de 2.69 a 3.85 $kg \cdot m^{-2} s^{-1}$. Os valores utilizados na análise podem ser observados na Tabela 4:

Tabela 4. Valores utilizados na análise do fenômeno da condensação na presença gás não condensável, adaptado de Caruso, Naviglio e Giannetti, 2012.

Número de Testes	Inclinação	Concentração de gás (%)	Caudal mássico de vapor ($kg \cdot m^{-2} \cdot s$)
14	0°	1,8-46,9	2,69-3,85
10	5°	3,3-25,1	3,25-4,8
33	15°	1,5-71,5	1,61-4,47
8	30°	2,0-50,7	2,24-3,44
7	45°	1,7-25,1	2,46-3,4

A correlação que leva em consideração a fração de gás não condensável (w_{in}), que determina o coeficiente de transferência de calor médio, ou seja, para todo o comprimento do tubo como é buscado para o presente trabalho, é da seguinte forma:

$$\bar{h}_{caruso} = 209.3 \left(\frac{w_{in}}{1-w_{in}} \right)^{-0.725} \quad (11)$$

A evolução do coeficiente de transferência de calor, em função da fração de gás não condensável e a inclinação do condensador, pode ser visto na figura 23 abaixo.

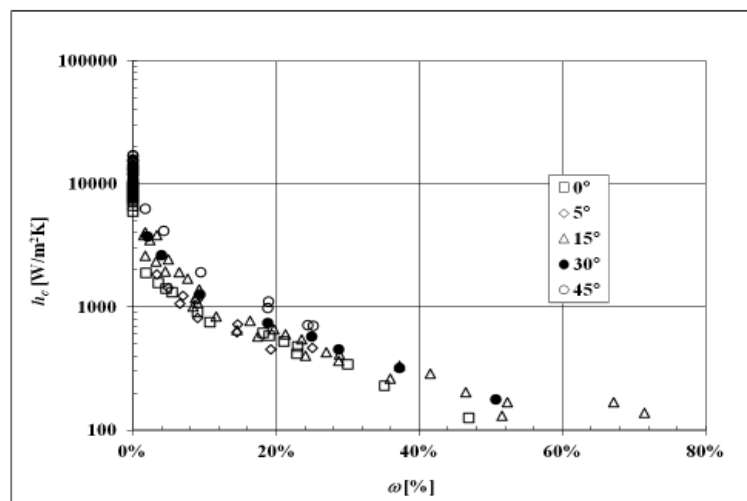


Figura 23 - Evolução do coeficiente de transferência de calor em função da fração de gás (Caruso, Naviglio e Giannetti, 2012).

6. Fenômeno da condensação

O equilíbrio termodinâmico entre diferentes fases, sendo este térmico, mecânico ou químico, caracteriza-se pela ausência de fluxo de matéria e energia. A formação de uma nova fase a partir da original, como no fenômeno da condensação é, portanto, impossível sob as condições de equilíbrio. As transformações de fase pressupõem, portanto, desvios do equilíbrio térmico, mecânico, químico ou material (STEPHAN, 1992).

Considerando um sistema em que a temperatura de superfície é inferior à temperatura de saturação do vapor, nota-se que não há equilíbrio prevalecente e o vapor é então liquefeito. Em seguida, forma-se uma camada de condensado que, como resultado de seu contato com a superfície da parede, é sub arrefecida, sendo este processo repetido para as camadas adjacentes de vapor.

A condensação dos vapores é, portanto, sempre associado a uma transferência de massa, durante a qual o vapor flui para a interface de fase e é convertido na fase líquida (STEPHAN, 1992).

Este processo pode ser explicado pelas várias etapas que o compõem, nas quais as resistências térmicas, que são conectadas em série, devem ser superadas. Inicialmente, como resultado do fluxo de vapor (transporte convectivo) e do movimento molecular (transporte de difusão), o vapor chega à interface de fase de condensação.

Na próxima etapa, o vapor na interface é condensado e, finalmente, a entalpia de condensação sendo liberada em a interface de fase é transportada, por condução e convecção, para a superfície resfriada. Assim, três resistências conectadas devem ser superadas: a resistência térmica na fase vapor, a resistência térmica durante a conversão vapor para líquido e a resistência térmica na fase líquida (STEPHAN, 1992).

6.1. Tipos de condensação

O fenômeno da condensação pode ocorrer de diferentes formas, divididas conforme sua natureza. Esta divisão pode ser observada na figura 24.

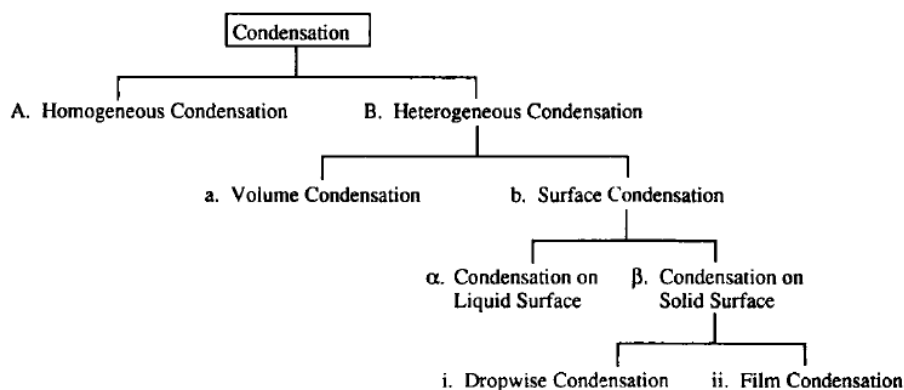


Figura 24 - Divisão das formas de condensação (Hartnett e Irvine, 1991).

No presente trabalho, a condensação irá ocorrer numa superfície sólida, sendo assim podendo ser pelo método película ou gota gota, sendo estes explicados abaixo.

6.1.1. Condensação de película

Na condensação de película (*film condensation*), o material condensado forma uma contínua camada sobre a superfície. Esta camada (película) escoia sob a superfície sob a influência de algumas forças, principalmente pela ação da gravidade.

No que se refere à resistência térmica neste método, o calor latente libertado na interface vapor-líquido é transferido através da camada de condensado e, em seguida, através da parede sólida, sendo, finalmente, removido por um líquido de arrefecimento, que, em muitos casos, flui do outro lado da superfície de condensação (HARTNETT & IRVINE, 1991).

Um estado estacionário é estabelecido quando a taxa de condensação é equilibrada com a taxa de fluxo do condensado. Como é óbvio na descrição acima, a taxa de transferência de calor por condensação de película é determinada pela espessura do filme condensado, que forma, na maioria dos casos, a maior porção da resistência térmica (HARTNETT & IRVINE, 1991).

6.1.2. Condensação gota a gota

A condensação gota a gota (*dropwise condensation*) ocorre quando o condensado líquido não forma alguma camada sob a superfície sólida. O condensado não se espalha, mas condensa sob a forma de gotas. O processo de condensação gota a gota consiste em uma combinação de vários processos aleatórios (HARTNETT & IRVINE, 1991).

Para facilitar a compreensão de como funciona um ciclo composto por quatro subprocessos, é apresentada a figura 25.

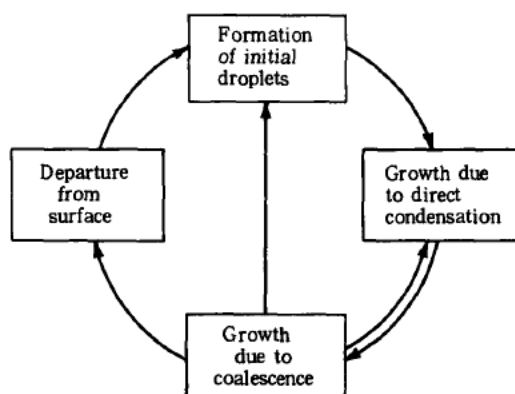


Figura 25 - Ciclo no método gota a gota (Hartnett e Irvine, 1991).

Depois que o vapor entrar em contato com uma superfície fria, a uma temperatura abaixo da temperatura de saturação, numerosas gotículas (gotículas iniciais) são formadas, como as distâncias entre as gotas vizinhas são muito pequenas, algumas destas gotas se fundem para formar gotas maiores pela ação da força de tensão superficial.

A cada coalescência, as gotas mudam de posição, deixando, assim, áreas abertas na superfície onde são geradas novas gotículas. Após isto, por ação da gravidade, estas gotas se depreendem da superfície, gerando espaços ainda maiores para a continuação do processo (HARTNETT & IRVINE, 1991).

A comparação entre a condensação pelo método da condensação de película e de gota a gota (*film condensation* e *dropwise condensation*) pode ser observado na figura 26.

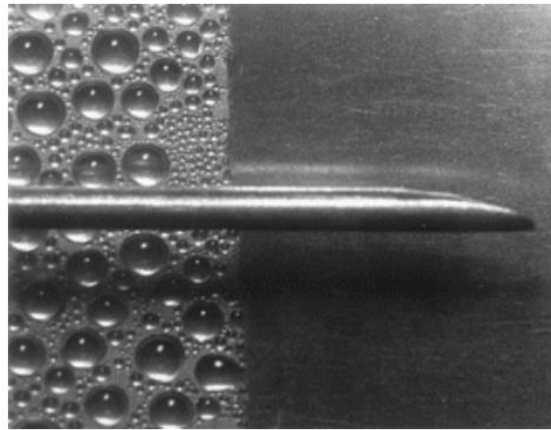


Figura 26 - Condensação de película e de gota a gota (Pandey, 2012).

6.2. Efeito dos gases não condensáveis

Um esquema de condensação de vapor na presença de um gás não condensável pode ser observado na figura 27. Considerando que a fase vapor é condensada na parede fria, um fluxo convectivo é gerado, o que transporta o vapor e o gás não condensável do centro do sistema para a interface das fases líquido/vapor na parede do tubo. O gás não condensável não é absorvido pela camada de condensado líquido e, portanto, cria na interface uma barreira à difusão (JENSEN, 1988).

