

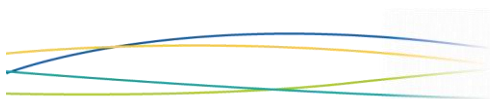
CENTRO DE TECNOLOGIA DA INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL
FACULDADE DE ENGENHARIA QUÍMICA SENAI: CENTRO DE TECNOLOGIA DA
INDÚSTRIA QUÍMICA E TÊXTIL

Alessandra Campos Kuhner
Letícia Leiroz Fangueira Campos
Maria Clara de Carvalho Aguiar

A Gaseificação de Microalga como Fonte Sustentável de Produção de Hidrogênio:
Uma Análise de Processo

Rio de Janeiro

2024



SENAI CETIQT



Alessandra Campos Kuhner
Letícia Leiroz Fangueira Campos
Maria Clara de Carvalho Aguiar

A Gaseificação de Microalga como Fonte Sustentável de Produção de Hidrogênio:
Uma Análise de Processo

Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

Orientador(a): Marta Cristina Picardo, D.Sc.

Rio de Janeiro
Novembro de 2024

Kuhner, Alessandra Campos

Campos, Letícia Leiroz Fanguiera

Aguiar, Maria Clara de Carvalho

A gaseificação de microalga como fonte sustentável de produção de hidrogênio: uma análise de processo/ Alessandra Campos Kuhner, Letícia Leiroz Fanguiera Campos e Maria Clara de Carvalho Aguiar. - 2024.

87 f.: il

Orientadora: Marta Cristina Picardo

Monografia (Bacharelado em Engenharia Química) – SENAI CETIQT, Barra da Tijuca, Rio de Janeiro, 2024.

1. Gaseificação da Microalga. 2. Produção de Hidrogênio. 3. Processo industrial. 4. Simulação Aspen HYSYS. 5. Projeto. I. A gaseificação de microalga como fonte sustentável de produção de hidrogênio: uma análise de processo .

CDD 661

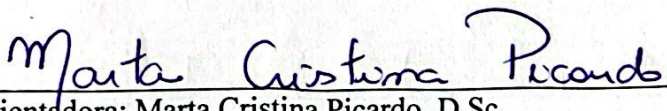
Alessandra Campos Kuhner
Letícia Leiroz Figueira Campos
Maria Clara de Carvalho Aguiar

**A Gaseificação de Biomassa como Fonte Sustentável de Gases de Síntese Industrial:
Uma Análise de Processo**

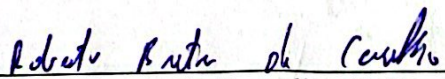
Trabalho de conclusão de curso apresentado ao curso de graduação em engenharia química, da Faculdade de Engenharia Química SENAI CETIQT, como requisito parcial para obtenção do título de bacharel em engenharia química.

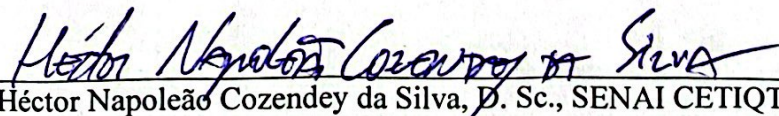
Aprovada em:

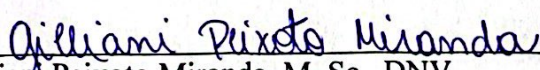
Aprovado por:


Orientadora: Marta Cristina Picardo, D.Sc.

Banca Examinadora:


Roberto Bentes de Carvalho, D. Sc., SENAI CETIQT


Héctor Napoleão Cozendey da Silva, D. Sc., SENAI CETIQT


Gilliani Peixoto Miranda, M. Sc., DNV

Rio de Janeiro
2024

Dedicamos este trabalho à nossa família, nossos maiores e melhores orientadores na vida.

AGRADECIMENTOS

O resultado desse trabalho de conclusão de curso é fruto de muita dedicação e trabalho em equipe, e não teria sido possível sem a contribuição e o apoio de muitas pessoas, às quais gostaríamos de expressar nosso profundo agradecimento.

Primeiramente, agradecemos a nossa professora e orientadora, Marta Cristina Picardo, por sua orientação, paciência e conselhos valiosos ao longo de toda nossa jornada acadêmica, desde o início da caminhada. Seus conhecimentos foram fundamentais para o desenvolvimento desse trabalho.

Aos nossos professores, sobretudo Gilliani Miranda, Héctor Napoleão e Roberto Bentes e aos colegas, em especial a Julia Suzano e Eduardo Schimidt, que nos acompanharam desde o começo e compartilharam conhecimentos e experiências ao longo do curso. Obrigada por todos os ensinamentos, conselhos e críticas construtivas que ajudaram no nosso desenvolvimento pessoal e profissional.

Aos nossos familiares e amigos, nossa mais profunda gratidão pelo apoio incondicional, paciência e compreensão ao longo dos desafios enfrentados durante esses anos de faculdade. Obrigada por acreditarem em nós e nos motivarem a continuar em frente, mesmo diante das dificuldades.

Por fim, agradecemos a todas as pessoas que, direta ou indiretamente, contribuíram para a concretização deste trabalho e para o encerramento desta importante etapa de nossas vidas.

“Aprender é a única coisa que a mente nunca se cansa, nunca tem medo e nunca se arrepende”

- Leonardo da Vinci

RESUMO

O presente estudo explora o processo de gaseificação da biomassa, destacando a microalga *Chlorella vulgaris* como fonte para a produção de gás hidrogênio (H_2). A introdução aborda os princípios da gaseificação, um processo termoquímico que converte materiais orgânicos em gás de síntese, enfatizando as vantagens ambientais e energéticas da biomassa em comparação com combustíveis fósseis. No corpo do texto, é apresentado o memorial descritivo onde são detalhadas as etapas do processo, desde a preparação da biomassa até a conversão em hidrogênio, descrevendo todas as condições operacionais. Com base no Diagrama de Blocos, realizou-se o *Process Flow Diagram* (PFD), que ilustra as etapas do processo. Em seguida, é apresentada a simulação no *software Aspen Hysys*, com o objetivo de otimizar a eficiência na obtenção de H_2 a partir da gaseificação de microalgas. A partir da simulação, realizou-se o dimensionamento do secador (D-01), do compressor (C-01) e do trocador de calor (H-07). Além disso, criou-se um *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID) para a parte do gaseificador com todas as suas respectivas malhas de controle. Por fim, realizou-se uma Análise Preliminar de Risco (APR) com o intuito de identificar os principais riscos do processo. A análise do processo considerou elevadas condições operacionais, com uma entrada de 100.000 kg/h de biomassa e o uso de 29.675,3 kg/h de ar para a gaseificação, resultando em uma produção aproximada de 3.030 kg/h de hidrogênio (cerca de 809,2 m³/d) com uma pureza de 99,99%. Em contrapartida, a produção a partir de fontes derivadas de petróleo na Refinaria Duque de Caxias (REDUC) e na Refinaria Lubrificantes do Nordeste (Lubnor), possuem um histórico de produção de cerca de 625.000 m³/d e 35.000 m³/d, respectivamente. Esses valores ressaltam o impacto de uma matéria-prima como a microalga em uma linha de produção contínua de H_2 em larga escala. Durante o estudo, foram observados valores relativamente elevados para os parâmetros operacionais dos principais equipamentos, como o secador D-01, com um volume de 2.422,38 m³, e o trocador de calor H-07, com 1.522 tubos e 42'' de diâmetro para o casco. Os resultados refletem as especificidades da biomassa utilizada e as demandas energéticas e térmicas do processo, apontando para a necessidade de sensibilidade operacional em futuros estudos, visando maior otimização.

Palavras-chave: Gaseificação; microalga; hidrogênio; simulação.

ABSTRACT

The present study explores the biomass gasification process, highlighting the microalga *Chlorella vulgaris* as a source for hydrogen gas (H₂) production. The introduction addresses the principles of gasification, a thermochemical process that converts organic materials into synthesis gas, emphasizing the environmental and energy advantages of biomass compared to fossil fuels. The main text presents the descriptive memorial detailing the process stages, from biomass preparation to hydrogen conversion, outlining all operational conditions. Based on the Block Diagram, a Process Flow Diagram (PFD) was created to illustrate the process steps. Subsequently, a simulation using Aspen Hysys software was carried out to optimize the efficiency of obtaining H₂ from microalgae gasification. Using the simulation results, the dryer (D-01), compressor (C-01), and heat exchanger (H-07) were sized. Additionally, a Piping and Instrumentation Diagram (P&ID) was developed for the gasifier section, including all its control loops. Finally, a Preliminary Risk Analysis (PRA) was conducted to identify the main risks of the process. The process analysis considered elevated operational conditions, with an input of 100,000 kg/h of biomass and 29,675.3 kg/h of air for gasification, resulting in an approximate production of 3,030 kg/h of hydrogen (around 809.2 m³/d) with a purity of 99.99%. In contrast, production from petroleum-derived sources at the *Refinaria Duque de Caxias* (REDUC) and the *Refinaria Lubrificantes do Nordeste* (Lubnor) has a historical production of approximately 625,000 m³/d and 35,000 m³/d, respectively. These figures underscore the impact of a raw material like microalga in a continuous large-scale H₂ production line. During the study, relatively high values were observed for the operational parameters of the main equipment, such as the dryer D-01, with a volume of 2,422.38 m³, and the heat exchanger H-07, with 1,522 tubes and a shell diameter of 42". The results reflect the specificities of the biomass used and the energy and thermal demands of the process, pointing to the need for operational sensitivity in future studies aimed at further optimization.

Keywords: Gasification; microalgae; hydrogen; simulation.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 -	Esquematização das atividades da lista de projeto	17
Figura 3.1 -	Sistema aberto (tipo <i>raceway</i>) para cultivo de microalga	19
Figura 3.2 -	Sistema fechado (tipo tubular) para cultivo de microalgas	20
Figura 3.3 -	Diferentes tipos de uso energético para a biomassa microalgal	21
Figura 3.4 -	Aplicações do gás de síntese	22
Figura 3.5 -	Simplificação do funcionamento de um reator leito fluidizado.....	23
Figura 3.6 -	Esquemático do gaseificador de leito fluidizado borbulhante.....	24
Figura 3.7 -	Esquemático do gaseificador de leito fluidizado circulante	25
Figura 3.8 -	Representação de um reator PFR	27
Figura 3.9 -	Etapas do ciclo de PSA	29
Figura 4.1 -	Diagrama de blocos do processo de gaseificação da microalga para produção de H_2	33
Figura 4.2 -	Fluxograma de processos para a gaseificação da microalga para produção de H_2	34
Figura 5.1 -	Simulação do processo de gaseificação da biomassa algal.	36
Figura 6.1 -	Diagrama de integração energética	40
Figura 6.2 -	Cascata da integração energética 1.....	41
Figura 6.3 -	Cascata da integração energética 2.....	41
Figura 6.4 -	Dados das correntes.....	43
Figura 6.5 -	Curva composta.....	44
Figura 6.6 -	Grande curva composta.....	44
Figura 7.1 -	Esquema do secador tambor rotativo	45
Figura 8.1 -	Ilustrativo: tipos de compressores	47
Figura 8.2 -	Campo de aplicação ventiladores e compressores	47
Figura 9.1 -	Aquecedor H-07.	50
Figura 9.2 -	Trocador de calor H-07	51
Figura 10.1 -	<i>Piping and Instrumentation Diagram</i> (P&ID) do gaseificado	53
Figura 11.1 -	Matriz de risco para referência.....	56
Figura 11.2 -	Parte 1 dos cenários da APR	57
Figura 11.3 -	Parte 2 dos cenários da APR.....	58

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 -	Poder calorífico de produtos para diferentes agentes de gaseificação.....	25
Tabela 4.1 -	Composição representativa da microalga <i>Chlorella vulgaris</i>	30
Tabela 5.1 -	Fração mássica da corrente biomassa.....	35
Tabela 5.2 -	Informações da corrente biomassa.	37
Tabela 5.3 -	Informações da corrente ar (agente gaseificador)	37
Tabela 5.4 -	Informações da corrente H ₂	38
Tabela 7.1 -	Resultados do dimensionamento do secador.....	46
Tabela 8.1 -	Resultados termodinâmicos do compressor	48
Tabela 8.2 -	Resultados de desempenho do sistema.....	49
Tabela 9.1 -	Dados de entrada e saída (correntes 21 e 22).....	50
Tabela 9.2 -	Resultados de desempenho do trocador de calor H-07	51

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

SENAI	Serviço Nacional de Aprendizagem Industrial
CETIQT	Centro de Tecnologia da Indústria Química e Têxtil
GEE	Gases de Efeito Estufa
MD	Memorial Descritivo
PFD	<i>Process Flow Diagram</i>
FD	Folha de dados
NR	Norma Reguladora
UGH	Unidade Geradora de Hidrogênio
APR	Análise Preliminar de Risco
PFR	<i>Plug-Flow Reactor</i> ou Reator Tubular
PSA	<i>Pressure Swing Adsorption</i>
PRSV	<i>Peng Robinson Stryjek-Vera</i>
PSV	<i>Pressure Safety and Relief Valve</i>
P&ID	<i>Piping and Instrumentation Diagram</i>

Sumário

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO	16
1.1 INTRODUÇÃO	16
1.2 OBJETIVOS.....	18
1.1.1 Objetivo Geral	18
1.1.2 Objetivos Específicos	19
CAPÍTULO 2 – METODOLOGIA DE PROJETO	20
CAPÍTULO 3 – PRODUÇÃO DE H ₂ A PARTIR DA BIOMASSA ALGAL	21
3.1 A BIOMASSA: MICROALGA.....	21
3.2 GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA.....	24
3.3 REAÇÕES QUÍMICAS.....	25
3.3.1 Pirólise	26
3.3.2 Oxidação de carbono	26
3.3.3 Gaseificação.....	26
3.4 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE - GASEIFICAÇÃO	27
3.5 REATOR PFR – WATER GAS SHIFT.....	30
3.6 MÓDULO PSA.....	31
CAPÍTULO 4 – MEMORIAL DESCRITIVO (MD), DIAGRAMA DE BLOCOS (DB) E PROCESS FLOW DIAGRAM (PFD).....	33
CAPÍTULO 5 – SIMULAÇÃO ASPEN HYSYS	37
CAPÍTULO 6 - ESTUDO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....	38
CAPÍTULO 7 - SECADOR D-01	45
CAPÍTULO 8 – COMPRESSOR C-01	46
CAPÍTULO 9 - TROCADOR DE CALOR H-07	50
CAPÍTULO 10 - PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM (P&ID)	52
CAPÍTULO 11 - ANÁLISE PRELIMINAR DE RISCO (APR).....	55
CAPÍTULO 12 – CONCLUSÃO	59
12.1 SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS	60
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	62
APÊNDICE A – MC DA INTEGRAÇÃO ENERÉTICA.....	66
APÊNDICE B – MC DO SECADOR	72
APÊNDICE C – FD DO SECADOR.....	75

	15
APÊNDICE D – MC DO COMPRESSOR	76
APÊNDICE E – FD DO COMPRESSOR	80
APÊNDICE F – RT DO TROCADOR DE CALOR.....	81
APÊNDICE G – FD DO TROCADOR DE CALOR	87

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO

1.1 INTRODUÇÃO

O início do uso de combustíveis fósseis, marcado principalmente pela Revolução Industrial do século XVIII, marcou uma mudança significativa na forma como a sociedade obtinha e utilizava energia. Antes desse período, a principal fonte de energia era a biomassa, como lenha e carvão vegetal, que eram empregados principalmente para aquecimento e na produção de alimentos.