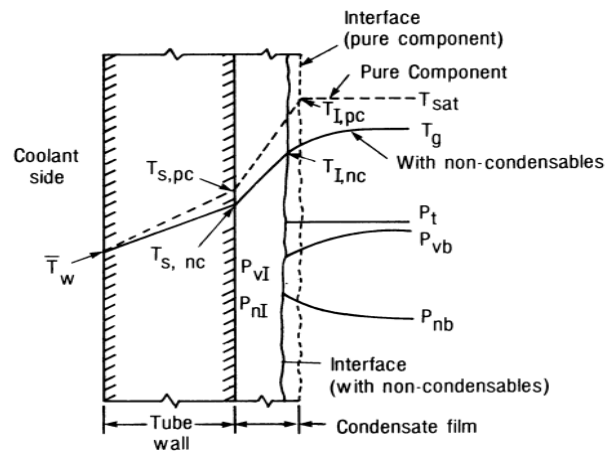


Figura 27 - Condensação de vapor na presença de um gás não condensável (Jensen, 1988).

A camada de gás não condensável na interface apresenta então uma resistência à transferência de calor e massa, causando uma redução na taxa de transferência de calor, comparada a um escoamento com vapor puro. A camada de gás afeta a taxa de transferência de calor de diferentes formas, como exemplo, para o vapor atingir a interface com a fase líquida, o vapor deve difundir através da camada de gás, sendo que quanto menor for este coeficiente de difusão, menor será a taxa de transferência de calor (JENSEN, 1988).

7. Materiais e métodos

7.1. Seleção do tipo de escoamento

Conforme supra citado, existem diversos modelos de permutadores de calor e no processo de seleção, devem ser considerados alguns fatores como pressão, dimensão, temperatura e manutenção que irão influenciar no desempenho.

No que se refere ao tipo de escoamento, o permutador de calor irá operar no modelo contra corrente. Este método, se comparado com o escoamento paralelo e cruzado, favorece a redução da área de troca de calor que, considerando tubos com os mesmos diâmetros, se reflete num menor comprimento do condensador para o mesmo gradiente de temperatura definido pelo projeto.

7.2. Seleção do modelo do permutador de calor

O permutador empregado no presente trabalho será de tubos concêntricos, considerando, principalmente, fatores econômicos. Os permutadores de calor de carcaça-tubo requerem uma quantidade considerável de espaço, estrutura de suporte, capital e custos de instalação. Para requisitos menores de área de superfície, o permutador de tubos concêntricos é mais econômico e mais fácil de construir.

O permutador de calor do tipo serpentina, mesmo sendo compacto, é indicado para operação com fluidos isentos de impurezas. O bio-óleo, por outro lado, não pode ser considerado como um fluido limpo. Como discutido, o carvão sólido também pode estar presente no óleo.

Comparado ao permutador de serpentina, um condensador de tubos concêntricos é facilmente lavável devido à sua forma geométrica simplificada. As mesmas restrições ao uso do permutador de serpentina estão presentes no permutador de placas: ambos são restritos ao uso de fluido limpo, visto que sua manutenção é dificultada por condições geométricas.

7.3. Seleção das correlações

O objetivo do presente trabalho é a aplicação de uma correlação do coeficiente de transferência de calor para o condensador com tubos cilíndricos. Contudo, a correlação

deve representar o perfil para todo o comprimento do tubo, ou seja, o coeficiente médio do sistema, levando em consideração a presença de gás não condensável.

Visto isso, será utilizado a correlação proposta por Caruso, Naviglio e Giannetti (2012), presente na equação apresentada na próxima secção. Ainda que, para efeito comparativo, será aplicado as correlações apresentadas por Chato (1954), que leva em consideração apenas a condensação de vapor saturado e por Caruso, Naviglio e Giannetti (2012) com base no modelo de Butterworth, que pondera a condensação de vapor saturado considerando o efeito gravitacional no acúmulo de condensado na parte inferior do tubo.

7.4. Cálculo das propriedades dos gases

Miskolczi, Ates e Borsodi (2012) investigaram o processo de pirólise em resíduos sólidos urbanos de uma planta de reciclagem na Hungria. Em seu trabalho, os autores identificaram os produtos do processo, bem como, a quantidade de cada elemento. Para o processo de pirólise, os gases principais assim como sua proporção, podem ser observados na Tabela 5. As tabelas completas no trabalho de Miskolczi, Ates e Borsodi (2012) podem ser observas no Anexo C.

Tabela 5. Percentagem dos gases, adaptado de Miskolczi, Ates e Borsodi, 2012.

<i>GASES</i>	<i>PORCENTAGEM (Y)</i>
<i>H₂</i>	0,97
<i>CO</i>	20,43
<i>CO₂</i>	41,52
<i>CH₄</i>	5,41
<i>C₂H₄</i>	4,87
<i>C₂H₆</i>	4,54
<i>C₃H₆</i>	4,64

O cálculo do calor específico a pressão constante (c_{pmix}) desta mistura, presente nos gases que saem do reator de pirólise foi executado por intermédio da multiplicação da percentagem de cada gás (Y_i) com seu próprio calor específico para temperatura de 100 °C, como pode ser visto na seguinte equação:

$$c_{pmix} = Y_{H_2}c_{H_2} + Y_{CO}c_{H_2} + Y_{CO_2}c_{CO_2} + Y_{CH_4}c_{CH_4} + Y_{C_2H_4}c_{C_2H_4} + Y_{C_2H_6}c_{C_2H_6} + Y_{C_3H_6}c_{C_3H_6}$$

Visto isto, a determinação do calor específico médio para mistura de gases presentes no processo de pirólise, depende somente da propriedade de cada gás para a temperatura de 100 °C. Estes valores são obtidos pelas tabelas disponibilizadas por Raznjevic (1976), e a propriedade dar-se-á da seguinte forma:

Tabela 6. Propriedade de cada gás para a temperatura de 100 °C, adaptado de Miskolczi, Ates e Borsodi, 2012.

<i>GASES</i>	<i>PERCENTAGEM (Y)</i>	<i>CALOR ESPECÍFICO (Cp)</i>
<i>H₂</i>	0,97	14,4482
<i>CO</i>	20,43	1,0446
<i>CO₂</i>	41,52	0,9136
<i>CH₄</i>	5,41	2,4484
<i>C₂H₄</i>	4,87	1,8267
<i>C₂H₆</i>	4,54	2,0674
<i>C₃H₆</i>	4,64	2,0168

O calor específico para a mistura considerada (c_{pmix}) será de 1,1417 kJ/kg.k. As tabelas de calor específico de acordo com a temperatura propostas por Raznjevic (1976) podem ser observadas nos anexos A e B.

7.5. Dimensionamento

Para condensar o bio-óleo e a água presentes no sistema, uma certa quantidade de calor deve ser retirada dos elementos voláteis. Ainda, para o cálculo da quantidade de calor requerida, a composição e propriedades dos voláteis deve ser conhecida.

Contudo, tais dados para um sistema específico, como o caso de resíduos sólidos urbanos, não estão disponíveis no início do projeto do condensador. Para tal, algumas hipóteses foram assumidas a fim de estimar a quantidade de calor que deve ser rejeitado. As propriedades do bio-óleo serão consideradas iguais à da água, conforme sustentado pela literatura (Brigwater, 2004).

Já, os gases gerados no processo, bem como suas percentagens, são considerados conforme explanado por Miskolczi, Ates e Borsodi (2012). Ainda, conforme Chan (2011)

os gases do processo saem do reator de pirólise superaquecido em 10°C e a pressão de operação do processo (vácuo), conforme Ju et al. (2018) será de 0,02 MPa.

7.6. Dados iniciais

Os dados de operação podem ser vistos na Tabela 7:

Tabela 7. Dados iniciais.

<i>Dados</i>	<i>Valor</i>	<i>Unidade</i>
<i>M</i>	10	Kg
<i>t</i>	3600	segundos
% <i>bio – óleo</i>	35	-
% <i>gás</i>	10	-
<i>T_{H2O,in}</i>	20	°C
<i>T_{mix,ex}</i>	50	°C
<i>T_{mix,in}</i>	70	°C
<i>P</i>	0,02	MPa
<i>V_{água}</i>	2,1	m ³ /h

7.7. Memorial de cálculo

As equações 12 e 13 foram utilizadas para resolver os caudais mássicos, de bio-óleo ($\dot{m}_{bio-óleo}$) e do gás do processo de pirólise ($\dot{m}_{gás}$). Este procedimento assume que, a composição percentual média do fluxo de bio-óleo e gás de pirólise para todo o processo permanece constante. Os caudais mássicos calculados nas equações 12 e 13 foram utilizados para estimar a quantidade de calor que deve ser rejeitada pelos voláteis:

$$\dot{m}_{bio-óleo} = \frac{(\% \text{ bio-óleo})M}{t} \quad (12)$$

$$\dot{m}_{gás} = \frac{(\% \text{ gás})M}{t} \quad (13)$$

Onde:

$\dot{m}_{bio-óleo}$ = Caudal mássica de bio-óleo

$\dot{m}_{gás}$ = Caudal mássica de gás

M = Massa inicial de resíduos

t = Tempo de Processo

A potência calorífica necessária para condensação dos voláteis ($\dot{Q}_{bio-óleo}$) pode ser determinada pela equação 14.

$$\dot{Q}_{bio-óleo} = \dot{m}_{bio-óleo} [(h_{vs} - h_{sat}) + h_{fg} + c_{p_{H_2O}} (T_{sat} - T_{mix,ex})] \quad (14)$$

Onde:

h_{vs} = Entalpia vapor superaquecido para Pressão 0,02MPa e 70°C

h_{sat} = Entalpia vapor saturado para Pressão 0,02MPa

h_{fg} = Entalpia Vaporização para Pressão 0,02MPa

$c_{p_{H_2O}}$ = Calor específico da água

T_{sat} = Temperatura de saturação para Pressão 0,02MPa

$T_{mix,ex}$ = Temperatura de saída do Condensador.

Para o cálculo das propriedades dos voláteis, sendo estes superaquecidos ou na saturação para a pressão indicada, foi utilizado o programa CATT¹ (*Computer-Aided Thermodynamic Tables*). O fluido utilizado é a água e as suas propriedades podem ser observadas na figura 28.