Com o advento da Revolução Industrial, a demanda por energia cresceu exponencialmente, impulsionando a busca por fontes de energia mais eficientes e abundantes. Foi nesse contexto que os combustíveis fósseis, como o carvão mineral, o petróleo e o gás natural, ganharam destaque. O carvão mineral, em particular, tornou-se uma peça fundamental para alimentar as máquinas a vapor que impulsionaram as fábricas, locomotivas e navios da época (Diwekar, 2003).

A exploração e utilização em larga escala desses combustíveis fósseis proporcionaram um aumento sem precedentes na produção industrial, possibilitando a fabricação em massa de produtos e a expansão dos meios de transporte. Contudo, esse desenvolvimento acelerado veio acompanhado de impactos ambientais significativos, incluindo a poluição do ar, do solo e da água, além da emissão de gases de efeito estufa responsáveis pelo aquecimento global (Yildiz, 2018).

Assim, o início do uso de combustíveis fósseis marcou não apenas uma revolução na produção e no transporte, mas também o início de desafios ambientais e sociais que persistem até os dias atuais. A queima destes combustíveis em excesso gera dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4) e outros gases de carbono que agravam os indícios de poluição na atmosfera e contribuem para o efeito estufa, desestabilizando o clima em razão da crescente demanda energética (Balat, 2011).

As soluções estratégicas para evitar o colapso ambiental e simultaneamente atender à crescente demanda global de energia ganharam espaço em projetos de Pesquisa e Desenvolvimento (P&D). Ao longo dos anos, focadas em relação no uso de fontes renováveis

para geração de energia. A luz e calor, o vento, movimentação de quedas d'água, marés, ondas e as biomassas são as principais formas de geração renovável de energia (Bahman *et al.*, 2022).

A geração de energia solar, eólica e hídrica é realizada por meio de equipamentos aplicados na indústria e em constante evolução, os quais podem converter diretamente essas fontes de energia em eletricidade com base em cada um dos seus sistemas requisitados. Um exemplo emblemático são as usinas hidrelétricas brasileiras, que operam aproveitando a força gerada pelo movimento das águas entre diferentes níveis, marcado como principal forma de geração renovável no Brasil. Essa tecnologia demonstra a viabilidade e eficácia da conversão dessas formas de energia natural em energia elétrica utilizável (EPE, 2023).

O Brasil, com sua vasta extensão territorial e recursos naturais diversificados, possui um enorme potencial para ser líder em iniciativas energético-ambientais. Com uma rica biodiversidade e diferentes biomas, o país dispõe de uma variedade de matérias-primas renováveis que podem ser exploradas de maneira sustentável. Entre esses recursos, a biomassa destaca-se como uma fonte energética particularmente promissora devido à sua disponibilidade e renovabilidade (WGS, 2021).

Por outro lado, a conversão de biomassa em energia tem um caráter mais marcante no âmbito industrial, sendo menos difundida e compreendida pela população em geral. Esse processo envolve a transformação de materiais orgânicos, como resíduos agrícolas, agroindustriais e florestais, em energia utilizável, por meio de métodos como a combustão, a gaseificação ou a fermentação. Embora menos conhecida pelo público em geral, a energia obtida a partir da biomassa desempenha um papel significativo em diversas indústrias e na matriz energética de muitos países.

A biomassa é definida, do ponto de vista energético, como todo material orgânico, sendo de origem vegetal ou animal, que possa ser utilizado para a produção de energia. Ela é resultante da absorção de CO₂ da atmosfera, quando realizada a fotossíntese, fazendo com que todos os combustíveis originados sejam menos prejudiciais ao meio ambiente, podendo ser utilizados abundantemente e em grande parte do mundo (Naik *et al.*, 2010).

Há dois tipos principais de biomassa: a virgem e a residual. A biomassa virgem advém de origem natural, como madeiras, plantas, folhas e animais. Já a residual é composta, como o próprio nome já diz, de diversos tipos de resíduos sólidos, líquidos, agrícolas, animais e esgotos (EMBRAPA, 2016).

Existem diversos exemplos de biomassa, como a serragem de madeira, casca de arroz, resíduo de óleo, café em pó, bagaço da cana de açúcar, casca de coco, microalgas, sabugo de milho, haste do algodão e entre outros, cada uma com potencial de geração de energia distinto. No geral, para nível de simplificação, as biomassas são consideradas apenas constituídas por carbono, hidrogênio, oxigênio, nitrogênio e enxofre. A tecnologia acompanhada com resultados de sucesso é a utilização da biomassa, apresentando baixo impacto ambiental e redução nas emissões globais de CO₂, na gaseificação, amplamente estudada em diversas fontes de literatura (Sikarwar; Zhao, 2017), (Hiranoa *et al.*, 1998), (Chang *et al.*, 2011).

Diante disso, em termos de sustentabilidade, o uso da biomassa como fonte de energia promove impactos positivos ambientais, sociais e econômicos, como a redução das emissões de Gases de Efeito Estufa (GEE) em razão a diminuição na utilização de combustíveis fósseis e o aumento de investimentos para desenvolvimento e estudos de novas tecnologias de implementação para exploração da área (EPE, 2007).

Diversas tecnologias e processos de conversão energética da biomassa existem, resultando em produtos como calor, energia elétrica, combustíveis e matérias-primas para a síntese de produtos químicos. A gaseificação, um processo de conversão térmica com oxidação parcial em atmosfera de suprimento limitado de agente oxidante, destaca-se por produzir gases como hidrogênio (H₂), monóxido de carbono (CO), dióxido de carbono (CO₂) e metano (CH₄), ou seja, produtos versáteis em aplicações industriais importantes (Rosa, 2017).

1.2 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo Geral

O objetivo deste trabalho é realizar um projeto de engenharia de produção de hidrogênio (H₂) a partir da gaseificação da biomassa (microalga *Chlorella vulgaris*), avaliando a sua produção e as condições operacionais, considerando os aspectos técnicos.

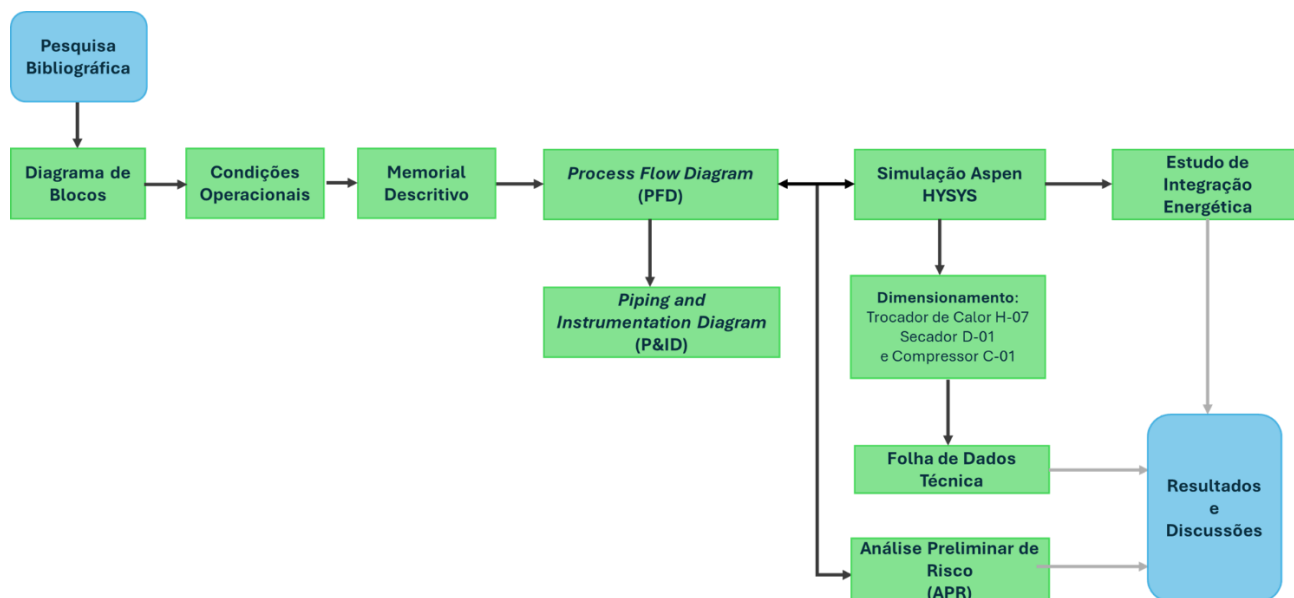
1.1.2 Objetivos Específicos

- Definir o processo de gaseificação da biomassa;
- Desenvolver Memorial Descritivo (MD), Diagrama de Blocos, o *Process Flow Diagram* (PFD) e o *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID);
- Esquematizar a simulação do processo completo e otimização energética em *softwares* Aspen HYSYS e Aspen ENERGY ANALYZER;
- Dimensionar os equipamentos: Secador, trocador de calor e compressor;
- Formular folhas de dados dos equipamentos (FD);
- Desenvolver Análise Preliminar de Risco (APR) do processo.

CAPÍTULO 2 – METODOLOGIA DE PROJETO

Neste capítulo, a metodologia adotada para a execução do trabalho será ilustrada em etapas sequenciais, com o objetivo de proporcionar uma visão clara dos processos envolvidos. O desenvolvimento do projeto seguirá um fluxograma de atividades ou *workflow*, Figura 2.1, respeitando a ordem das entregas e a dependência das informações, facilitando a visualização do progresso. O fluxo abrange desde a pesquisa bibliográfica sobre gaseificação da biomassa até a análise dos resultados obtidos.

Figura 2.1 – ESQUEMATIZAÇÃO DAS ATIVIDADES DA LISTA DE PROJETO



Fonte: Autoria Própria

CAPÍTULO 3 – PRODUÇÃO DE H₂ A PARTIR DA BIOMASSA ALGAL

3.1 A BIOMASSA: MICROALGA

A definição de biomassa é restrita ao conceito abrangente de recursos renováveis por um período inferior a 100 anos, seja material orgânico vegetal ou animal, conforme discutido no tópico 1.1. A biomassa é vista como uma potencial fonte de energia, com emissões mínimas de gases do efeito estufa e desempenha um papel na captura biológica de CO₂. O processo de fotossíntese, impulsionado pela energia solar, utiliza o CO₂ atmosférico para gerar biomassa (EMBRAPA, 2016).

A captura biológica de CO₂ ocorre através da fotossíntese em plantas e micro-organismos. No entanto, o potencial de captura de CO₂ por vegetais terrestres, como na agricultura, foi estimado em apenas 3-6% das emissões de combustíveis fósseis, segundo Skjanes et al. (2007), devido às baixas taxas de crescimento dessas plantas e juntamente a problemas ambientais relacionadas a desmatamentos e queimadas. Em contrapartida, as algas, grupo de organismos e micro-organismos presentes em ambiente aquático doce e salgado, apresentam uma eficiência na fixação de CO₂ de 10 a 50 vezes maior do que as plantas terrestres (Li et al., 2008).

Esses organismos ou micro-organismos fotossintéticos aquáticos possuem boa tolerância a variações de temperatura, radiação, turbidez, concentração de dióxido de carbono e oxigênio, além de serem capazes de crescer tanto em ambientes marinhos quanto em locais terrestres úmidos (Andrade, 2014).

As microalgas, seres microscópicos aquáticos, podem ser procariontes ou eucariontes, dependendo da estrutura celular. As microalgas procariontes, conhecidas como cianobactérias, cianófitas, ou algas azuis, diferem dos eucariontes, como as clorófitas ou algas verdes, pela ausência de núcleo e organelas envoltas por membranas (Tan et al., 2020).

Quimicamente, as microalgas são constituídas principalmente por lipídeos, proteínas e carboidratos, sendo que as proporções desses componentes variam conforme o método de cultivo e a espécie cultivada (Choo et al., 2017). As microalgas podem ser cultivadas em meio aberto ou meio fechado.

Em sistemas abertos (Figura 3.1), o cultivo é realizado em lagoas ou tanques expostos, ambos com contato direto com a atmosfera, comum para crescimento rápido e tolerância a altos

níveis de oxigênio dissolvido. Há vantagens relativas como o baixo custo de produção, uso de tanques simples com via de circulação contínua e manutenção acessível, como exemplo, a limpeza da superfície. Porém, desvantagens com contaminação direta com o meio e a evaporação da água pela livre exposição com a atmosfera, diminuem a eficiência na qualidade de produção desses micro-organismos (Becker, 2004), (Rocha, 2016).

FIGURA 3.1 – SISTEMA ABERTO (TIPO *RACEWAY*) PARA CULTIVO DE MICROALGAS



Fonte: Kumar e Jain (2014)

No caso dos sistemas fechados (Figura 3.3), os fotobiorreatores (placas, tubulares ou colunas), sem contato direto com o meio externo, permitem o maior controle dos parâmetros de crescimento, como pH, temperatura e disponibilidade de CO_2 , possibilitando longos períodos de cultivos contínuos, resultando em alta produtividade celular e redução do impacto ambiental causado pela eutrofização. Além do maior custo e manutenção cautelosa, este meio é sujeito ao superaquecimento do meio de cultivo devido à proximidade da fonte de luz (quando artificial), além do acúmulo de material biológico e oxigênio (O_2) (Becker, 2004).

FIGURA 3.3 - SISTEMA FECHADO (TIPO TUBULAR) PARA CULTIVO DE MICROALGAS



Fonte: Truealga

Em ambos os processos, há baixo consumo relativo de água (em processo de recirculação interna para evitar sedimentação) podem ser cultivadas e produzidas com as águas residuais integradas com fontes salinas. Portanto, os sistemas de produção de biomassa de microalgas podem ser facilmente adaptados aos vários níveis de desenvolvimento operacional ou tecnológico, proporcional a vasta quantidade espécies, suas necessidades para crescimento e distintas formas de cultivos, conforme explorado no Quadro 3.1 (Luche; Gonçalves; Silva, 2016).

QUADRO 3.1 - DIFERENTES ESPÉCIES DE MICROALGAS E SEUS REFERENTES REGIMES DE CULTIVO

Espécie de microalga	Sistema de cultivo	Tipo de Sistema
<i>Chlorella minutissima</i>	Fechado	Coluna de bolhas
<i>Choricystis minor</i> <i>var mino</i>	Aberto	Tanques
<i>Chlamydomonas sp.</i>	Aberto	Raceway
<i>Chlorella vulgaris</i>	Fechado	Tubular/Coluna

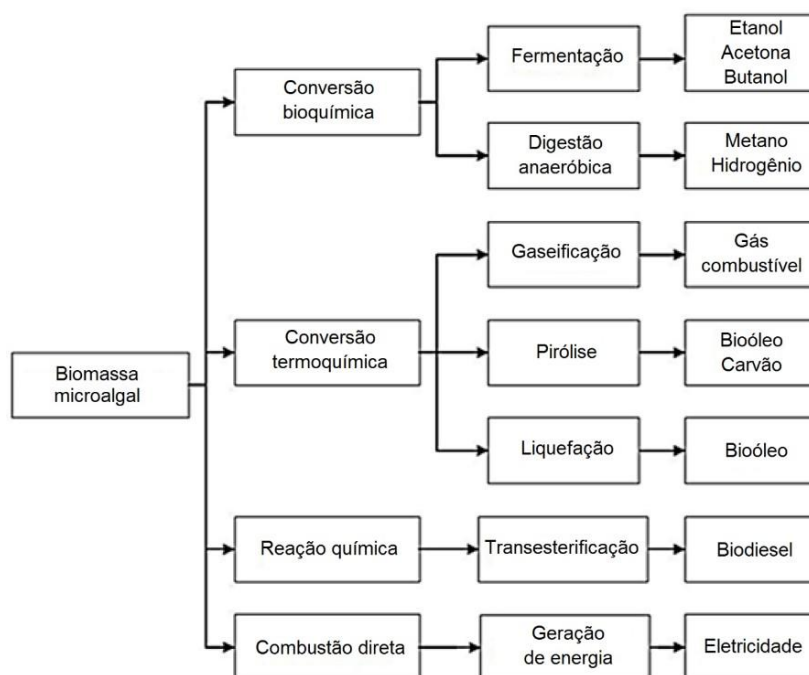
Fonte: Luche; Gonçalves; Silva (2016)

As microalgas também são caracterizadas como importante tipo de combustível de terceira geração, aquele que possui alto teor de oxigênio e baixo nível de enxofre e nitrogênio.

Com isso, faz-se ideal para sistemas de queima e calor, devido a melhores características de combustão e altas taxas de queima (Bhaskar e Pandey, 2015).

Conforme relatado por Collares (2016), as microalgas estão sendo apontadas como matéria-prima possível dentro da lógica de biocombustíveis ou combustíveis de terceira geração (fortemente potencializada pela falta de competição direta com a indústria alimentícia), pigmentos, fármacos, ácidos graxos poliinsaturados e produção de gases de alto teor de importância industrial, como H_2 . A Figura 3.4 explora as principais possibilidades com relação ao uso de microalga.

FIGURA 3.4 - DIFERENTES TIPOS DE USO ENERGÉTICO PARA A BIOMASSA MICROALGAL.



Fonte: Adaptado de Zardo (2011)

3.2 GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA

A gaseificação da biomassa é um processo de oxidação parcial da biomassa sólida ocorrendo a altas temperaturas e na presença de agentes oxidantes, composta por uma série de etapas térmicas e químicas resultando em uma mistura gasosa combustível. Ela ocorre pelo contato entre a biomassa e os gases (agentes de gaseificação) transformando compostos do

estado sólido ou líquido em compostos gasosos, convertendo compostos pesados em leves chamados de gases de síntese ou *syngas*. A mistura gasosa obtida pela gaseificação é formada por H_2 , CO e impurezas/substância que não reagiram como CO_2 , CH_4 . Portanto, são gases ricos em hidrogênio e hidrocarbonetos leves, substâncias muito importantes para a indústria química com aplicações diversas conforme Figura 3.5 (Sales *et al.*, 2006).

Figura 3.5 – APLICAÇÕES DO GÁS DE SÍNTESE



Fonte: Gomes (2022)

Em termos gerais, espera-se que um gaseificador adequado tenha a capacidade de gerar um gás energético limpo e de qualidade para uso em demais processos, independentemente do tipo de combustível utilizado para sua alimentação. Os gaseificadores são categorizados com base no poder calorífico do gás energético, com classificações de baixo (até 5 MJ/Nm^3), médio (de 5 a 10 MJ/Nm^3) e alto (acima de 10 MJ/Nm^3). Além disso, eles são diferenciados pelo tipo de agente gaseificador empregado, que pode ser ar, vapor, oxigênio ou hidrogênio, pelo movimento relativo entre o agente gaseificante e o combustível, pela pressão de operação (atmosférica ou com pressurização de até 20 bar) e pelo tipo de biomassa utilizada, que pode incluir resíduos agrícolas, industriais ou urbanos, em diferentes formas, como in natura, peletizada ou pulverizada (Sánchez, 2010).

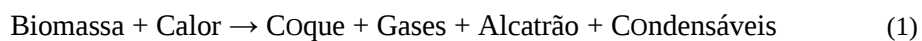
3.3 REAÇÕES QUÍMICAS

Ao longo do volume do reator de leito fluidizado, as principais reações são listadas em: pirólise, oxidação do carbono e as reações de gaseificação.

Conforme Lora e Venturini (2012), são descritas como:

3.3.1 Pirólise

Processo termoquímico que envolve a decomposição térmica da matéria orgânica.



3.3.2 Oxidação de carbono

Em oxidação parcial, equação 2, e oxidação completa, equação 3.

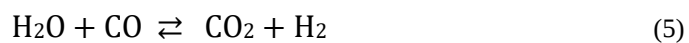


3.3.3 Gaseificação

Reação de carbono-vapor



Reação de *Water Gas Shift* (WGS)



Reação de Boudouard

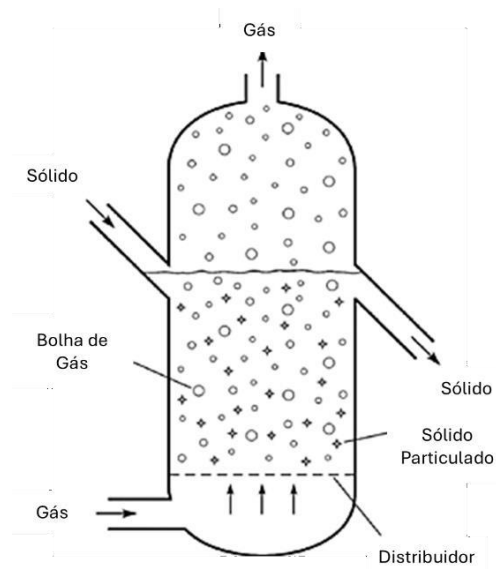


3.4 REATOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE - GASEIFICAÇÃO

Nos processos de gaseificação, devido às diversas biomassas que podem ser aplicadas a gama de produtos obtidos, são comumente aplicados os reatores: de leito fixo, de leito fluidizado e de leito de arraste, podendo ser aplicados em alta pressão ou à pressão atmosférica. A hidrodinâmica do leito exerce papel fundamental no processo em que a velocidade mínima de fluidização, velocidade terminal e velocidade superficial são parâmetros para o funcionamento do reator e formação de produto (Gil *et.al*, 1999).

O leito fluidizado apresenta alto grau de mistura, possível construção em grande escala para plantas industriais e uso em partículas grandes sólidas (maior que 10mm), sendo os mais vantajosos apesar de ter um funcionamento mais complexo que os demais. Este reator apresenta altas taxas de transferência de massa e calor devido ao seu poder de mistura, resultante do estado de fluidização que é constituído pelo sistema de sólidos em semissuspensão, com passagem de um fluido com velocidade ideal para a movimentação no leito de partículas, conforme Figura 3.6.

Figura 3.6 – SIMPLIFICAÇÃO DO FUNCIONAMENTO DE UM REATOR LEITO FLUIDIZADO



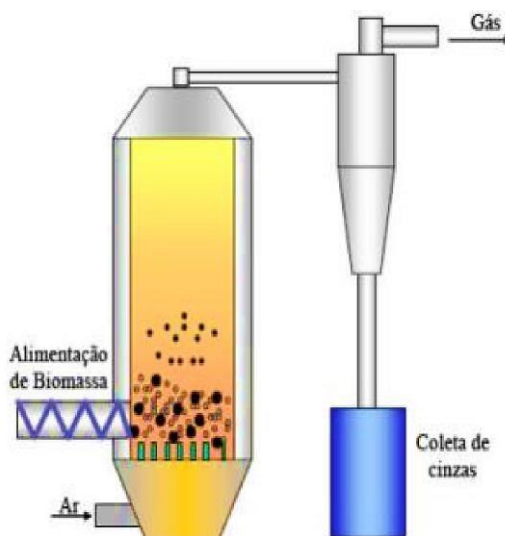
Fonte: Mckendry (2002)

De forma geral, o fluido gasoso é introduzido na base do leito para favorecer a fluidização de todas as partículas sólidas. À medida que a velocidade desse fluido aumenta, a força exercida sobre as partículas que compõem o leito tende a se equiparar ao peso dessas partículas. Quando essa igualdade de forças é alcançada, caracteriza-se a condição conhecida como mínima fluidização. O agente gaseificante flui através do leito, causando a fluidização das partículas sólidas. Isso significa que as partículas se comportam como um fluido, agitando-se e misturando-se devido ao fluxo ascendente do agente gaseificante.

A fim de se obter um produto específico, o reator pode ser constituído de proporções diferentes de catalisadores, asfalto e areia, em presença dos agentes de gaseificação para o processo em questão. O reator de leito fluidizado permite um alto grau da mistura dos componentes proporcionando a eliminação do carbono não convertido junto às cinzas e resultando em menores taxas de produção de asfalto em razão à uniforme distribuição do material sólido a ser gaseificado no leito. Além disso, devido a não formação de zonas específicas para cada etapa, há uma simultaneidade nas etapas de secagem, desvolatilização, combustão e gaseificação (Miranda, 2014).

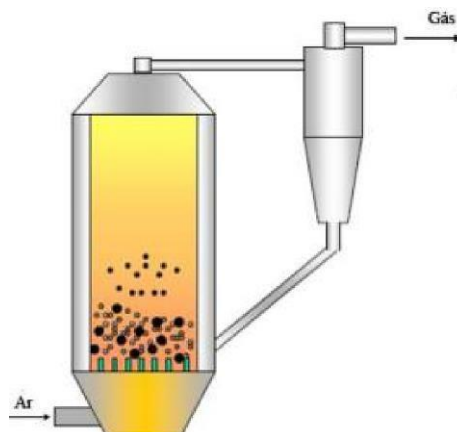
Os reatores de leito fluidizado podem ser separados em: gaseificadores de leito borbulhante e gaseificadores de leito circulante, representados nas Figuras 3.7 e 3.8 respectivamente. A diferença desta que é a velocidade de fluidização e o caminho percorrido pelo gás. Os gaseificadores de leito fluidizado borbulhante possuem velocidades relativamente baixas em comparação aos de leito circulante com velocidades próximas ao de transporte pneumático. Sendo assim, os sólidos são carregados pelo gás de fluidização, podendo ser coletados por ciclones e reciclado (Mckendry, 2002).

Figura 3.7 – ESQUEMÁTICO DO GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO BORBULHANTE



Fonte: Nest (2009)

Figura 3.8 - ESQUEMÁTICO DO GASEIFICADOR DE LEITO FLUIDIZADO CIRCULANTE



Fonte: Nest (2009)

A utilização de gaseificadores de leito fluidizado borbulhante para a combustão de biomassa é uma das técnicas mais empregadas na gaseificação desse tipo de material. Há diversas demonstrações de seu funcionamento em uma ampla variedade de condições, incluindo diferentes temperaturas, pressões, taxas de fluxo e tipos de biomassa utilizados. Além disso, essa tecnologia oferece a capacidade de operar com combustíveis que apresentam elevado teor de umidade, podendo chegar até 65% (Lora e Venturini, 2012).

Vantagens e desvantagens em relação aos demais tipos de reatores são exploradas por Geldart (1986) e Kavidas *et al.* (1994), no Quadro 3.2.

QUADRO 3.2 – VANTAGENS E DESVANTAGENS DE UM REATOR LEITO FLUIDIZADO

Vantagens	Desvantagens
Tempo de residência das partículas longo e controlável	Necessidade de uma estrutura com comprimento elevado: pequenas escalas de leito são raramente viáveis
Flexibilidade na operação com partículas de diferentes tamanhos, densidades e geometrias	Gradientes laterais podem ser considerados
Poder substancial de mistura das partículas sólidas	Superfícies internas se desgastam em função do atrito
Contato efetivo entre gás e partículas	Perda de partícula devido ao arraste

Fonte: Kavidas *et al.* (1994) e Geldart (1986) adaptado.

Conforme mencionado, a gaseificação utiliza agentes oxidantes que servem para garantir apropriadamente o processo de gaseificação e adicionar hidrogênio ao combustível

gerado. Os agentes mais utilizados nesse processo são o vapor de água, o oxigênio puro e o ar. O poder calorífico e a composição dos gases gerados são influenciados diretamente pelo tipo e quantidade dos agentes de gaseificação. Na Tabela 3.1, é possível observar que o agente oxidante mais vantajoso é o oxigênio, pois gera um gás com alto poder calorífico, porém, a obtenção de oxigênio puro é cara, não sendo atrativa economicamente (Basu, 2010).