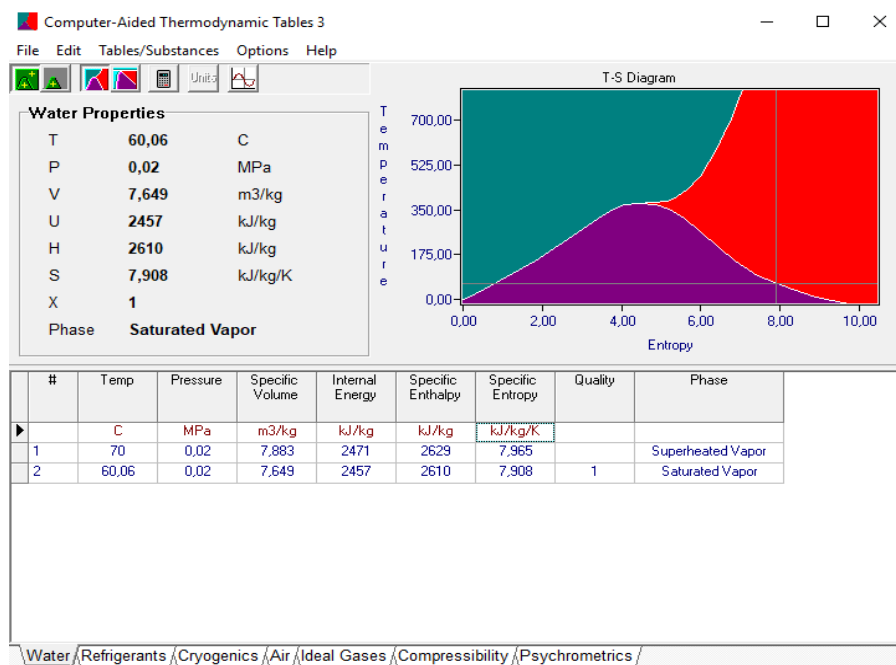


Figura 28 - Propriedades do fluido de trabalho.

¹ O aplicativo CATT (*Computer-Aided Thermodynamic Tables*), distribuído gratuitamente por Wylen *et al* (1995), fornece acesso a várias tabelas termodinâmicas. Este *software* pode ser utilizado para consulta de propriedades termodinâmicas que são apresentadas na forma de gráficos e planilhas que podem ser transferidas para o Excel.

Visto que os gases de pirólise são não condensáveis para as condições de operação, o calor rejeitado por estes ($\dot{Q}_{gás}$) é definido como:

$$\dot{Q}_{gás} = \sum \dot{m}_{gás} c_{pmix} (T_{mix,in} - T_{mix,ex}) \quad (15)$$

Onde:

c_{mix} = Calor específico da mistura para 100 °C

$T_{mix,in}$ = Temperatura de Entrada dos gases (70°C)

$T_{mix,ex}$ = Temperatura de Saída dos gases (50 °C)

O calor total rejeitado (\dot{Q}_{total}) é dado pela soma da fração de condensáveis e da fração de não condensáveis.

$$\dot{Q}_{total} = \dot{Q}_{bio-óleo} + \dot{Q}_{gás} \quad (16)$$

O coeficiente de transferência de calor para a parte externa do condensador (h'_{H2O}) é dado pela seguinte equação:

$$h'_{H2O} = \frac{N_u k_{H2O}}{D_H} \quad (17)$$

Onde:

h'_{H2O} = Coeficiente Transferência de calor para a água que escoar na região anular.

N_u = Número de Nusselt.

k_{H2O} = Condutividade térmica da água.

D_H = Diâmetro Hidráulico.

Para condições de regime turbulento, escoamento interno em dutos circulares, o número de Nusselt é dado por:

$$N_u = 0,023 (Re_{H2O})^{0,8} Pr_{H2O}^{0,4} \quad (18)$$

Onde:

Pr_{H2O} = Número de Prandtl para a água.

Re_{H_2O} = Número de Reynolds para a água.

Sendo o número de Reynolds para água (Re_{H_2O}) e para os vapores da pirólise (Re_v) dados pelas seguintes equações:

$$Re_{H_2O} = \frac{\rho_{H_2O} V_{an} D_H}{\mu_{H_2O}} \quad (19)$$

$$Re_v = \frac{4(\dot{m}_{bio-óleo} + \dot{m}_{gás})}{\pi d_{i,int} \mu_v} \quad (20)$$

Onde:

ρ_{H_2O} = Densidade da água

V_{an} = Velocidade da água na área anular

μ_{H_2O} = Viscosidade dinâmica da água.

$d_{i,int}$ = Diâmetro interno tubo interior.

μ_v = Viscosidade dinâmica dos vapores.

Pela equação da continuidade, a velocidade da água na área anular (V_{an}) é dada por:

$$V_{an} A_{an} = \dot{V}_{água} \quad (21)$$

Onde:

A_{an} = Área anular do condensador

$\dot{V}_{água}$ = Vazão volumétrica da bomba de água

Já, o diâmetro hidráulico (D_H) fora calculado pela seguinte equação:

$$D_H = \frac{d_{i,ext}^2 - d_{e,int}^2}{d_{e,int}} \quad (22)$$

Onde:

$d_{i,ext}$ = Diâmetro interno do tubo externo do condensador

$d_{e,int}$ = Diâmetro externo do tubo interno do condensador

Com base no calor total rejeitado pelos produtos da pirólise (\dot{Q}_{total}), aplicado o balanço de energia na fronteira do condensador, a temperatura de saída da água ($T_{H_2O,ex}$) pode ser determinada por:

$$T_{H_2O,ex} = \frac{\dot{Q}_{total}}{\rho_{H_2O} V_{an} c_{p_{H_2O}}} + T_{H_2O,in} \quad (23)$$

Onde:

\dot{Q}_{H_2O} = Vazão Volumétrica de água

Desta forma, a temperatura média logarítmica é calculada pela equação:

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{L_N \left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2} \right)} = \frac{(T_{mix,in} - T_{H_2O,ex}) - (T_{mix,ex} - T_{H_2O,in})}{L_N \left[\frac{(T_{mix,in} - T_{H_2O,ex})}{(T_{mix,ex} - T_{H_2O,in})} \right]} \quad (24)$$

Onde:

$T_{mix,in}$ = Temperatura da mistura na entrada do condensador

$T_{H_2O,ex}$ = Temperatura da água na saída do condensador

$T_{mix,ex}$ = Temperatura da mistura na saída do condensador

$T_{H_2O,in}$ = Temperatura da água na entrada do condensador.

Com base nas equações supra citadas, o comprimento do condensador (L) é definido por:

$$L_{cond} = \frac{\dot{Q}_{total}}{\pi \Delta T_{ml}} \left[\frac{1}{d_{i,int} h'_{mix}} + \frac{L_n \left(\frac{d_{e,int}}{d_{i,int}} \right)}{2k_{tubo}} + \frac{1}{d_{e,int} h'_{H_2O}} \right] \quad (25)$$

Onde:

L_{cond} = Comprimento do Condensador

$d_{i,int}$ = Diâmetro interno do tubo interior

$d_{e,int}$ = Diâmetro externo do tubo interior

k_{tubo} = Condutividade térmica do tubo

h'_{mix} = Coeficiente de transferência de calor interno do condensador

Vale ressaltar que o cálculo para h'_{mix} será desenvolvido de três maneiras distintas, considerando as equações de Caruso, Naviglio e Giannetti (2012), Chato (1954) e Caruso, Naviglio e Giannetti (2012) com base no modelo de Butterworth. Ainda, o perfil de temperaturas esperado pode ser observado na figura 29.

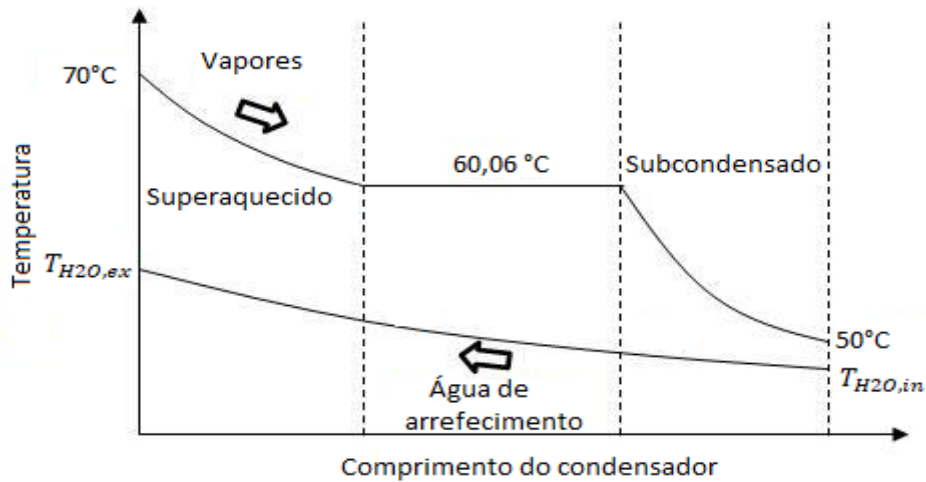


Figura 29 - Perfil de temperaturas do sistema.

7.8. Temperatura da parede interna do condensador (T_w)

Faz-se necessário para cálculo do coeficiente de transferência de calor, conforme a correlação proposta por Chato (1954), a temperatura da parede interna do condensador. Para isto, foi realizado um balanço de energia, levando em consideração as resistências térmicas do condensador. Para um estado de regime permanente, tem-se:

$$\frac{T_{mix,in} - T_w}{R_v} = \frac{T_w - T_e}{R_{tubo}} = \frac{T_e - T_{H2O}}{R_{H2O}} \quad (26)$$

Onde:

$$R_v = \frac{1}{\pi d_o L h'_{H2O}} \quad (27)$$

Ainda:

$$\frac{T_{mix,in} - T_w}{R_v} = \frac{T_w - T_e}{R_{tubo}} \quad (28)$$

$$T_w = 0,725 \left[\frac{\rho_{H_2O}(\rho_{H_2O} - \rho_v)g \cos(\theta)k_{H_2O}^3}{\mu_{H_2O}d_i} \right]^{1/4} \left[\frac{h_{fg} + 0.68c_{p_{H_2O}}(T_{sat} - T_w)}{(T_{sat} - T_w)} \right]^{1/4} \frac{(T_{mix,in} - T_w)d_i L_n(d_e/d_i)}{2k_t} + T_e$$

Considerando:

$$\frac{T_w - T_e}{R_{tubo}} = \frac{T_e - T_{H_2O}}{R_{H_2O}}$$

$$T_w = 0,725 \left[\frac{\rho_{H_2O}(\rho_{H_2O} - \rho_v)g \cos(\phi)k_{H_2O}^3}{\mu_{H_2O}d_i} \right]^{1/4} \left[\frac{h_{fg} + 0.68c_{p_{H_2O}}(T_{sat} - T_w)}{(T_{sat} - T_w)} \right]^{1/4} \frac{(T_{mix,in} - T_w)d_i L_n(d_{e,int}/d_i)}{2k_{tubo}} + \frac{d_o h'_{H_2O} T_{H_2O,in} + \frac{2k_{tubo} T_w}{L_n(d_{e,int}/d_i)}}{d_o h'_{H_2O} + \frac{2k_{tubo}}{L_n(d_{e,int}/d_i)}} \quad (29)$$

Para resolução da equação abaixo, aplicando as constantes disponíveis na tabela 8, fora utilizado o método da bissecção. O erro admissível (ε) foi estipulado em 1×10^{-3} , o limite superior e inferior são 60 e 20 °C, respectivamente. O número de iterações (n) pode ser calculado da seguinte maneira:

$$n = \frac{\text{LOG}(\text{Lim.sup} - \text{Lim.inf}) - \text{LOG}(\varepsilon)}{\text{LOG}(2)} \quad (30)$$

A temperatura da parede interna do condensador calculada é 55,48 °C. A tabela com os valores determinados pelo método encontra-se no anexo D.