TABELA 3.1 –PODER CALORÍFICO DE PRODUTOS PARA DIFERENTES AGENTES DE GASEIFICAÇÃO

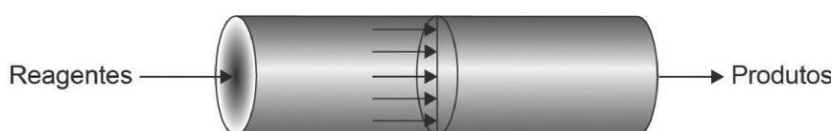
Agente de Gaseificação	Poder Calorífico (MJ/Nm ³)
Ar	4-7
Vapor d'água	10-18
Oxigênio puro	12-28

Fonte: Basu (2010)

3.5 REATOR PFR – WATER GAS SHIFT

Os reatores tubulares ou *Fixed Bed Reactor* (PBR) são amplamente empregados em processos que envolvem reações gasosas (Figura 3.9), equações 4 e 5, especialmente quando estas devem ocorrer de forma rápida e em altas temperaturas. Além disso, são ideais para reações que requerem o uso de catalisadores, pois é possível preencher o interior dos tubos com esses materiais catalíticos (Mendoza e Élter, 2009).

Figura 3.9 – REPRESENTAÇÃO DE UM REATOR PFR.



Fonte: Mendoza e Élter (2009).

Esses reatores são utilizados em uma variedade de processos químicos, incluindo polimerização, metanação, hidrogenação, alquilação, cloração, oxidação do etileno e entre outras. Explica-se pela capacidade de proporcionar condições controladas, como temperatura, pressão e tempo de residência em seus tubos, que são essenciais para garantir a eficiência e seletividade das reações químicas.

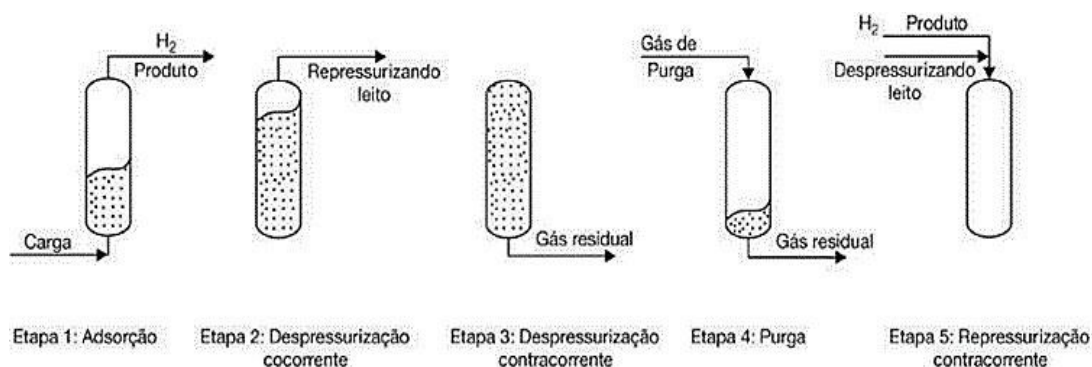
3.6 MÓDULO PSA

O *Pressure Swing Adsorption* (PSA) é um processo utilizado na indústria para a purificação de gases por meio da adsorção por alternância de pressão e tem ganhado destaque devido a sua alta pureza nos produtos e por utilizar a pressão, uma variável de rápida resposta e manipulação (Ruthven *et al.*, 1994).

A adsorção é uma operação unitária que se baseia na transferência de massa entre sólido-fluido, ou seja, partículas contidas na fase fluida dissolvem-se na fase sólida por meio da adsorção física, que é resultado das forças de atração entre as moléculas do sólido (adsorvente) e os componentes do fluido (adsorvato). Componentes altamente voláteis com baixa polaridade, como o caso do H_2 , são praticamente não adsorvíveis em comparação aos outros componentes, como o N_2 , CO_2 , CO e hidrocarbonetos. Portanto, essas impurezas são adsorvidas e geram uma corrente de H_2 com 99,9999% de pureza e uma conversão de 80% a 90% (Linde, 2019).

A planta de PSA é constituída por no mínimo 4 vasos adsorventes com o material adsorvente (Figura 3.10) e o processo é dividido em 4 etapas principais: Adsorção, Despressurização, Purga e Repressurização (Nayara, 2018).

Figura 3.10 - ETAPAS DO CICLO DE PSA.



Fonte: Nayara, 2018.

- **Etapa 1 (Adsorção):** A corrente de hidrogênio que será purificada é introduzida na coluna em alta pressão, entrando pela parte inferior. Ao passar pelo leito adsorvente, as impurezas como CH_4 , CO e CO_2 , que têm maior afinidade pela fase sólida, se aderem ao leito e são removidas do gás. O hidrogênio, por ter baixa afinidade com o adsorvente, é extraído pelo topo da coluna, já purificado.
- **Etapa 2 (Despressurização):** Esta etapa ocorre de 2 maneiras: despressurização

cocorrente e contracorrente. Na cocorrente a alimentação do equipamento é interrompida e o gás é retirado parcialmente pelo bocal de saída no topo da coluna, no mesmo sentido do fluxo original (cocorrente). O hidrogênio extraído é usado para purgar e pressurizar parcialmente outra unidade do sistema. Já na contracorrente, o gás é removido pelo bocal de entrada na parte inferior do vaso até que se atinja a pressão mínima de operação. Durante essa etapa, parte das impurezas retidas no leito durante a adsorção é removida, formando o gás de purga.

- Etapa 3 (Purga): O hidrogênio purificado, retirado de uma coluna na despressurização cocorrente, é injetado pela parte superior da coluna para realizar a purga. Isso arrasta as impurezas do leito, que são então removidas pelo fundo do equipamento e direcionadas para um tanque de armazenamento do gás de purga.
- Etapa 4 (Repressurização): Após a regeneração do leito, é necessário pressurizá-lo novamente para iniciar um novo ciclo de adsorção. O hidrogênio purificado, vindo de uma coluna em adsorção ou de outra em despressurização cocorrente, é usado para aumentar a pressão do leito até o nível operacional, completando assim o ciclo de operação.

CAPÍTULO 4 – MEMORIAL DESCRITIVO (MD), DIAGRAMA DE BLOCOS (DB) E *PROCESS FLOW DIAGRAM* (PFD)

Com os estudos iniciais e identificação dos processos a serem trabalhados, elaborou-se um Diagrama de Blocos descrito em DE-SN-GB-COO-001-A. Com base na simulação em Aspen *HYSYS* realizada por Araújo (2016) e anteriormente por Barriquello (2013), desenvolveu-se um Memorial Descritivo (MD-SN-GB-PRO-001-B) e se possibilitou a elaboração de um Fluxograma de Processo (DE-SN-GB-PRO-001-B) para descrição detalhada acerca da gaseificação da microalga *Chlorella vulgaris*, como matéria prima. A composição da biomassa pode ser analisada na tabela 4.1.

TABELA 4.1 - COMPOSIÇÃO REPRESENTATIVA DA MICROALGA *Chlorella vulgaris*

Corrente	Carboidrato (%)	Proteína (%)	Lipídio (%)	Água (%)
Microalga úmida	0,0070	0,0050	0,0033	0,9846

Fonte: Barriquello, 2013.

Para compreensão inicial do processo, o representativo esquemático de etapas, apresenta-se o Diagrama de Blocos (DB) na Figura 4.1, página 33

A biomassa apresenta uma alta porcentagem de umidade, em torno de 80%, e entra no processo com uma vazão de 100.000 kg/h a uma pressão de 101,3 kPa e a 25°C. Por conta da alta umidade, a microalga úmida passa primeiramente por um trocador de calor (H-01) que eleva sua temperatura a 100°C e posteriormente a um secador de tambor rotativo (D-01) constituído por uma contracorrente de ar, que foi aquecida em um trocador de calor (H-02) até 354°C, para que sua umidade seja reduzida a uma faixa entre 10% e 20% antes de seguir para o reator. Essa etapa deve ser realizada para poder obter-se um gás com poder calorífico razoável (Miranda, 2014).

Em seguida, a biomassa é bombeada para um reator de leito fluidizado borbulhante (R-01) onde também será alimentada uma corrente de ar que é o agente gaseificador, proveniente de um compressor (C-01) e um trocador de calor (H-03) que têm por objetivo aumentar a pressão e temperatura do agente, alcançando uma temperatura de 300°C e 300 kPa. No reator de leito fluidizado irá ocorrer o processo de pirólise e da gaseificação da matéria prima onde será convertida em gás de síntese e outros produtos. Para que isso ocorra, o reator deverá operar a uma temperatura de 1000°C e a uma pressão de 300 kPa. Após sair do reator com uma pressão

de 300 kPa, o gás de síntese passa por um resfriador (H-04) para esfriar a corrente até 300°C, temperatura e pressão ideais para entrar nos reatores de WGS (Barriquelo, 2013).

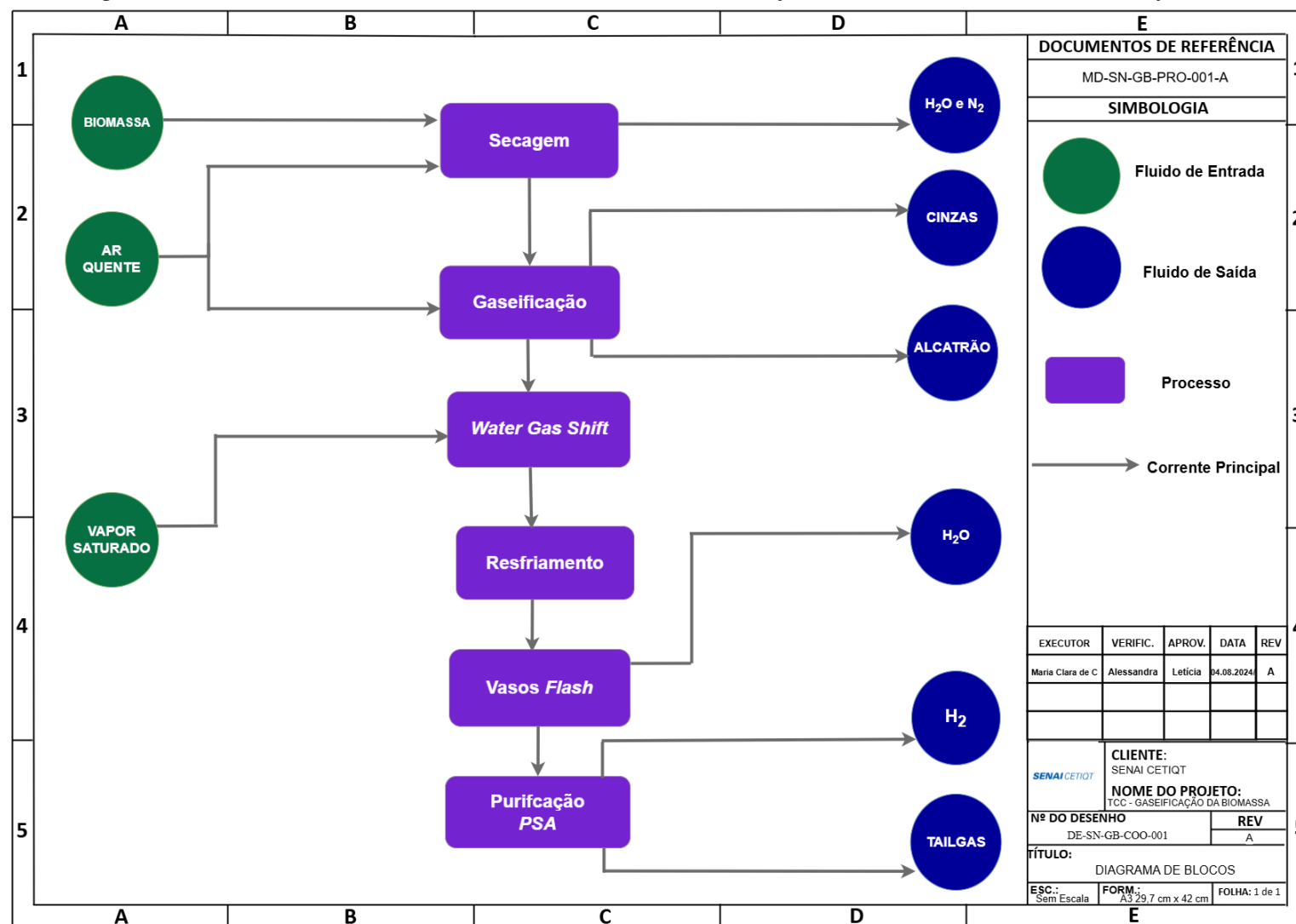
Segundo Barriquelo (2013), o gás oriundo da etapa de gaseificação não apresenta uma razão de H_2/CO apropriada para sua utilização em processos de síntese química. Por conta disso, este passará por dois reatores de *Water Gas Shift* com entrada de vapor saturado, sendo eles de alta e baixa temperatura no qual a razão H_2/CO será ajustada para valores próximos de 2. O reator de *Water Gas Shift* de alta temperatura (R-02) opera em uma faixa de 300 - 450° C, favorecendo assim a cinética da reação de produção de H_2 , e o reator de *Water Gas Shift* de baixa temperatura (R-03) opera entre 200 - 250 °C para favorecer a conversão em H_2 , ambos com uma pressão de 300 kPa. Portanto, após a passagem no reator R-02, o gás passará por um resfriador (H-05) para diminuir sua temperatura a 180 °C e adentrar no R-03.

Após sair do reator, o gás constituído em sua grande maioria por H_2 e CO_2 passa por uma etapa de resfriamento composta por um trocador de calor (H-06) para atingir uma temperatura de 50 °C com a utilização de água de resfriamento. Em seguida, o gás resfriado segue para um vaso Flash (V-01) para que o líquido formado na etapa de resfriamento seja descartado e posteriormente o gás passe por uma etapa de compressão (C-02), seguido por um resfriador (H-07) e um vaso Flash (V-02), atingindo assim uma pressão final de 10 bar (Barriquelo, 2013).

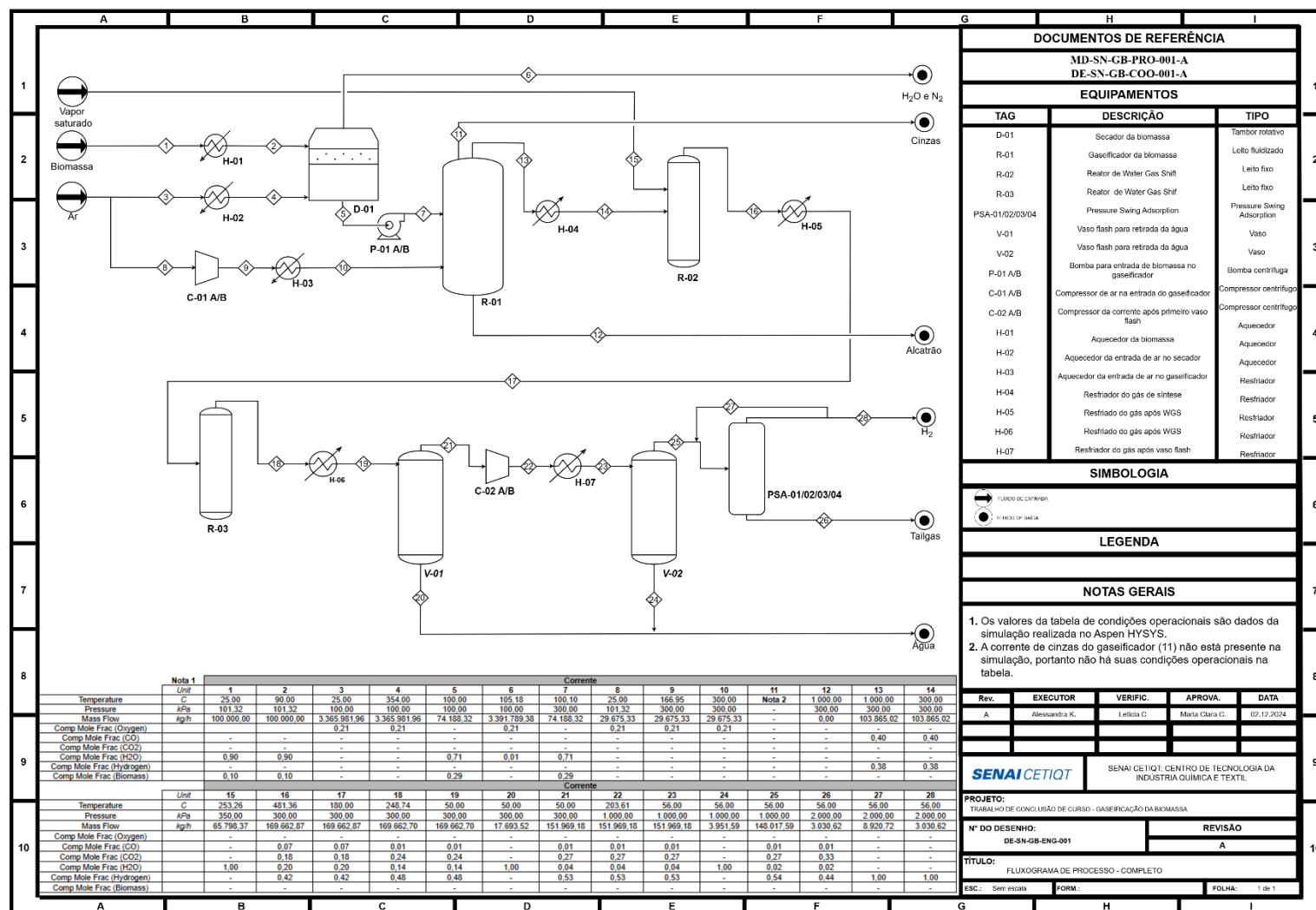
Para a realização da etapa de separação do H_2 , é utilizado o método PSA (*Pressure Swing Adsorption*), adsorção por variação da pressão, no qual as moléculas contidas na fase gasosa que possuem maior afinidade com o adsorvente contido nos vasos (PSA-01/02/03/04) irão se difundir, formando o *Tail Gas* composto por CO , CO_2 e outras impurezas, e o H_2 , que possui a menor afinidade, sai com uma pureza maior que 99%.

Para que a etapa de separação ocorra de forma efetiva, a corrente de alimentação da PSA deve apresentar 70% em mol de H_2 para que se alcance 85% de conversão (P. Spath, 2005). A corrente de alimentação possuía em torno de 55% de H_2 e para alcançar esse critério foi realizado um reciclo com a corrente do produto puro para atender a proporção necessária, com uma vazão de 9712,23 kg/h. No final, a produção de hidrogênio com 99% de pureza sai em torno de 3030 kg/h.

Além disso, outra representação em desenho de engenharia, o *Process Flow Diagram* (PFD) mais detalhada acerca do processo, é mostrada na Figura 4.2. Todos os dados relacionados ao balanço de massa e as propriedades físico-químicas das correntes foram obtidos pela simulação *Aspen Hysys* além das numerações das correntes. Para melhor visualização, esta tabela anexada a parte inferior da área gráfica do PFD, consta no anexo A

Figura 4.1 – DIAGRAMA DE BLOCOS DO PROCESSO DE GASEIFICAÇÃO DA MICROALGA PARA PRODUÇÃO DE H₂

Fonte: Autoria Própria

Figura 4.2 – FLUXOGRAMA DE PROCESSOS PARA A GASEIFICAÇÃO DA MICROALGA PARA PRODUÇÃO DE H₂

Fonte: Autoria Própria

CAPÍTULO 5 – SIMULAÇÃO ASPEN HYSYS

A simulação do processo foi realizada no *software* ASPEN HYSYS, plataforma de modelagem de processos que é usada para desenvolver processos químicos em diversos setores industriais. Ela conta com um extenso banco de dados de propriedades de substâncias químicas e oferece uma interface gráfica que simplifica o arranjo de sequências de reações e equipamentos (Barriquello, 2013).

A biomassa utilizada não se encontra no banco de dados do *software*, portanto, foi necessário a incorporação da representação da biomassa por meio da sua composição com o modelo UNIQUAC, como indicado na Tabela 5.1.

TABELA 5.1 – FRAÇÃO MÁSSICA DA CORRENTE BIOMASSA.

Componente	Composição (%)
Carboidrato	18
Lipídios	31
Proteínas	51

Fonte: Autoria Própria

Já para a gaseificação da biomassa e as etapas subsequentes, o pacote termodinâmico utilizado foi o PRSV (*Peng Robinson Stryjek-Vera*) pois satisfaz as condições de não idealidade do sistema, tanto em relação a natureza dos componentes quanto a pressão do sistema.

A simulação foi realizada obedecendo os critérios e condições estabelecidas no memorial descritivo de processo abordado no capítulo 3 e em respeito aos equipamentos apresentados no PFD conforme Figura 4.2. A simulação do processo está ilustrada a seguir na Figura 5.1.

Fonte: Autoria Própria.



A partir da simulação, é possível extrair o *WorkBook* com todas as informações de processo das correntes existentes, desde as condições de processo até a composição das correntes e a quantidade de calor das correntes de utilidade dos trocadores de calor, a mesma tabela utilizada na parte inferior do PFD apresentado no Capítulo 4. O *WorkBook* encontra-se no anexo A.

A corrente de biomassa contendo as informações supracitadas da microalga, antes do aquecedor H-01, são descritas na Tabela 5.2. Ademais, a corrente de ar, agente gaseificador, é representado na Tabela 5.3

TABELA 5.2 – INFORMAÇÕES DA CORRENTE BIOMASSA.

Dados	Unidade	Valor
Temperatura	°C	25
Pressão	kPa	101,32
Fluxo molar	kg mol/h	2194,18
Fluxo mássico	kg/h	100000

Fonte: Autoria Própria

TABELA 5.3 – INFORMAÇÕES DA CORRENTE AR (AGENTE GASEIFICADOR).

Dados	Unidade	Valor
Temperatura	°C	25
Pressão	kPa	101,32
Fluxo molar	kg mol/h	1028,6
Fluxo mássico	kg/h	29675,3

Fonte: Autoria Própria

Por fim, a corrente final de H_2 produzida, após saída do equipamento PSA, é descrita na Tabela 5.4.

TABELA 5.4 – INFORMAÇÕES DA CORRENTE H_2 .

Dados	Unidade	Valor
Temperatura	°C	56
Pressão	kPa	2000
Fluxo molar	kg mol/h	1503,28
Fluxo mássico	kg/h	3030,62

Fonte: Autoria Própria

Portanto, a produção de cerca de 3030 kg/h, ou seja, 3,03 toneladas de hidrogênio 99% por hora conforme a entrada de 100000 kg/h de biomassa, logo, uma produtividade de 3,03%.

CAPÍTULO 6 - ESTUDO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

A integração energética é o processo de otimização do uso da energia dentro de um processo industrial, visando maximizar a eficiência energética. Ela envolve o aproveitamento e redistribuição de calor entre diferentes correntes para minimizar o uso de utilidades e energia e reduzir o desperdício de energia térmica (Kemp, 2007).

Para o presente trabalho foi utilizado a metodologia *Pinch*, que é um dos métodos para a análise energética. Ela é composta por uma série de etapas que auxiliam na identificação de oportunidades de otimização energética nos processos industriais.

I. Coleta de Dados: identificação das correntes térmicas (quentes e frias), dados de temperatura de entrada e saída e a capacidade calorífica da corrente.

II. Curva Composta: gráfico Temperatura x Entalpia que representa as demandas térmicas das correntes quentes e frias.

III. Identificação do *Pinch*: faixa de temperatura onde a diferença entre as temperaturas das correntes quentes e frias é mínima ($\Delta T_{min} = 10^{\circ}\text{C}$).

IV. Número de trocadores de calor: número mínimo de trocadores de calor necessários para o processo.

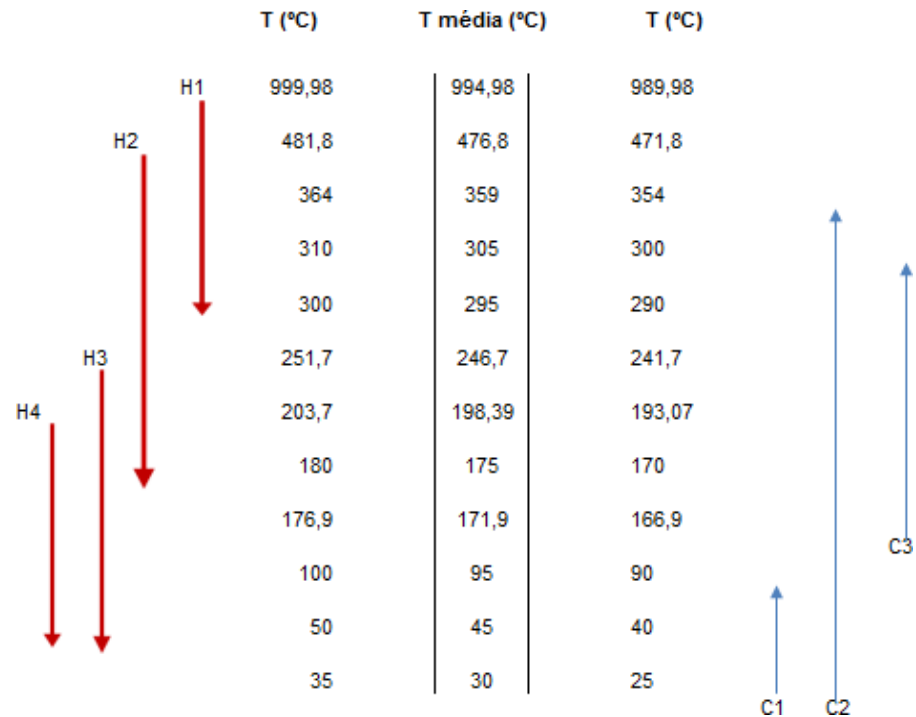
V. Rede de Trocadores de Calor: projetar os trocadores de calor para que alcancem o máximo de transferência de calor entre as correntes.

A memória de cálculo para a integração energética é explorada no documento MC-SN-GB-PRO-003-A. Em suma, foi retirado os dados das correntes dos trocadores de calor presentes na simulação. A partir disso foi realizado um diagrama com as temperaturas quentes (*Hot*, lado esquerdo) e frias (*Cold*, lado direito) com um intervalo de 10°C juntamente com a representação das correntes e a quantidade de energia entre os intervalos de temperatura, como indicado na Figura 6.1. Para o cálculo de energia foi utilizado a Equação 7 a seguir:

$$Q = m C_p \Delta T \quad (7)$$

Considera-se Q como a quantidade de calor, medida em kW, enquanto m representa a vazão molar em kgmol/h. Além disso, C_p corresponde ao calor específico da substância, em kJ/kgmol $^{\circ}\text{C}$, ΔT indica a variação de temperatura em $^{\circ}\text{C}$.

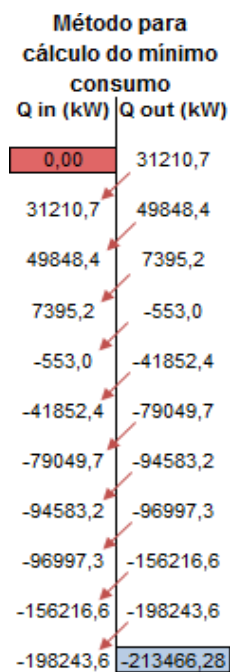
FIGURA 6.1 - DIAGRAMA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.



Fonte: Autoria Própria.

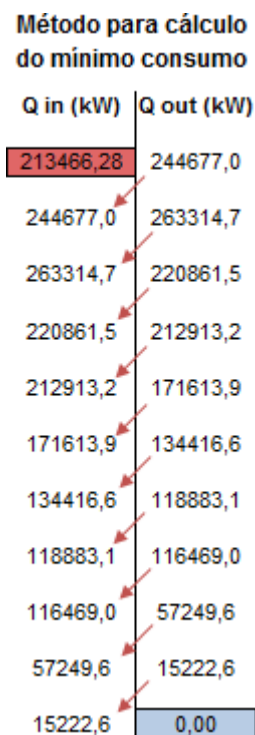
Posteriormente, foi desenvolvido o cálculo para o mínimo consumo de utilidade (cascata), no qual é admitido que o calor que entra no sistema de utilidade quente é zero (Q_{in}) e é somado com as quantidades de calor calculadas em cada intervalo, até encontrar a quantidade de utilidade fria necessária (Q_{out}), como demonstrado na Figura 6.2.

FIGURA 6.2 - CASCATA DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA 1.



Fonte: Autoria Própria.

FIGURA 6.3 - CASCATA DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA 2.



Fonte: Autoria Própria.