Tabela 8. Propriedades constantes, adaptado de Çengel, 2004.

Propriedade	Valor	Unidade	Propriedade	Valor	Unidade
ρ_{H_2O}	983.2	kg/m ³	h_{fg}	2,258,00	J/kg
ρ_v	0.1302	kg/m ³	h'_{H_2O}	4826,00	W/m ² .K
μ_{H_2O}	$8,03 \times 10^{-4}$	kg/m.s	$T_{H_2O,in}$	20	°C
ϕ	0	°	T_{sat}	60,06	°C
k_{H_2O}	0.658	W/m.K	$T_{mix,in}$	70	°C
k_{tubo}	50,2	W/m.K	g	9.81	m/s ²
$c_{p_{H_2O}}$	4.181,00	J/Kg.K			

7.9. Equipamentos auxiliares

O sistema de condensação depende ainda de outros elementos para garantir seu correto funcionamento, bem como, os caudais definidos no âmbito do projeto. Os equipamentos que compõem o sistema de condensação são: bomba de vácuo, bomba de água, tanque armazenagem de bio-óleo, caixa de água e tubulação de alimentação e retorno de água do condensador.

A bomba de vácuo é um dispositivo utilizado para remover as moléculas de gás, promovendo dentro do reservatório um vácuo parcial. O cálculo do caudal da bomba de vácuo ($Q\dot{v}c$) pode ser realizado conforme a equação 31. Com isto, pode-se selecionar a bomba adequada para o caudal de voláteis produzidos pelo forno de pirólise.

$$Q\dot{v}c = \frac{V_{total}}{t} \times Ln \left(\frac{P1}{P2} \right) \quad (31)$$

Onde:

V_{total} = Soma dos volumes dos reservatórios do sistema. (Sendo estes principalmente o forno de pirólise, tubo interno do condensador e reservatório de bio-óleo)

t = Tempo de processamento (1 hora)

$P1$ = Pressão inicial do sistema (1013 mbar)

$P2$ = Pressão final desejada (Conforme Ju et al., 200 mbar)

A bomba de água foi selecionada conforme a disponibilidade na região de Bragança. Com isto, o modelo disponível proporciona um caudal de 2,1 m³/h e potência de 0,25 CV. A bomba selecionada é apropriada para trabalho com água limpa, como é o caso do sistema proposto, o que se reflete num menor custo para o projeto.

Cumprindo os mesmos requisitos, o reservatório foi selecionado conforme a disponibilidade na região, sendo este fabricado em aço carbono (S235JR) com capacidade para 22 litros.

Ainda, o reservatório de água foi dimensionado considerando o caudal da bomba de água, bem como, o volume da região anular do condensador e as tubulações de alimentação e retorno de água, com intuito de que, após o preenchimento dos volumes

citados, garante-se um nível adequado no reservatório de água. Assim, o volume do reservatório dimensionado foi de 18 litros.

Por fim, as tubulações de alimentação e retorno de água terão diâmetro nominal de 1/2", pois este valor irá garantir a velocidade projetada da água na região anular do condensador.

8. Resultados e discussões

Inicialmente, as constantes utilizadas no presente trabalho para solução das equações apresentadas no memorial de cálculo, que não estão disponíveis na tabela 8, podem ser observadas na tabela 9:

Tabela 9. Propriedades constantes (complemento).

Propriedade	Valor	Unidade	Propriedade	Valor	Unidade
h_{vs}	2629,00	kJ/kg	A_{an}	$5,42 \times 10^{-4}$	m ²
h_{sat}	2610,00	kJ/kg	\dot{V}_{H2O}	$5,83 \times 10^{-4}$	m ³ /s
Pr_{H2O}	2,88	-	T_w	55,48	°C
$d_{i,int}$	0,0284	m			
$d_{e,int}$	0,0334	m			
$d_{i,ext}$	0,0425	m			
μ_v	$4,72 \times 10^{-4}$	Pa.s			

Já, os cálculos desenvolvidos para solução das equações descritas no memorial de cálculo, podem ser observados na tabela 10.

Tabela 10. Cálculos desenvolvidos para solução das equações descritas no memorial de cálculo.

Propriedade	Valor	Unidade	Propriedade	Valor	Unidade
$\dot{m}_{bio-óleo}$	$9,72 \times 10^{-4}$	kg/s	Re_v	119,00	-
$\dot{m}_{gás}$	$2,78 \times 10^{-4}$	kg/s	Re_{H2O}	27.575,00	-
$\dot{Q}_{bio-óleo}$	2,35	kw	N_u	161,24	-
$\dot{Q}_{gás}$	$3,69 \times 10^{-3}$	kw	$T_{H2O,ex}$	20,96	°C
\dot{Q}_{total}	2,36	kw	ΔT_{ml}	38,74	°C
D_H	0,02	m			

Como citado anteriormente, foi desenvolvido o cálculo do coeficiente de transferência de calor interno (h'_{mix}) conforme os modelos de Caruso, Naviglio e Giannetti, Chato e Caruso, Naviglio e Giannetti com base no modelo de Butterworth. Os valores obtidos podem ser observados na tabela 11.

Tabela 11. Coeficientes de transferência de calor.

Modelo	h'_{mix}	Unidade
Caruso, Naviglio e Giannetti	519,06	W/m ² .K
Chato	2286,83	W/m ² .K
Caruso, Naviglio e Giannetti (Butterworth)	4085,15	W/m ² .K

Por fim, o comprimento do condensador de acordo com cada modelo utilizado no cálculo, pode ser observado na tabela 12.

Tabela 12. Comprimento do condensador.

Número	Modelo	Comprimento(L_{cond})	Unidade
1	Caruso, Naviglio e Giannetti	1,46	m
2	Chato	0,45	m
3	Caruso, Naviglio e Giannetti (Butterworth)	0,32	m

Conforme os resultados apresentados na tabela 11, verifica-se uma influência significativa da consideração da presença de gases não condensáveis no coeficiente de transferência de calor. A percentagem de redução e aumento no comprimento do condensador e no coeficiente de transferência de calor, respectivamente (comparado ao modelo número 1), pode ser observada na tabela 13.

Conforme as dimensões obtidas anteriormente, fez-se então a montagem do sistema de condensação, no software SolidWorks. O desenho do modelo do condensador inclui as conexões e válvulas necessárias para o acoplamento no forno de pirólise, como se pode observar nas figuras 30 e 31.

Ainda, observando os resultados presentes na tabela 13 verifica-se uma variação significativa do comprimento do condensador, conforme a equação utilizada para o

cálculo do coeficiente de transferência de calor, sendo que neste trabalho, tomou-se por base o comprimento calculado de 1,46 m. O comprimento efetivo do condensador será de 1,527 m.

Tabela 13. Comparativo para o modelo de Caruso, Naviglio e Giannetti.

Modelo	Redução em L_{cond}	Aumento em h'_{mix}
Caruso, Naviglio e Giannetti	-	-
Chato	69%	340%
Caruso, Naviglio e Giannetti (Butterworth)	78%	687%

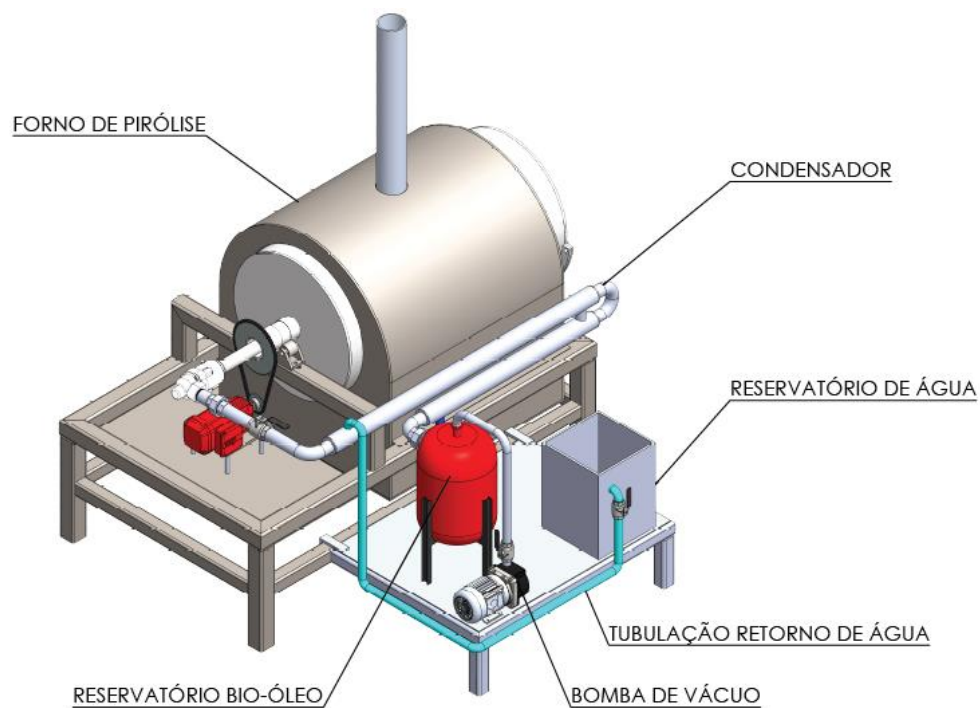


Figura 30 - Montagem 3D do sistema de pirólise.