Analisando o método de cascata, nota-se que há um possível Ponto de *Pinch*, sendo no intervalo de temperatura entre 25° - 35°C, porém ao analisar é possível afirmar que é um falso Ponto de *Pinch* pois é a temperatura mínima do nosso processo e a quantidade de energia requerida neste intervalo é muito grande, 213466,28 kW, sendo impraticável ser zerado totalmente caso o método de cascata continuasse para uma temperatura menor. Porém, é possível a aplicação da metodologia pois ao analisar o gráfico da Curva Composta na Figura

6.8 percebe-se que a menor diferença de temperatura entre as curvas quente e fria é justamente no intervalo de 25° - 35°C portanto a análise pode ser feita.

A elevada quantidade de energia que precisa ser adicionada ao processo se dá principalmente pela corrente C2 (fria) pois ela precisa ser aquecida de 25°C até 354°C e possui maior valor de m_{Cp} devido a sua alta vazão.

A próxima etapa da integração se baseia no cálculo mínimo de trocadores de calor presentes (NHE) no processo seguindo a equação 8. Para isso, é realizada o cálculo sem a metodologia *Pinch* e com a metodologia, pois o número de trocadores com o *Pinch* deve ser maior ou igual ao número de trocadores com o *Pinch* segundo o critério na equação 9.

$$NHE^{MIN} = NHP + NCP + NHU + NCU - 1 \quad (8)$$

$$NHE^{MIN}_{c/pinch} \geq NHE^{MIN}_{s/pinch} \quad (9)$$

Em que NHP refere-se ao número de correntes quentes do processo; NCP, correntes frias de processo; NHU, utilidades quentes e NCU, utilidades frias.

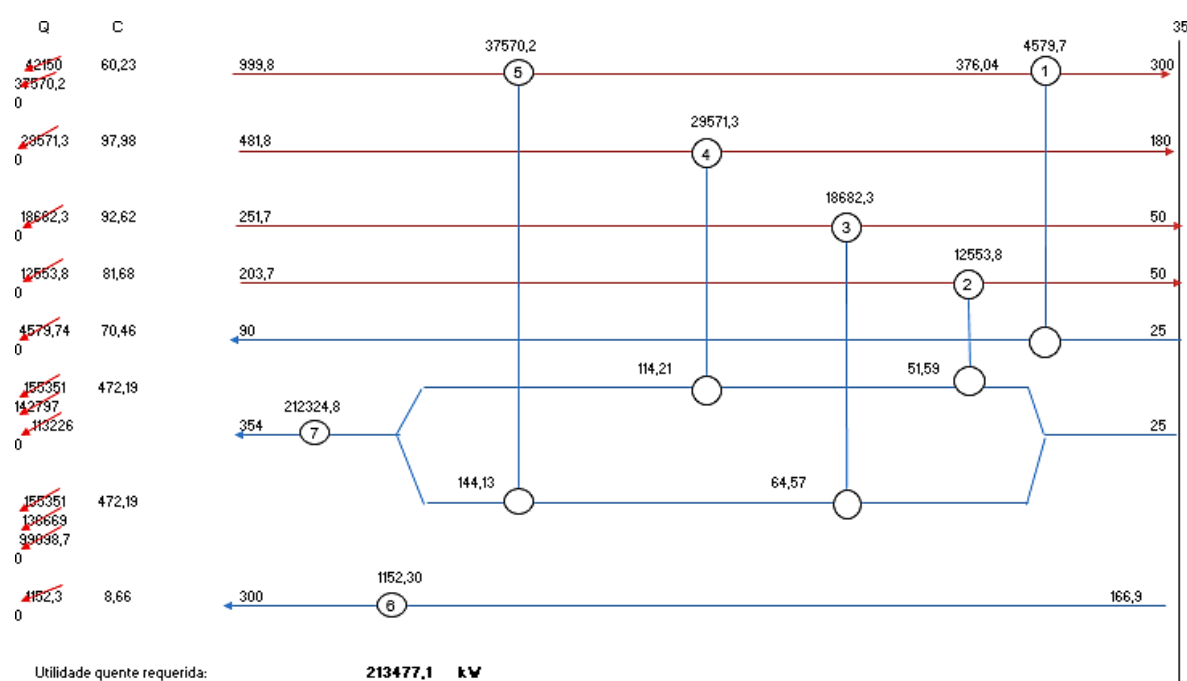
Com os cálculos realizados, foram encontrados 8 trocadores de calor sem a metodologia e 7 trocadores de calor com a metodologia. Nota-se que o critério não é atendido e acredita-se que isso se dá ao fato de que o desenvolvimento da integração energética está acontecendo apenas em uma parte da metodologia, ou seja, está sendo considerada apenas a parte acima da Temperatura *Pinch*, visto que o cálculo do número de trocadores com a metodologia é a soma do NHE acima e abaixo do ponto *Pinch*.

A última etapa da integração energética é a síntese de rede, na qual é possível observar quais correntes podem realizar a troca de calor entre si, sem a necessidade de utilidades.

Alguns

critérios precisam ser obedecidos para a realização da síntese de rede acima do Ponto *Pinch*, como o fato de que o número de correntes frias deve ser maior ou igual ao número de correntes quentes e que o produto de m_{Cp} da corrente fria deve ser maior ou igual ao m_{Cp} da corrente quente. Portanto, para atender ao primeiro critério foi necessário a divisão da corrente C2 e a partir disso foi realizado o arranjo da rede de trocadores de calor, como indicado na Figura 6.6.

FIGURA 6.6 – REDE DE TROCADORES DE CALOR.



Fonte: Autoria Própria.

Como resultado, foi obtido e validado os valores encontrados anteriormente com 7 trocadores de calor presentes e 213477,1 kW de utilidade quente necessária para o processo.

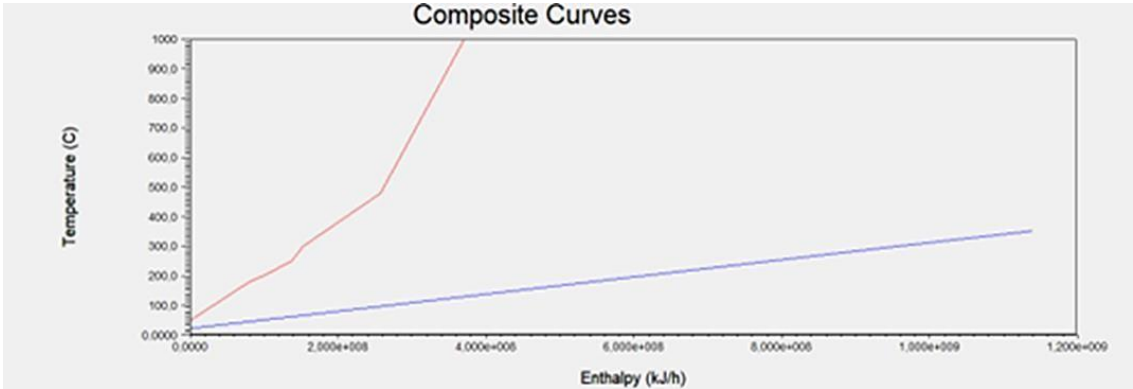
Para evidenciar esta análise, foi realizada a integração energética no *software Aspen Energy*. Os dados obtidos na simulação foram adicionados no *software*, como a temperatura de entrada e saída e o m_{Cp} das correntes dos 7 trocadores de calor presentes, como observado na Figura 6.7. Com os dados inseridos, o *software* plotou os gráficos da Curva Composta (Temperatura x Entalpia), que é a combinação da entalpia de todas as correntes quentes e todas as frias em função da temperatura e a Grande Curva Composta (Temperatura x Calor), que consiste na quantidade de energia que chega em um determinado intervalo de temperatura, ilustradas nas Figuras 6.8 e 6.9 respectivamente.

FIGURA 6.7 - DADOS DAS CORRENTES.

Name		Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.	HTC [kJ/h-m ² -C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]		
H1		999.8	300.0	2.168e+005	1.517e+008		720.00			Global		
H2		481.8	180.0	3.527e+005	1.065e+008		720.00			Global		
H3		251.7	50.0	3.334e+005	6.726e+007		720.00			Global		
H4		203.7	50.0	2.940e+005	4.519e+007		720.00			Global		
C1		25.0	90.0	2.536e+005	1.649e+007		720.00			Global		
C2		25.0	354.0	3.400e+005	1.119e+009		720.00			Global		
C3		166.9	300.0	3.117e+004	4.148e+006		720.00			Global		
New												

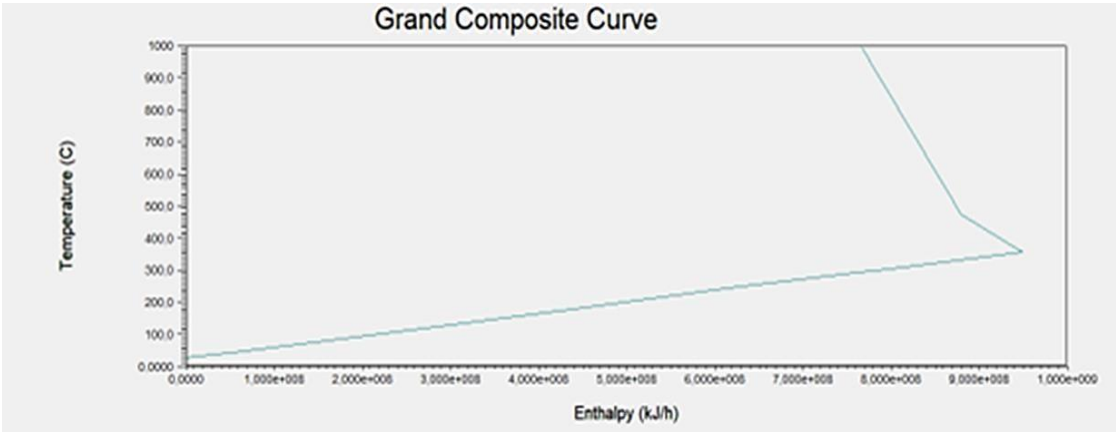
Fonte: Autoria Própria

FIGURA 6.8 - CURVA COMPOSTA.



Fonte: Autoria Própria

FIGURA 6.9 - GRANDE CURVA COMPOSTA



Fonte: Autoria Própria

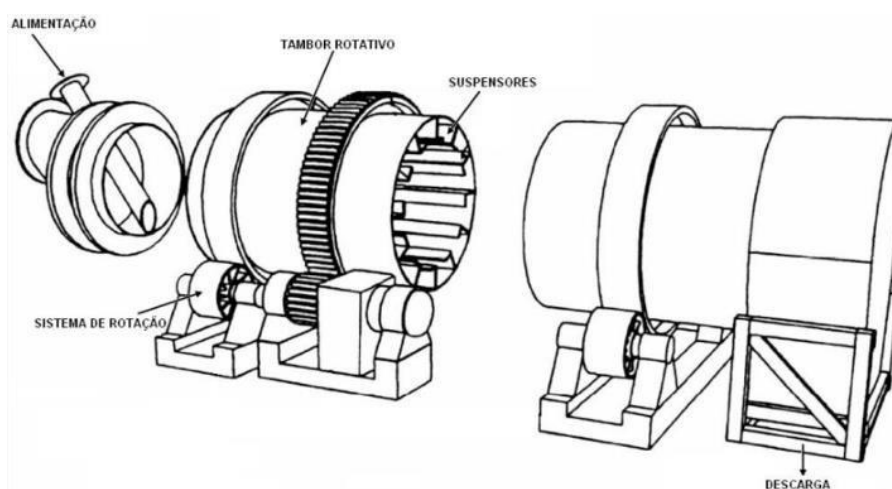
Com os gráficos gerados no *Aspen*, valida-se a possibilidade de execução da metodologia *Pinch* devido a menor diferença de temperatura entre as correntes ser justamente da faixa de 25° - 35°C, como visto na Curva Composta, e confirma-se a existência de um falso Ponto *Pinch*, no ponto $x = 0$ na Grande Curva Composta.

CAPÍTULO 7 - SECADOR D-01

É necessário que a corrente 2 de biomassa, conforme apresentado no PFD, passe pelo secador D-01 para que sua umidade seja reduzida em até 10%, devido à restrição de umidade no reator de leito fluidizado. Assim, foi realizado o dimensionamento de um secador do tipo tambor rotativo, pois este modelo é o mais adequado para operar com materiais granulares, pastosos ou fibrosos.

O secador rotativo, Figura 7.1, é composto por um cilindro horizontal que gira lentamente em torno de seu eixo, permitindo que a biomassa se misture enquanto é exposta a um fluxo de ar quente. O princípio de funcionamento baseia-se na transferência de massa e calor, onde o ar quente promove a evaporação da umidade presente na corrente.

FIGURA 7.1 – ESQUEMA DO SECADOR TAMBOR ROTATIVO



Fonte: Leonel (2014)

Para realizar os cálculos do secador utilizou-se a metodologia proposta e detalhada por Seader (2006), onde determinou-se o diâmetro do tambor, o volume e o comprimento total do secador através do balanço de energia e estudo de transferência de calor. Porém, destaca-se que a metodologia abordada possui algumas limitações em relação a valores de temperaturas máximas de operação e o reflexo disso para os diagramas a serem analisados para os parâmetros. A modelagem matemática foi realizada conforme apresentado em sua memória cálculo (MC-SN-GB-PRO- 001-A), com suas adaptações, e os resultados representados na tabela 7.1 abaixo.

TABELA 7.1 – RESULTADOS DO DIMENSIONAMENTO DO SECADOR

Dados	Valor
Diâmetro	4,042 m
Volume	2.422,38 m ³
Comprimento	47,69 m

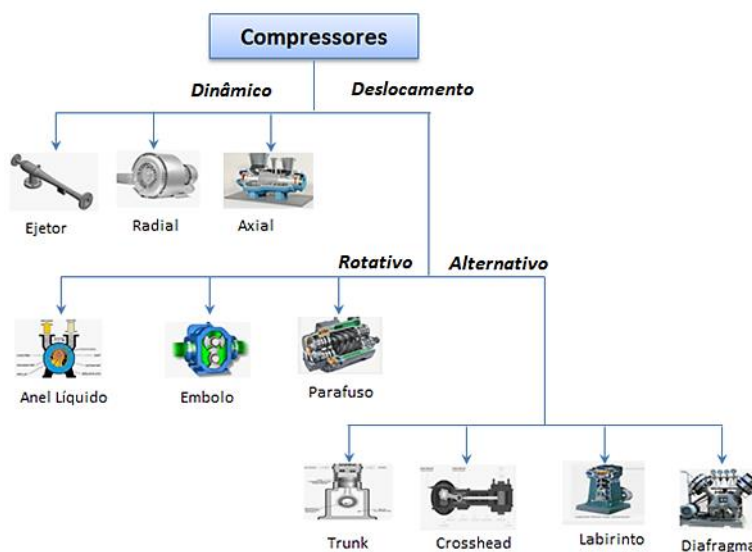
Fonte: Autoria Própria

Como forma de representar um secador tambor rotativo industrial para o processo de gaseificação com os valores dimensionados, elaborou-se a folha de dados representativa no documento FD-SN-GB-MEC-003-A.

CAPÍTULO 8 – COMPRESSOR C-01

Compressores pertencem a uma família de máquinas operadoras de fluido compressível, transporte de gás, a fim de elevar a energia utilizável dos fluidos elásticos, pelo aumento de sua pressão. Esses equipamentos são classificados de acordo com suas condições operacionais ideais, tipos de movimento e fluxos, divididos em volumétrico e dinâmico conforme Figura 8.1 (Cremasco, 2012).

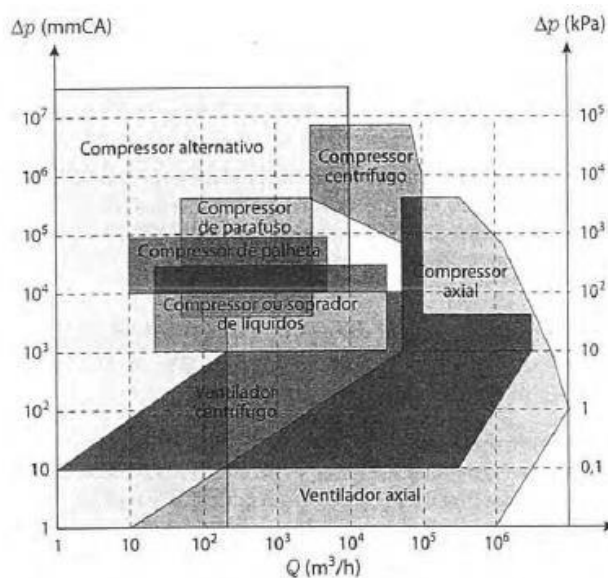
FIGURA 8.1 – ILUSTRATIVO TIPOS DE COMPRESSORES



Fonte: Ferraz (s.d.)

Conforme a metodologia descrita por Cremasco (2012), em razão de suas condições devazão de sucção/descarga e variação de pressão, a indicação do modelo mais adequado é apresentada na Figura 8.2 em forma de gráfico ilustrativo. Conforme a vazão volumétrica na entrada do compressor C-01, equivalente à de saída, igual a 23007,75 m³/h e uma variação de 198,7 kPa, o modelo ideal para a aplicação no ar a ser comprimido antes de seguir para o gaseificador é o compressor dinâmico radial/centrífugo.

FIGURA 8.2 – CAMPO DE APLICAÇÃO VENTILADORES E COMPRESSORES



Fonte: Cremasco (2012)

Em compressores centrífugos, há duas partes principais: rotor (ou impelidor) e difusor. Comumente, o gás é aspirado pela abertura central do rotor sendo descarregado na parte periférica do mesmo em razão a uma força centrífuga resultante da rotação imprimida pelo acionador. O fluido é escoado em uma trajetória espiral através do espaço anular envolvente ao impelidor (difusor radial). Em seguida, há uma desaceleração do fluido e consequentemente, a elevação de pressão. Antes do descarregamento, o fluido comprimido passa por um bocal divergente, o difusor de voluta, para um processo suplementar de difusão (Ferraz, s.d.).

A funcionalidade deste tipo de compressor impede o uso em caso de necessidade de grandes elevações de pressão de descarga, por isso, aplicam-se múltiplos estágios em caso de necessidade de elevada variação de pressão. A partir do conhecimento de sua funcionalidade e em razão as condições operacionais presente para o compressor C-01, compressão de ar antes da entrada no gaseificador R-01, apresentam-se os resultados nas tabelas a seguir.

O documento MC-SN-GB-PRO-002-A explora os valores encontrados que foram essenciais para validar o dimensionamento e a operação do compressor C-01, garantindo que ele atenda às exigências operacionais de maneira eficiente. Dimensionou-se com base nos parâmetros termodinâmicos fundamentais para garantir seu desempenho ideal, apontados na Tabela 8.1

TABELA 8.1 – RESULTADOS TERMODINÂMICOS DO COMPRESSOR.

Dados	Valor
Head Real	145,6 kJ/kg
Head Politrópico	105,08 kJ/kg
Head Adiabático	110,38 kJ/kg
Eficiência Adiabática	75,81%
Eficiência Politrópica	72,17%

Fonte: Autoria Própria

O head real reflete a energia entregue ao fluido durante a compressão. Os heads politrópico e adiabático foram calculados para medir a eficiência do processo, levando em

conta as perdas e a irreversibilidade. A eficiência adiabática indica o quão próximo o processo está de uma compressão ideal, sem trocas de calor, enquanto a eficiência politrópica avalia o comportamento do fluido em compressões reais, sob condições variáveis de temperatura e pressão.

Com base nos valores determinados anteriormente, foi possível calcular o trabalho adiabático, que representa a energia necessária para realizar a compressão sem trocas de calor com o ambiente. Além disso, a potência politrópica foi obtida, refletindo a quantidade de energia exigida para o processo de compressão em condições reais, considerando variações de temperatura e pressão. Por fim, a potência consumida, indicando o consumo total de energia pelo compressor para operar de acordo com as condições estabelecidas. Esses cálculos são fundamentais para dimensionar o desempenho energético do sistema.

TABELA 8.2 – RESULTADOS DE DESEMPENHO DO SISTEMA.

Dados	Valor
Trabalho Adiabático	110,41 J/kg
Potência Politrópica	1663,46 kW
Potência Consumida	1,22 J/s

Fonte: Autoria Própria

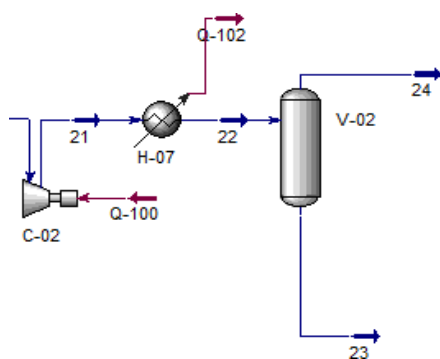
Para uma análise preliminar do diâmetro interno da tubulação antes e depois do C-01, utilizou-se a equação de *Weymouth* para ar comprimido, que relaciona temperatura, vazão de gás e pressão para calcular a perda de carga e a velocidade do gás em uma tubulação de 100 metros de comprimento. Com base nos valores obtidos, considerando diferentes diâmetros internos, determinou-se um intervalo de 16 a 18 in para a entrada e de 13 a 14 in para a saída. Vale destacar que a metodologia aplicada revelou discrepâncias para os valores de entrada no C-01, pois estes não convergiram dentro do intervalo esperado, diferentemente dos valores de saída. Tal divergência deve-se à elevada variação de temperatura observada, cerca de 140 °C.

Como forma de representar um compressor centrífugo industrial para o processo de gaseificação com os valores dimensionados, elaborou-se a folha de dados representativa no documento FD-SN-GB-MEC-002-A.

CAPÍTULO 9 - TROCADOR DE CALOR H-07

Para o dimensionamento do trocador de calor, casco e tubo, foi escolhido o resfriador H-07, ilustradona Figura 9.1, situado antes do Vaso Flash V-02. Estes trocadores possuem uma grande área de superfície para a troca de calor, devido a configuração dos tubos, permitindo uma eficiente transferência térmica entre os fluidos O dimensionamento foi realizado utilizando o *software Aspen Hysys* e a metodologia rigorosa, conforme condições da Tabela 9.1.

FIGURA 9.1 - AQUECEDOR H-07.



Fonte: Autoria Própria.

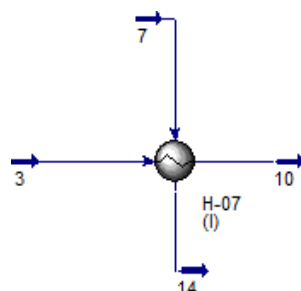
Tabela 9.1 – DADOS DE ENTRADA E SAÍDA (CORRENTES 21 E 22)

Dados	Unidade	Entrada	Saída
Temperatura	°C	203,6	56
Pressão	atm	10	10
Fluxo mássico	Kg/h	151969,2	151969,2

Fonte: Autoria Própria

O dimensionamento realizado pelo *software* é efetivo apenas para trocadores de calor, portanto, o aquecedor H-07 foi recriado para o trocador representado na Figura 9.2 e mantendo as condições operacionais. Para o trocador de calor, foi atribuído o mesmo TAG representativo de processo para manter a equivalência.

FIGURA 9.2 - TROCADOR DE CALOR H-07.



Fonte: Autoria Própria.

O relatório técnico RT-SN-GB-PRO-001-A explora o dimensionamento pelo método rigoroso desenvolvido pelo *software ASPEN Hysys* como parte integrante a simulação do processo. A Tabela 9.2 demonstram os resultados para o trocador de calor H-07.

TABELA 9.2 – RESULTADOS DE DESEMPENHO DO TROCADOR DE CALOR H-07.

Dados	Valor
Material	SS 316L
Diâmetro Tubo	3/4"
Disposição dos tubos	Triangular
Diâmetro do casco	42"
Comprimento do tubo	12 ft
Número de tubos	1522

Fonte: Autoria Própria.

Como parte da relação de representação dos valores encontrados, reproduziu-se a folha de dados conforme valores encontrados pelo método de dimensionamento no documento FD- SN-GB-MEC-001-A.

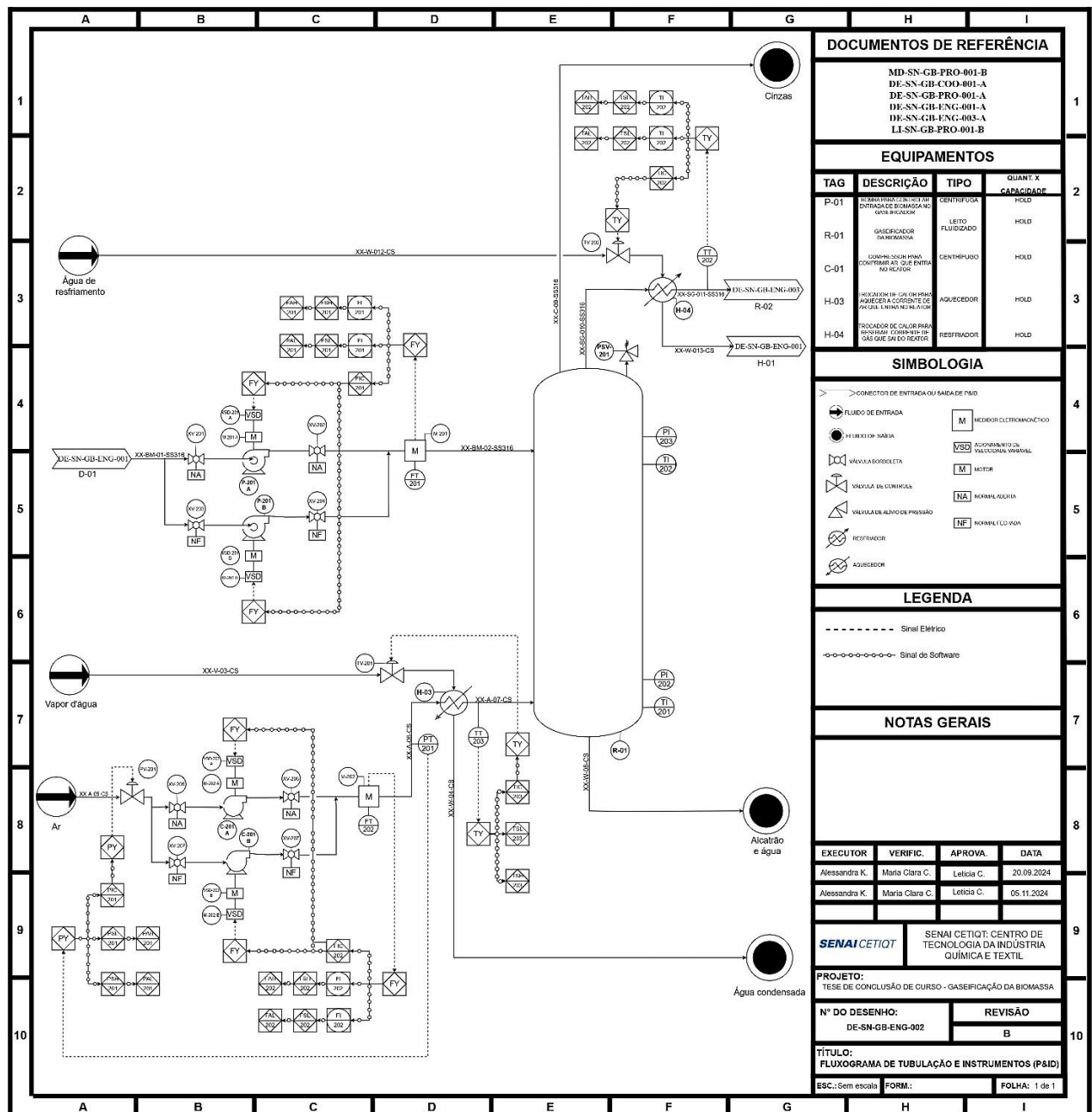
Assim sendo, o trocador de calor H-07 será de material SS 316L, recomendável para contato com hidrogênio conforme ASME B31.12 *Hydrogen Piping and Pipelines*, com tubos de ¾” de diâmetro e 12 ft de comprimento, com uma perda de carga 1,66 psi. O casco terá um diâmetro de 42”, uma perda de carga de 10,32 psi e constituído por 1522 tubos. Com estas dimensões, o *Aspen Hysys* avalia um custo de \$ 152.816 dólares.

CAPÍTULO 10 - PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM (P&ID)

O *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID) é um documento de engenharia de representação gráfica detalhada fundamental para o desenvolvimento, operação e manutenção de uma planta industrial. Ele apresenta de forma detalhada os sistemas de tubulação e instrumentação de um processo, desde componentes mecânicos como tubulação, bombas e válvulas, até componentes de controle e monitoramento como sensores e controladores.