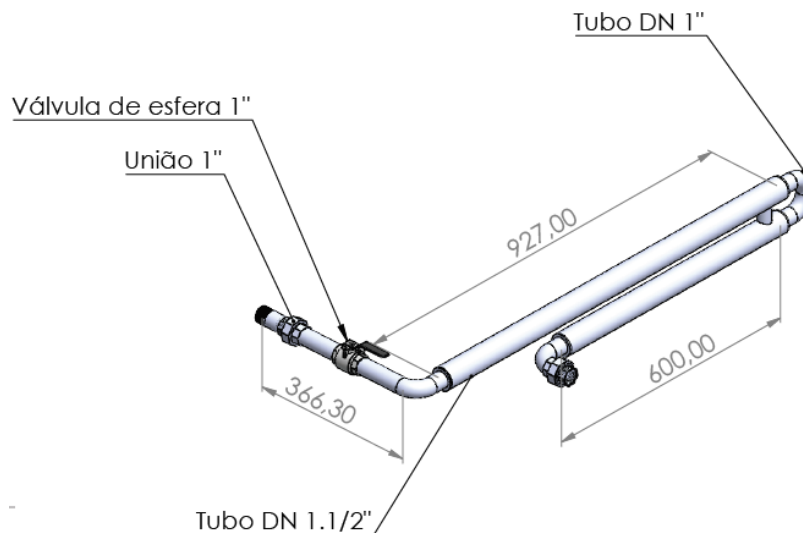


Figura 31- Montagem 3D do condensador com as respectivas conexões.

Projetou-se o condensador conforme o modelo de Caruso, Naviglio e Giannetti. Isto deve-se ao fato de apresentar um valor mais conservador, quando comparado com outros modelos apresentados, e por levar em consideração a presença dos gases não condensáveis.

Como esperado, o modelo de Caruso, Naviglio e Giannetti, com base no modelo de Butterworth, apresenta o maior valor para h'_{mix} que se reflete num menor comprimento do condensador. Isto deve-se ao facto de que o modelo considera o acúmulo de condensado na parte inferior do condensador, resultando numa parcela adicional de massa que realiza a transferência de calor com o fluido de arrefecimento.

Ainda, nota-se que o condensador proposto na figura 31, é composto por duas secções, tendo uma área que não ocorre troca de calor com o fluido de arrefecimento, sendo esta área caracterizada por uma curva de 180°. Este facto fez-se necessário para manter a proporcionalidade com o projeto da estrutura do forno de pirólise e facilitar a construção do condensador.

Não obstante, o condensador possui um acréscimo no comprimento em 4,6 % se comparado ao valor original de projeto de 1,46 metros.

A construção do protótipo ocorreu no laboratório de tecnologia mecânica (LTM) do IPB com o auxílio dos equipamentos disponíveis e os materiais necessários para construção foram adquiridos com recursos próprios.

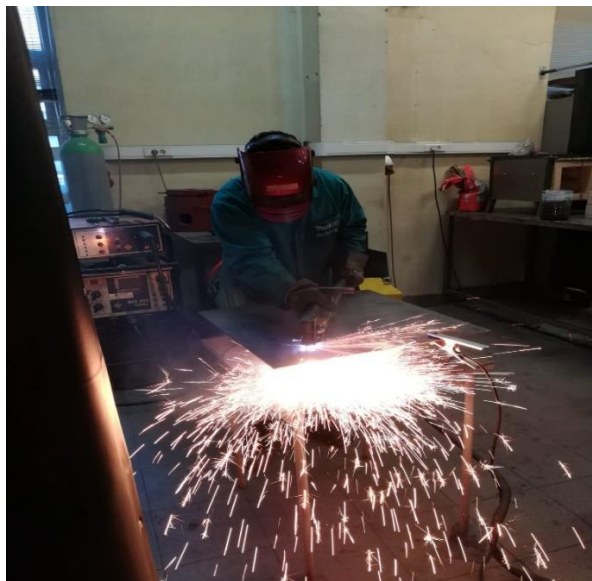


Figura 32 – Início da fabricação do protótipo no LTM.

O sistema, apresentado na figura 33 é composto de: (a); um cilindro rotativo para pirólise, (b); condensador, (c); reservatório de bio-óleo, (d); bomba de água, (e); reservatório de água, (f); bomba de vácuo.



Figura 33 – Composição do protótipo.

Foi possível a aquisição de dados para um teste, cuja matéria utilizada fora uma amostra de resíduos sólidos urbanos do aterro sanitário de Urjais, com um sensor de temperatura modelo MAX 6675 com capacidade de leitura da faixa de 0 a 1024°C. Foi utilizado um Arduino UNO R3 bem como um visor LCD para exibir os valores de temperatura.

Foi posicionado o sensor de temperatura na entrada e saída do condensador, por meio de suportes instalados no condensador para verificar a temperatura dos gases e do material condensado. A leitura da temperatura dos gases na entrada e saída do condensador, no teste efetuado, pode ser observada nas figuras 34 e 35, respectivamente.

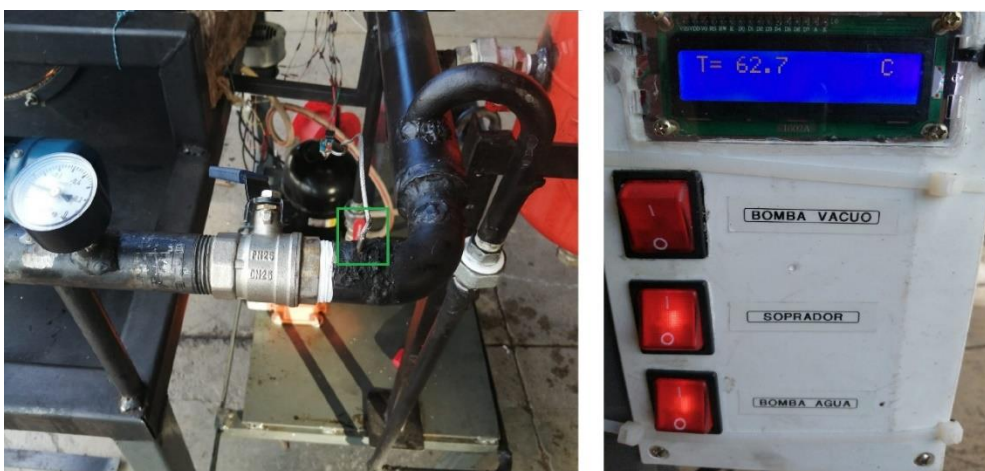


Figura 34 – Leitura da temperatura na entrada do condensador.



Figura 35 – Leitura da temperatura na saída do condensador.

Por fim, após o teste conduzido por 60 minutos, pode-se observar na figura 36 a amostra obtida do teste contendo o bio-óleo condensado (a) e a fração sólida ou biochar (b) da pirólise de resíduos sólidos urbanos.

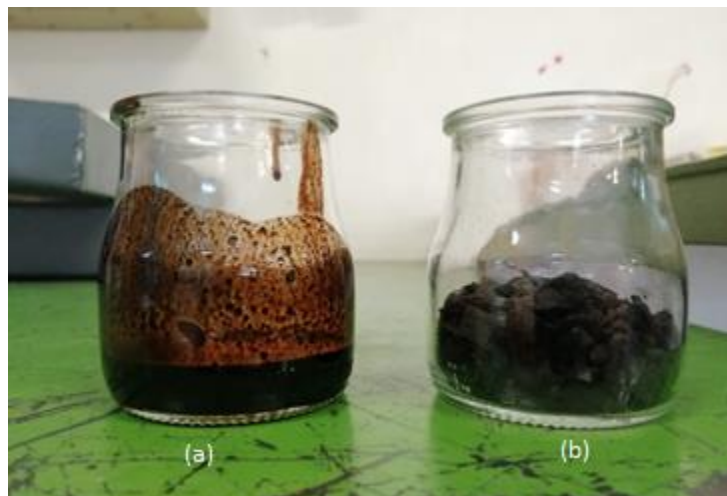


Figura 36 – Amostra do teste realizado com resíduos sólidos urbanos.

9. Conclusão e trabalhos futuros

Neste trabalho, projetou-se e construiu-se um sistema de condensação para um forno de pirólise de resíduos sólidos urbanos com capacidade de 10 kg sendo que este acarreta a produção de bio-óleo e biogás.

O condensador é do modelo de tubos concêntricos, no qual o tubo interior e exterior possuem diâmetro nominal de 1" e 1.1/2", respectivamente. O material selecionado foi o aço ao carbono S195T. Para seleção do tipo de condensador e o material a ser utilizado, levou-se em consideração fatores como facilidade de construção, manutenção, custos e disponibilidade na região de Bragança.

O dimensionamento do condensador foi realizado conforme os modelos de Caruso, Naviglio e Giannetti (2012), Chato (1954) e Caruso, Naviglio e Giannetti (2012), com base no modelo de Butterworth. Pode-se constatar que o modelo apresentado por Caruso, Naviglio e Giannetti é o mais conservador, por apresentar um menor valor para o coeficiente de transferência de calor. Este facto era esperado, devido a correlação levar em consideração a presença dos gases não condensáveis.

Pode-se observar também uma redução de 69% e 78% no comprimento do condensador, se comparado com os modelos de Chato (1954) e Caruso, Naviglio e Giannetti (2012), com base no modelo de Butterworth. Verifica-se assim a notória influência dos gases não condensáveis no fenômeno de condensação.

Para trabalhos futuros indica-se a possibilidade de realizar o seguinte:

- Fazer a análise dos gases provenientes do processo;
- Coletar dados de vazão de gases do processo para um redimensionamento do condensador conforme as propriedades adquiridas;
- Promover uma análise da eficiência do sistema;
- Avaliar a influência do ângulo do condensador na eficiência do sistema.

Referências bibliográficas

- Ahsan, A. (2011). *Evaporation, Condensation and Heat Transfer*. Rijeka: Intech.
- Ateş, F., Miskolczi, N., & Borsodi, N. (2013). Comparison of real waste (MSW and MPW) pyrolysis in batch reactor over different catalysts. Part I: Product yields, gas and pyrolysis oil properties. *Bioresource technology*, 133, 443-454. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852413001351>.
- Bridgewater, A. V. (2004). Biomass fast pyrolysis. *Thermal science*, 8(2), 21-50. Retrieved from <http://www.doiserbia.nb.rs/Article.aspx?ID=0354-98360402021B#.XrcBvmhKjIU>.
- Butterworth, D., & Hewitt, G. F. (1977). *Two-phase flow and heat transfer*. Oxford: Oxford University Press. Retrieved from <https://www.osti.gov/biblio/6331366>.
- Cai, W., & Liu, R. (2016). Performance of a commercial-scale biomass fast pyrolysis plant for bio-oil production. *Fuel*, 182, 677-686. Retrieved from <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.06.030>.
- Carcasona, E. (1995). *Study on characteristics of the developed biomass pyrolysis reactor* (Doctoral dissertation). The United Graduate School of Agricultural Sciences, Iwate University, Iwate, Japan. Retrieved from <https://ci.nii.ac.jp/naid/500000123693/?l=en>.
- Caruso, G., Giannetti, F., & Naviglio, A. (2012). Experimental investigation on pure steam and steam-air mixture condensation inside tubes. *Intn'l Journal of Heat and Technology*, 30, 77-84. Retrieved from https://www.researchgate.net/profile/Gianfranco_Caruso/publication/256669701_Experimental_investigation_on_pure_steam_and_steamair_mixture_condensation_inside_Tubes/links/562f9fd708ae8e1256876ce4/Experimental-investigation-on-pure-steam-and-steamair-mixture-condensation-inside-Tubes.pdf.
- Cengel, Y. A. (2004). *Heat & Mass Transfer* (2nd ed.). India: McGraw-Hill Companies Inc.
- Chan, R. J. L. (2011). *Development of a Condenser for the Developed Marine Florae Pyrolysis Reactor* (Dissertação de mestrado). Department of Mechanical Engineering, University of San Carlos, San Carlos, California, United States of America. Retrieved from <https://pt.scribd.com/document/69238647/Development-of-a-Condenser-for-Marine-Florae-Pyrolysis-Reactor>.
- Chang, S., Zhao, Z., Zheng, A., Li, X., Wang, X., Huang, Z., ... & Li, H. (2013). Effect of hydrothermal pretreatment on properties of bio-oil produced from fast pyrolysis of eucalyptus wood in a fluidized bed reactor. *Bioresource technology*, 138, 321-328. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852413005749?via%3Dihub>.
- Chato, J. C. (1954). *Laminar condensation inside horizontal and inclined tubes* (Doctoral dissertation). Massachusetts Institute of Technology, Cambridge, Massachusetts, United States of America. Retrieved from

https://scholar.google.com.br/scholar?cluster=2073138541358469714&hl=pt-PT&as_sdt=0,5.

- Chen, D., Yin, L., Wang, H., & He, P. (2014). Pyrolysis technologies for municipal solid waste: a review. *Waste management*, 34(12), 2466-2486. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0956053X14003596>.
- Choi, H. S., Choi, Y. S., & Park, H. C. (2012). Fast pyrolysis characteristics of lignocellulosic biomass with varying reaction conditions. *Renewable Energy*, 42, 131-135. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960148111005088>.
- Czajczyńska, D., Nannou, T., Anguilano, L., Krzyżyńska, R., Ghazal, H., Spencer, N., & Jouhara, H. (2017). Potentials of pyrolysis processes in the waste management sector. *Energy Procedia*, 123, 387-394. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1876610217328497>.
- Dobson, M. K., Chato, J. C., Hinde, D. K., & Wang, S. P. (1993). Experimental evaluation of internal condensation of refrigerants R-134a and R-12. *Air Conditioning and Refrigeration Center TR-38*, 1-23. Recuperado de <https://www.ideals.illinois.edu/handle/2142/9739>.
- Fraas, A. P. (1989). *Heat exchanger design*. John Wiley & Sons. Retrieved from https://books.google.com.br/books?hl=pt-PT&lr=&id=1A_Y55nz9EUC&oi=fnd&pg=PP17&dq=Heat+exchangers+design+fraas&ots=YYMEhgbCft&sig=h5bDa-nJVvUPkVexh4Pby4aiUV0#v=onepage&q=Heat%20exchangers%20design%20fraas&f=false
- Hartnett, J. P., Irvine, T. F. (1991). *Advances in Condensation Heat Transfer*. San Diego: Academic Press.
- Hetsroni, G. (1982). *Handbook of multiphase systems*. New York: McGraw-Hill.
- Hu, X., & Gholizadeh, M. (2019). Biomass pyrolysis: A review of the process development and challenges from initial researches up to the commercialisation stage. *Journal of Energy Chemistry*, 109-143. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S209549561830901X>.
- Huang, J., Zhang, J., & Wang, L. (2015). Review of vapor condensation heat and mass transfer in the presence of non-condensable gas. *Applied thermal engineering*, 89, 469-484. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S1359431115005943>.
- Jensen, M. K. (1988). Condensation with noncondensables and in multicomponent mixtures. In *Two-phase Flow Heat Exchangers* (pp. 293-324). Springer, Dordrecht. Retrieved from https://link.springer.com/chapter/10.1007/978-94-009-2790-2_8.
- Jeong, Y. W., Choi, S. K., Choi, Y. S., & Kim, S. J. (2014). Production of biocrude-oil from swine manure by fast pyrolysis and analysis of its characteristics. *Renewable Energy*, 79, 14-19. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S096014811400500X>.

- Ju, Y. M., Oh, K. C., Lee, K. Y., & Kim, D. H. (2018). Performance analysis of a vacuum pyrolysis system. *Journal of Biosystems Engineering*, 43(1), 14-20. Retrieved from <https://www.e-sciencecentral.org/upload/jbe/pdf/ksam-43-14.pdf>.
- Kakaç, S., Liu, H., & Pramuanjaroenkij, A. (2012). *Heat Exchangers: selection, rating, and thermal design*. CRC Press. Retrieved from <https://books.google.com.br/books?hl=pt-PT&lr=&id=sJXpvP6xLZsC&oi=fnd&pg=PP1&ots=MKn5YOtCaD&sig=7rjV2gH0VZY3hLMZJrJvCXAI4#v=onepage&q&f=false>.
- Lanzetta, M., Di Blasi, C., & Buonanno, F. (1997). An experimental investigation of heat-transfer limitations in the flash pyrolysis of cellulose. *Industrial & engineering chemistry research*, 36(3), 542-552. Retrieved from <https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie960551r>.
- Lee, K. Y., & Kim, M. H. (2008). Experimental and empirical study of steam condensation heat transfer with a noncondensable gas in a small-diameter vertical tube. *Nuclear Engineering and Design*, 238(1), 207-216. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0029549307004256>.
- Lee, K. Y., & Kim, M. H. (2008). Experimental and empirical study of steam condensation heat transfer with a noncondensable gas in a small-diameter vertical tube. *Nuclear Engineering and Design*, 238(1), 207-216. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0029549307004256>.
- Miskolczi, N., Ateş, F., & Borsodi, N. (2013). Comparison of real waste (MSW and MPW) pyrolysis in batch reactor over different catalysts. Part II: contaminants, char and pyrolysis oil properties. *Bioresource technology*, 144, 370-379. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960852413010389>.
- Nusselt, W. (1916). Die oberflächenkondensation des wasserdampfes. *VDI-Zs*, 60, 541.
- Onay, O., & Kockar, O. M. (2003). Slow, fast and flash pyrolysis of rapeseed. *Renewable energy*, 28(15), 2417-2433. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S096014810300137X>.
- Othmer, D. F. (1929). The condensation of steam. *Industrial & Engineering Chemistry*, 21(6), 576-583. Retrieved from <https://pubs.acs.org/doi/pdf/10.1021/ie50234a018>.
- Pandey, A. (2009). *Handbook of plant-based biofuels*. CRC press.
- Pandey, S. (2012). Dropwise and filmwise condensation. *International Journal of Scientific & Engineering Research*, 3(4), 1-5. Retrieved from <https://www.ijser.org/researchpaper/Dropwise-and-filmwise-condensation.pdf>.
- Papari, S., & Hawboldt, K. (2018). A review on condensing system for biomass pyrolysis process. *Fuel Processing Technology*, 180, 1-13. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0378382018310142>.
- Paradela, F. M. R. (2012). Estudo da pirólise de misturas de resíduos de plásticos, pneus e biomassa (Tese de doutorado). Curso de Engenharia Química e Bioquímica da Universidade Nova de Lisboa, Lisboa, Portugal. Recuperado de <https://run.unl.pt/handle/10362/9060>.

- Raznjevic, K. (1976). *Handbook of thermodynamic tables and charts*. New York: Hemisphere Publishing Corporation.
- Rohsenow, W. M., Hartnett, J. P., & Cho, Y. I. (1998). *Handbook of heat transfer* (Vol. 3). New York: McGraw-Hill.
- Rose, J. W. (1998). Condensation heat transfer fundamentals. *Chemical Engineering Research and Design*, 76(2), 143-152. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0263876298716314>.
- Serth, R. W., & Lestina, T. (2007). *Process heat transfer: Principles, applications and rules of thumb* (2a ed.). Texas: Htri.
- Shah, M. M. (2009). An improved and extended general correlation for heat transfer during condensation in plain tubes. *Hvac&R Research*, 15(5), 889-913. Retrieved from <https://www.tandfonline.com/doi/abs/10.1080/10789669.2009.10390871>.
- Sideman, S., Moalem, D., & Semiat, R. (1977). Performance improvement of horizontal evaporator-condenser desalination units. *Desalination*, 21(2), 221-233. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0011916400803197>.
- Steltenpohl, P., Husár, J., Šuhaj, P., & Haydary, J. (2019). Performance of Catalysts of Different Nature in Model Tar Component Decomposition. *Catalysts*, 9(11), 894. Retrieved from <https://www.mdpi.com/2073-4344/9/11/894>.
- Stephan, K. (1992). *Heat transfer in condensation and boiling*. New York, NY: Springer-Verlag.
- Van Wylen et al (1995), *Fundamentos da Termodinâmica Clássica - Tradução da 4ª Edição*, Editora Blucher, 1995.
- Williams, P. T. (2005). *Waste treatment and disposal* (2nd ed.). John Wiley & Sons.
- Yan, W., Shuting, Z., Yufeng, Z., Hui, X., Na, D., & Guanyi, C. (2005). Experimental studies on low-temperature pyrolysis of municipal household garbage—temperature influence on pyrolysis product distribution. *Renewable energy*, 30(7), 1133-1142. Retrieved from <https://www.sciencedirect.com/science/article/abs/pii/S0960148104003787>.
- Yeu, T. F. (1999). *Environmental chemistry: Chemical principles for environmental processes* (Vol. 4B). New Jersey: Prentice Hall.
- Zohuri, B. (2017). Heat Exchanger Types and Classifications. In *Compact Heat Exchangers* (pp. 19-56). Cham: Springer.

Anexo A - Propriedades dos gases da pirólise

Table 36-1 Thermodynamic Properties of Water at the Saturation Pressure

Temperature		Density	Coefficient of volumetric thermal expansion	Specific heat		Thermal conductivity		Thermal diffusivity	Absolute viscosity		Kinematic viscosity	Prandtl number
t	T	ρ	$\beta \times 10^4$	c_p		λ		$\alpha \times 10^6$	$\eta \times 10^6$		$\nu \times 10^4$	Pr
°C	°K	kg/m ³	1/K	kcal/kg K	kJ/kg K	kcal/hm K	W/m K	m ² /s	kps/m ²	Ns/m ²	m ² /s	
0	273.15	999.9	—	1.0093	4.226	0.480	0.558	0.131	182.9	1793.636	1.789	13.7
5	278.15	1000.0	—	1.0047	4.206	0.488	0.568	0.135	156.5	1534.741	1.535	11.4
10	283.15	999.7	0.95	1.0019	4.195	0.496	0.577	0.137	132.2	1296.439	1.300	9.5
15	288.15	999.1	—	1.0000	4.187	0.505	0.587	0.141	115.8	1135.610	1.146	8.1
20	293.15	998.2	2.1	0.9988	4.182	0.513	0.597	0.143	101.3	993.414	1.006	7.0
25	298.15	997.1	—	0.9980	4.178	0.521	0.606	0.146	89.8	880.637	0.884	6.1
30	303.15	995.7	3.0	0.9975	4.176	0.529	0.615	0.149	80.8	792.377	0.805	5.4
35	308.15	994.1	—	0.9973	4.175	0.537	0.624	0.150	73.4	719.808	0.725	4.8
40	313.15	992.2	3.9	0.9973	4.175	0.544	0.633	0.151	67.1	658.026	0.658	4.3
45	318.15	990.2	—	0.9975	4.176	0.550	0.640	0.155	61.7	606.070	0.611	3.9
50	323.15	988.1	4.6	0.9978	4.178	0.556	0.647	0.157	56.6	555.056	0.556	3.55
55	328.15	985.7	—	0.9982	4.179	0.561	0.652	0.158	52.0	509.946	0.517	3.27
60	333.15	983.2	5.3	0.9987	4.181	0.566	0.658	0.159	48.1	471.670	0.478	3.00
65	338.15	980.6	—	0.9993	4.184	0.570	0.663	0.161	44.4	435.415	0.444	2.76
70	343.15	977.8	5.8	1.0000	4.187	0.574	0.668	0.163	41.2	404.034	0.415	2.55
75	348.15	974.9	—	1.0008	4.190	0.577	0.671	0.164	38.4	376.575	0.366	2.23
80	353.15	971.8	6.3	1.0017	4.194	0.579	0.673	0.165	35.9	352.059	0.364	2.25
85	358.15	968.7	—	1.0026	4.198	0.581	0.676	0.166	33.5	328.523	0.339	2.04
90	363.15	965.3	7.0	1.0036	4.202	0.583	0.678	0.167	31.5	308.909	0.326	1.95
95	368.15	961.9	—	1.0046	4.206	0.585	0.680	0.168	29.8	292.238	0.310	1.84
100	373.15	958.4	7.5	1.0057	4.211	0.586	0.682	0.169	28.3	277.528	0.294	1.75
110	383.15	951.0	8.0	1.0090	4.224	0.588	0.684	0.170	26.0	254.973	0.268	1.57
120	393.15	943.5	8.5	1.0108	4.232	0.589	0.685	0.171	24.0	235.360	0.244	1.43
130	403.15	934.8	9.1	1.0150	4.250	0.590	0.686	0.172	21.6	211.824	0.226	1.32
140	413.15	926.3	9.7	1.0167	4.257	0.588	0.684	0.172	20.5	201.036	0.212	1.23
150	423.15	916.9	10.3	1.0200	4.270	0.588	0.684	0.173	18.9	185.346	0.201	1.17
160	433.15	907.6	10.8	1.0234	4.285	0.585	0.680	0.173	17.5	171.616	0.191	1.10
170	443.15	897.3	11.5	1.050	4.396	0.584	0.679	0.172	16.6	162.290	0.181	1.05
180	453.15	886.6	12.1	1.050	4.396	0.579	0.673	0.172	15.5	152.003	0.173	1.01
190	463.15	876.0	12.8	1.070	4.480	0.576	0.670	0.171	14.8	145.138	0.166	0.97
200	473.15	862.8	13.5	1.075	4.501	0.572	0.665	0.170	14.2	139.254	0.160	0.95
210	483.15	852.8	14.3	1.09	4.560	0.563	0.655	0.168	13.4	131.409	0.154	0.92
220	493.15	837.0	15.2	1.10	4.605	0.561	0.652	0.167	12.7	124.544	0.149	0.90
230	503.15	827.3	16.2	1.12	4.690	0.548	0.637	0.164	12.2	119.641	0.145	0.88
240	513.15	809.0	17.2	1.13	4.731	0.545	0.634	0.162	11.6	113.757	0.141	0.86
250	523.15	799.2	18.6	1.16	4.857	0.531	0.618	0.160	11.2	109.834	0.137	0.86
260	533.15	779.0	20.0	1.19	4.982	0.527	0.613	0.156	10.7	104.931	0.135	0.86
270	543.15	767.9	21.7	1.20	5.030	0.507	0.590	0.152	10.4	101.989	0.133	0.87
280	553.15	750.0	23.8	1.25	5.234	0.506	0.588	0.147	10.0	98.067	0.131	0.89
290	563.15	732.3	26.5	1.30	5.445	0.480	0.558	0.140	9.6	94.144	0.129	0.92
300	573.15	712.5	29.5	1.36	5.694	0.485	0.564	0.132	9.4	92.182	0.128	0.98
310	583.15	690.6	33.5	1.47	6.155	0.446	0.519	0.122	9.0	88.260	0.128	1.05
320	593.15	667.1	38.0	1.58	6.610	0.425	0.494	0.112	8.7	85.318	0.128	1.13
325	598.15	650.0	—	1.60	6.699	0.405	0.471	0.108	8.5	83.357	0.127	1.18
330	603.15	640.2	42.5	1.73	7.245	0.402	0.468	0.101	8.3	81.395	0.127	1.25
340	613.15	609.4	47.5	1.95	8.160	0.376	0.437	0.088	7.9	77.473	0.127	1.45
350	623.15	572.0	—	2.22	9.295	0.344	0.400	0.076	7.4	72.569	0.127	1.67
360	633.15	524.0	—	2.35	9.850	0.306	0.356	0.067	6.8	66.685	0.127	1.91
370	643.15	448.0	—	2.79	11.690	0.252	0.293	0.058	5.8	56.879	0.127	2.18

1 at = 1 kp/cm² = 98066.5 N/m² = 9.80665 N/cm² = 0.980665 bar1 kcal = 4.1868 kJ
1 kcal/h = 1.163 W

Fonte: Raznjovic, 1976.

Anexo B – Propriedades dos gases da pirólise (segunda parte)

Table 39-2 Properties of Saturated Steam (H₂O) at a Given Temperature (Gravitational Metric System) (Continued)

Temperature		Pressure	Specific volume		Density		Specific enthalpy		Heat of vaporization	Specific entropy	
Liquid	Vapor		Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor		Liquid	Vapor
<i>t</i>	<i>T</i>	<i>p</i>	<i>v'</i>	<i>v''</i>	ρ'	ρ''	<i>i'</i>	<i>i''</i>	<i>r = i'' - i'</i>	<i>s'</i>	<i>s''</i>
°C	K	kp/cm ²	m ³ /kg	m ³ /kg	kg/m ³	kg/m ³	kcal/kg	kcal/kg	kcal/kg	kcal/kgK	kcal/kgK
55	328.15	0.16050	0.0010145	9.578	985.71	0.1044	54.98	621.1	566.1	0.1834	1.9084
56	329.15	0.16835	0.0010150	9.158	985.22	0.1092	55.98	621.5	565.5	0.1864	1.9045
57	330.15	0.17653	0.0010155	8.757	984.74	0.1142	56.98	622.0	565.0	0.1895	1.9005
58	331.15	0.18504	0.0010160	8.380	984.25	0.1193	57.98	622.4	564.4	0.1925	1.8966
59	332.15	0.19390	0.0010166	8.020	983.67	0.1247	58.98	622.8	563.8	0.1955	1.8928
60	333.15	0.2031	0.0010171	7.678	983.19	0.1302	59.98	623.2	563.2	0.1985	1.8889
61	334.15	0.2127	0.0010177	7.353	982.61	0.1360	60.98	623.6	562.6	0.2015	1.8851
62	335.15	0.2227	0.0010182	7.043	982.13	0.1420	61.98	624.0	562.0	0.2045	1.8813
63	336.15	0.2330	0.0010188	6.749	981.55	0.1482	62.98	624.4	561.4	0.2075	1.8775
64	337.15	0.2438	0.0010193	6.468	981.07	0.1546	63.98	624.8	560.8	0.2104	1.8738
65	338.15	0.2550	0.0010199	6.201	980.49	0.1613	64.98	625.2	560.2	0.2134	1.8701
66	339.15	0.2666	0.0010205	5.947	979.91	0.1681	65.98	625.6	559.6	0.2163	1.8665
67	340.15	0.2787	0.0010210	5.705	979.43	0.1753	66.98	626.1	559.1	0.2193	1.8628
68	341.15	0.2912	0.0010216	5.475	978.86	0.1826	67.98	626.5	558.5	0.2222	1.8592
69	342.15	0.3043	0.0010222	5.255	978.28	0.1903	68.98	626.9	557.9	0.2252	1.8557
70	343.15	0.3178	0.0010228	5.045	977.71	0.1982	69.98	627.3	557.3	0.2281	1.8521
71	344.15	0.3318	0.0010234	4.846	977.14	0.2064	70.98	627.7	556.7	0.2310	1.8485
72	345.15	0.3463	0.0010240	4.655	976.56	0.2148	71.99	628.1	556.1	0.2340	1.8450
73	346.15	0.3613	0.0010246	4.473	975.99	0.2236	72.99	628.5	555.5	0.2369	1.8416
74	347.15	0.3769	0.0010252	4.299	975.42	0.2326	73.99	628.9	554.9	0.2397	1.8381
75	348.15	0.3931	0.0010258	4.133	974.85	0.2420	74.99	629.3	554.3	0.2426	1.8347
76	349.15	0.4098	0.0010264	3.975	974.28	0.2516	75.99	629.7	553.7	0.2454	1.8313
77	350.15	0.4272	0.0010270	3.824	973.71	0.2615	76.99	630.1	553.1	0.2483	1.8280
78	351.15	0.4451	0.0010277	3.679	973.05	0.2718	78.00	630.5	552.5	0.2512	1.8246
79	352.15	0.4637	0.0010283	3.540	972.48	0.2825	79.00	630.9	551.9	0.2540	1.8213
80	353.15	0.4829	0.0010290	3.408	971.82	0.2934	80.00	631.3	551.3	0.2568	1.8180
81	354.15	0.5028	0.0010297	3.282	971.16	0.3047	81.00	631.7	550.7	0.2597	1.8147
82	355.15	0.5234	0.0010304	3.161	970.50	0.3164	82.01	632.1	550.1	0.2625	1.8115
83	356.15	0.5447	0.0010310	3.045	969.93	0.3284	83.01	632.5	549.5	0.2653	1.8082
84	357.15	0.5667	0.0010317	2.934	969.27	0.3408	84.01	632.9	548.9	0.2681	1.8050
85	358.15	0.5894	0.0010324	2.828	968.62	0.3536	85.02	633.3	548.3	0.2709	1.8018
86	359.15	0.6129	0.0010331	2.727	967.96	0.3667	86.02	633.7	547.7	0.2737	1.7986
87	360.15	0.6372	0.0010338	2.629	967.31	0.3804	87.03	634.1	547.1	0.2765	1.7955
88	361.15	0.6623	0.0010345	2.536	966.65	0.3943	88.03	634.4	546.4	0.2792	1.7923
89	362.15	0.6882	0.0010352	2.447	966.00	0.4087	89.03	634.8	545.8	0.2820	1.7893
90	363.15	0.7149	0.0010359	2.361	965.34	0.4235	90.04	635.2	545.2	0.2848	1.7862
91	364.15	0.7424	0.0010366	2.279	964.69	0.4388	91.04	635.6	544.6	0.2876	1.7832
92	365.15	0.7710	0.0010373	2.200	964.04	0.4545	92.05	635.9	543.9	0.2903	1.7802
93	366.15	0.8004	0.0010381	2.124	963.30	0.4708	93.05	636.3	543.3	0.2931	1.7772
94	367.15	0.8307	0.0010388	2.052	962.65	0.4873	94.06	636.8	542.7	0.2959	1.7742
95	368.15	0.8619	0.0010396	1.982	961.91	0.5045	95.07	637.2	542.1	0.2986	1.7712
96	369.15	0.8942	0.0010404	1.915	961.17	0.5222	96.07	637.6	541.5	0.3013	1.7682
97	370.15	0.9274	0.0010412	1.851	960.43	0.5402	97.08	638.0	540.9	0.3041	1.7652
98	371.15	0.9616	0.0010420	1.789	959.69	0.5590	98.09	638.4	540.3	0.3067	1.7623
99	372.15	0.9971	0.0010427	1.730	959.05	0.5780	99.10	638.7	539.6	0.3095	1.7595
100	373.15	1.0332	0.0010435	1.673	958.31	0.5977	100.10	639.1	539.0	0.3122	1.7566
101	374.15	1.0707	0.0010443	1.618	957.58	0.6181	101.11	639.5	538.4	0.3149	1.7538
102	375.15	1.1092	0.0010450	1.566	956.94	0.6386	102.11	639.8	537.7	0.3176	1.7510
103	376.15	1.1489	0.0010458	1.515	956.21	0.6601	103.12	640.2	537.1	0.3203	1.7482
104	377.15	1.1898	0.0010466	1.466	955.47	0.6821	104.13	640.5	536.4	0.3229	1.7454
105	378.15	1.2318	0.0010474	1.419	954.75	0.7047	105.14	640.9	535.8	0.3256	1.7426
106	379.15	1.2751	0.0010482	1.374	954.02	0.7278	106.15	641.3	535.2	0.3283	1.7398
107	380.15	1.3196	0.0010490	1.331	953.29	0.7513	107.16	641.7	534.5	0.3309	1.7370
108	381.15	1.3654	0.0010498	1.289	952.56	0.7758	108.17	642.1	533.9	0.3335	1.7343
109	382.15	1.4125	0.0010507	1.249	951.75	0.8006	109.18	642.4	533.2	0.3362	1.7316

Fonte: Raznjevic, 1976.

Anexo C – Elementos presentes nos gases da pirólise

Gas composition (in %) and heating values (in MJ/kg) obtained from MSW and MPW pyrolysis.

		Thermal pyrolysis without catalyst			Thermo-catalytic pyrolysis in the presence of catalyst at 500 °C						
		500 °C	550 °C	600 °C	Y-zeolite	β-zeolite	FCC	MoO ₃	Ni-Mo	HZSM-5	Al(OH) ₃
MSW pyrolysis	H ₂ (%)	0.97	1.21	1.42	1.28	1.57	1.18	6.53	2.73	0.98	1.00
	CO (%)	20.43	17.64	15.14	14.89	16.11	17.55	16.15	16.48	16.85	20.41
	CO ₂ (%)	41.52	42.71	39.63	43.72	42.05	42.41	44.48	43.89	42.76	42.59
	CH ₄ (%)	5.41	5.76	7.03	7.34	6.69	6.57	4.65	5.24	6.17	4.98
	C ₂ H ₄ (%)	4.87	5.01	6.05	4.47	4.71	4.63	4.98	5.35	5.11	4.54
	C ₂ H ₆ (%)	4.54	4.74	7.21	5.85	5.13	5.27	5.07	5.57	5.00	4.43
	C ₃ H ₆ (%)	4.64	4.76	4.69	4.26	4.08	3.66	4.20	4.04	3.91	4.98
	C ₃ H ₈ (%)	4.11	5.04	5.56	3.30	3.35	3.55	3.43	3.60	3.26	4.98
	C ₄ H ₈ (%)	3.68	4.56	4.49	2.23	1.99	2.15	1.99	1.86	1.46	3.77
	C ₄ H ₁₀ (%)	3.89	3.91	4.57	2.02	2.30	2.69	2.77	2.62	1.46	4.54
	i-C ₄ H ₁₀ (%)	0.54	0.49	0.11	7.34	8.16	6.57	1.33	4.91	9.67	0.89
	C ₅ H ₁₀ (%)	3.03	2.23	2.13	2.02	1.88	2.26	2.43	2.51	2.17	2.33
	C ₅ H ₁₂ (%)	2.38	1.95	1.96	1.28	1.99	1.51	1.99	1.20	1.20	0.55
	Heating value, MJ/kg	18.41	19.37	22.18	20.25	20.63	19.52	23.13	20.46	20.47	17.96
MPW pyrolysis	H ₂ (%)	1.45	2.62	3.99	2.30	2.50	2.92	7.96	5.93	1.97	1.38
	CO (%)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	CO ₂ (%)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
	CH ₄ (%)	10.57	11.94	11.96	13.40	12.87	11.56	10.84	10.32	9.72	10.31
	C ₂ H ₄ (%)	10.45	10.68	10.77	9.40	9.88	9.45	10.50	9.77	9.52	10.69
	C ₂ H ₆ (%)	11.16	11.62	11.57	11.50	10.88	11.26	11.42	11.53	10.76	11.82
	C ₃ H ₆ (%)	11.99	11.41	11.07	9.50	9.78	9.55	11.07	10.32	9.90	11.57
	C ₃ H ₈ (%)	12.94	12.46	12.16	9.90	10.18	11.56	11.42	11.53	10.76	13.21
	C ₄ H ₈ (%)	12.35	12.46	11.37	9.40	10.48	9.45	10.84	10.54	10.03	12.20
	C ₄ H ₁₀ (%)	11.64	10.16	11.96	10.50	10.48	10.72	10.84	10.76	10.45	13.08
	i-C ₄ H ₁₀ (%)	4.04	3.14	1.99	15.20	14.57	15.28	6.23	10.76	18.83	4.28
	C ₅ H ₁₀ (%)	7.24	6.39	6.38	5.40	4.49	4.83	4.84	5.16	4.34	6.29
	C ₅ H ₁₂ (%)	6.17	7.12	6.78	3.50	3.89	3.42	4.04	3.40	3.72	5.16
	Heating value, (MJ/kg)	47.36	48.30	49.32	48.07	48.21	48.47	52.26	50.69	47.65	47.33

Fonte: Miskolczi, Ates e Borsodi, 2012.

Anexo D – Valores método da bissecção

i	a	b	xi	erro	f(a)	f(xi)	f(a).f(xi)
0	20	60	40	20	-4,32	-1,86	8,040372
1	40	60	50	10	-1,86	-0,61	1,143016
2	50	60	55	5	-0,61	-0,05	0,027797
3	55	60	57,5	2,5	-0,05	0,13	-0,006
4	55	57,5	56,25	1,25	-0,05	0,07	-0,00295
5	55	56,25	55,625	0,625	-0,05	0,01	-0,0006
6	55	55,625	55,3125	0,3125	-0,05	-0,02	0,00069
7	55,3125	55,625	55,46875	0,15625	-0,02	0,00	1,15E-05
8	55,46875	55,625	55,546875	0,078125	0,00	0,01	-4,8E-06
9	55,46875	55,54688	55,5078125	0,039063	0,00	0,00	-2,1E-06
10	55,46875	55,50781	55,48828125	0,019531	0,00	0,00	-7,8E-07
11	55,46875	55,48828	55,47851563	0,009766	0,00	0,00	-1,1E-07
12	55,46875	55,47852	55,47363281	0,004883	0,00	0,00	2,31E-07
13	55,47363	55,47852	55,47607422	0,002441	0,00	0,00	2,55E-08
14	55,47607	55,47852	55,47729492	0,001221	0,00	0,00	-2,4E-09
15	55,47607	55,47729	55,47668457	0,00061	0,00	0,00	2,28E-09