No presente estudo foi elaborado um P&ID detalhado do gaseificador da biomassa, um dos subsistemas mais importantes do processo (SSOP) devido à produção dos gases, abrangendo as principais linhas de entrada e saída do equipamento conforme documento DE- SN-GB-ENG-002-B. Nele estão representadas as linhas de entrada da biomassa e do agente oxidante (ar), além das linhas de saída do gás de síntese, das cinzas e do alcatrão com água. A Figura 10.1 ilustra detalhadamente esses elementos e as suas respectivas malhas de controles que foram desenvolvidas.

FIGURA 10.1 – PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM (P&ID) DO GASEIFICADOR



Fonte: Autoria Própria

Como pode ser observado na figura 10.1, há uma malha de controle associada à bomba (P-01 A/B) e esta é responsável por regular o fluxo de entrada da biomassa no gaseificador (R-01). Esta malha é composta por um transmissor de fluxo (FT) que monitora a vazão e envia sinais elétricos a um controlador de fluxo (FY) que, por sua vez, envia um sinal elétrico para o VSD (variador de velocidade) da bomba para regular a velocidade rotacional do motor e, assim, controlar a vazão de acordo com os requisitos do processo. É válido ressaltar que as bombas

estão configuradas em paralelo, sendo a bomba P-01 A a principal e a P-01 B a reserva. Ambas operam com 100% de sua capacidade, mas a bomba principal é a que está em operação constante, enquanto a bomba reserva é acionada automaticamente em caso de falha ou manutenção da principal, garantindo a continuidade do processo e a confiabilidade do sistema.

O compressor (C-01) possui uma malha de controle destinada a regular a pressão de gás comprimido que irá entrar no reator (R-01). Esta malha é composta por um transmissor de pressão (PT) que mede a pressão de saída e envia um sinal elétrico ao controlador de pressão (PY) que, por sua vez, ajusta a válvula de controle na linha de entrada para poder controlar a pressão de acordo com os requisitos do processo. É válido ressaltar que os compressores estão configurados em paralelo, sendo o compressor C-01 A o principal e o C-01 B o reserva. Ambos operam com 100% de sua capacidade, mas o compressor principal é o que está em operação constante, enquanto o compressor reserva é acionado automaticamente em caso de falha ou manutenção do principal, garantindo a continuidade do processo e a confiabilidade do sistema.

Há também duas malhas de controle de temperatura na entrada (H-03) e na saída (H-04) do reator. Ambas são compostas por um medidor e transmissor de temperatura (TT) que monitoram as temperaturas e enviam um sinal elétrico aos controladores de temperatura (TY) que, por sua vez, ajustam as válvulas de controle das correntes de utilidades para poder controlar as temperaturas de acordo com os parâmetros do processo. Para a malha do trocador de calor da entrada do reator há um controle da vazão de vapor d'água pois a corrente de ar está sendo aquecida, enquanto na malha do trocador de calor da saída há um controle da vazão de água de resfriamento pois a corrente do gás de síntese precisa ser resfriada.

Para uma melhor leitura do diagrama criou-se o Quadro 10.1 abaixo com cada TAG decada instrumentação utilizada no desenho e suas respectivas descrições.

QUADRO 10.1 – INSTRUMENTOS DO P&ID E RESPECTIVAS FUNÇÕES

TAG	Descrição
FT	Transmissor de vazão
FY	Memória do controlador de vazão
FI	Interface homem-máquina
FSH	Chave de alta vazão
FAH	Alarme de alta vazão
FSL	Chave de baixa vazão
FAL	Alarme de baixa vazão
FIC	Controlador de indicação de vazão
VSD	Acionamento de velocidade variável
M	Motor da bomba
PI	Indicador de pressão
PT	Transmissor de pressão
PY	Memória do controlador de pressão
PI	Interface homem-máquina
PSH	Chave de alta pressão
PAH	Alarme de alta pressão
PSL	Chave de baixa pressão
PAL	Alarme de baixa pressão
PIC	Controlador de indicação de pressão
TI	Indicador de temperatura
TT	Transmissor de temperatura
TY	Memória do controlador de temperatura
TI	Interface homem-máquina
TSH	Chave de alta temperatura
TAH	Alarme de alta temperatura
TSL	Chave de baixa temperatura
TAL	Alarme de baixa temperatura
TIC	Controlador de indicação de temperatura

Fonte: Autoria Própria

CAPÍTULO 11 - ANÁLISE PRELIMINAR DE RISCO (APR)

A APR é a abreviação da Análise Preliminar de Risco, a avaliação prévia sobre eventuais riscos com potencial de ocorrer em um dado processo. Conforme definido pelo Glossário da Norma Regulamentadora (NR) 34, a APR corresponde à “avaliação inicial dos riscos potenciais, suas causas, consequências e medidas de controle.” A análise foi desenvolvida para identificar e avaliar riscos associados ao processo em estudo, visando antecipar problemas que possam comprometer a integridade das operações, especialmente no que se refere à perda de contenção. Para isso, utilizou-se as tabelas de matriz de risco padronizadas pela Petrobras, conforme Figura 11.1, assegurando alinhamento com as práticas e normas adotadas na indústria, para classificação da frequência e severidade.

FIGURA 11.1 – MATRIZ DE RISCO PARA REFERÊNCIA

						Categorias de Frequência				
Descrição / características						A Extremamente remota	B Remota	C Pouco provável	D Possível	E Frequente
						Conceitualmente possível, mas sem referências na indústria	Não esperado ocorrer, apesar de haver referências em instalações similares na indústria	Pouco provável de ocorrer durante a vida útil de um conjunto de instalações similares	Possível de ocorrer uma vez durante a vida útil da instalação	Possível de ocorrer muitas vezes durante a vida útil da instalação
Categorias de Severidade das Consequências										
V	Catastrófica	Múltiplas fatalidades intramuros ou fatalidade extramuros (ver Nota 2)	Danos catastróficos podendo levar à perda da instalação industrial	Danos severos em áreas sensíveis ou com efeitos se estendendo para outros locais	Impacto internacional	M	M	NT	NT	NT
IV	Crítica	Fatalidade intramuros ou lesões graves extramuros (ver Nota 3)	Danos severos a sistemas (reparação lenta)	Danos severos com efeito localizado	Impacto nacional	T	M	M	NT	NT
III	Média	Lesões graves intramuros ou lesões leves extramuros	Danos moderados a sistemas	Danos moderados	Impacto regional	T	T	M	M	NT
II	Marginal	Lesões leves	Danos leves a sistemas / equipamentos	Danos leves	Impacto local	T	T	T	M	M
I	Desprezível	Sem lesões ou no máximo casos de primeiros socorros	Danos leves a equipamentos sem comprometimento da continuidade operacional	Danos insignificantes	Impacto insignificante	T	T	T	T	M

Fonte: Petrobras (s.d)

Neste processo, foi adotada uma abordagem ampla, que analisa o sistema como um todo, incluindo todos os subsistemas de forma integrada. Esse escopo permite uma visão abrangente dos potenciais cenários de risco, com especial ênfase nos cenários críticos envolvendo a presença de gases. As estratégias de detecção e salvaguardas foram definidas conforme os instrumentos e tecnologias que podem ser implementados, e as recomendações incluem a aplicação de melhorias adicionais para prevenir a ocorrência desses cenários de risco.

Este documento é disponibilizado em APR nº001-A. Para visualização, distribuídas nas Figuras 11.2 e 11.3

FIGURA 11.2 – PARTE 1 DOS CENÁRIOS DA APR

Cenário	Perigo	Causas	Consequência	Deteção/Salvaguardas	Freq	Pessoas	Instalação	Meio Ambiente	Imagem	Observações / Recomendações
1	Pequena liberação de H ₂ e CO na saída do gaseificador R-01	Ruptura em linha rígida, flanges e/ou válvulas por falha de integridade de equipamento	Danos ao equipamento e demais instalações próximas na praça de máquinas; Contaminação do ambiente; Asfixia, irritação e consequentes (ex.: convulsões).	Detecção sonora por operação assistida; Monitoramento contínuo de pressão e vazão; Uso de detector de gás (Ex.: Sensor infra-vermelho e/ou eletroquímico e em ação na sala de controle)	C	SEVERIDADE				1. Implementar um programa regular de inspeção por ultrassom nas tubulações e conexões, especialmente nas áreas sujeitas à corrosão, para detecção precoce de possíveis furos; 2. Instalar válvulas de alívio e/ou sistemas de ventilação que possam conter pequenas liberações de CO em caso de vazamento, direcionando o gás para uma área segura.
						II	II	I	I	
						MATRIZ DE RISCO				
						T	T	T	T	
2	Pequena liberação de ar pressurizado no gaseificador R-01	Ruptura no costado por corrosão	Risco de choque e/ou incêndio em presença de ambiente com outros gases inflamáveis (Eletricidade Estática).	Detecção visual e auditiva por operação assistida; Instrumentos de controle de pressão Instalação de intertravamento na entrada de ar após o compressor C-01, em caso de vazamento deste ar do gaseificador; Resposta da brigada utilizando canhão de espuma e hidrantes (HA)	B	SEVERIDADE				3. Melhorar o sistema de aterramento e controle de eletricidade estática nas proximidades do gaseificador para evitar ignição acidental; 4. Inspeção visual e por ultrassom rotineira no gaseificador para detecção precoce de corrosão; 5. Instalar sensores adicionais de vazamento de H2 próximos ao vaso V-01 e implementar alarmes que indiquem níveis críticos de concentração do gás.
						IV	V	III	III	
						MATRIZ DE RISCO				
						M	M	T	T	

Fonte: Autoria Própria

FIGURA 11.3 – PARTE 2 DOS CENÁRIOS DA APR

3	Pequena liberação de H ₂ no V-01	Furo no costado por falha de integridade de equipamento	Danos ao equipamento e demais instalações próximas na praça de máquinas; Irritação (Queimadura por frio/congelamento) e asfixia.	Detecção visual por operação assistida; Uso de detector de gás (Ex: Sensor IF e/ou eletroquímico e em ação na sala de controle)	C	SEVERIDADE				6. Inspeção visual e por ultrassom rotineira nas tubulações para detecção precoce de corrosão; 7. Instalar sensores adicionais de vazamento de H2 próximos ao vaso V-01 e implementar alarmes que indiquem níveis críticos de concentração do gás.
						II	II	I	I	
						MATRIZ DE RISCO				
						T	T	T	T	
4	Pequena liberação de gás H ₂ na linha de descarga do C-02	Ruptura em linha rígida, flanges e/ou válvulas por falha de integridade de equipamento	Danos ao equipamento e demais instalações próximas na praça de máquinas; Em presença de calor, sustentável a explosão Irritação e queimadura.	Detecção visual por operação assistida. Uso de detector de gás (Ex: Sensor IF e/ou eletroquímico e em ação na sala de controle)	C	SEVERIDADE				8. Inspeção visual e por ultrassom rotineira nas tubulações para detecção precoce de corrosão; 9. Instalar sensores adicionais de vazamento de H2 próximos ao vaso V-01 e implementar alarmes que indiquem níveis críticos de concentração do gás.
						II	II	I	I	
						MATRIZ DE RISCO				
						T	T	T	T	
5	Vazamento de H ₂ na etapa do PSA - 01/02/03/04	Sobrepresão no sistema	Explosão do vaso e/ou jet fire (densidade menor que a do ar); Irritação e queimadura.	Detecção visual e auditiva por operação assistida; Alarme de Alta Pressão para pressão > 20 bar +- 10% (o hidrogênio sai em torno de 20 bar); Uso de detector de gás (Ex: Sensor infra-vermelho e/ou eletroquímico e em ação na sala de controle)	C	SEVERIDADE				10. Implementar barreiras de contenção para proteção contra explosão e ventilação de emergência para evitar que o vazamento de H2 se acumule em ambientes fechados.
						IV	IV	III	III	
						MATRIZ DE RISCO				
						M	M	M	M	

Fonte: Autoria Própria

CAPÍTULO 12 – CONCLUSÃO

A introdução dos combustíveis fósseis durante a Revolução Industrial impulsionou o desenvolvimento industrial, porém acompanhando consequências ambientais significativas, como a emissão de gases de efeito estufa e a poluição. Em resposta a esses desafios, o uso de fontes renováveis, como a biomassa, tem ganhado destaque, especialmente em países como o Brasil, que possui abundantes recursos naturais.

Neste trabalho, explorou-se o potencial da utilização da microalga *Chlorella vulgaris* para a produção de H_2 a partir de sua gaseificação em presença de ar conjugada a purificação a partir adsorção por alternância de pressão (PSA). A análise do processo considerou elevadas condições operacionais, com uma entrada de 100.000 kg/h de biomassa eo uso de 29.675,3 kg/h de ar para a gaseificação, resultando em uma produção aproximada de 3.030 kg/h de hidrogênio, cerca de 809,2 m³/d produzido. Em contrapartida, a produção a partir de fontes derivadas de petróleo, nas Unidades de Geração de Hidrogênio (UGH), localizadas naa refinaria Duque de Caxias (REDUC) e Refinaria Lubrificantes do Nordeste (Lubnor) possuem o histórico de produção de cerca de 625.00 m³/d e 35.000 m³/d, respectivamente. Esses valores ressaltam o impacto de uma matéria-prima específica como a *Chlorella vulgaris* em uma linha de produção contínua de H_2 em larga escala, ressaltando a produtividade de 3,03% de H_2 com uma pureza de 99,99% em razão a alta vazão de entrada para a entrada de matéria prima.

Durante o estudo, foram observados valores relativamente elevados para os parâmetros operacionais dos principais equipamentos dimensionados, como o compressor C-01 com 1,22 J/s para a sua potência consumida, o secador D-01 com um volume de 2.422,38 m³ e o trocador de calor H-07 com 1522 tubos e 42'' de diâmetro para o casco, refletindo a especificidade da biomassa utilizada e as demandas energéticas e térmicas do processo. Esses resultados apontam para a necessidade de considerar ajustes nos equipamentos em futuros estudos, visando uma operação mais otimizada para essa matéria-prima.

A principal inovação do processo é o método de purificação dos gases obtidos pós-gaseificação pela implementação do PSA para a obtenção de H_2 purificado, ao invés da absorção por monoetanolamina (MEA) para a remoção de CO_2 . Este diferencial destaca a importância do PSA, uma tecnologia mais atual no mercado, em relação à absorção por MEA, pois possibilita a obtenção de um produto com maior valor de mercado. Destaca-se também o o preço do H_2 que se situa entre 4,5 e 6,5 USD/kg e possui importância estratégica como vetor energético, essencial para a transição energética e a descarbonização de setores industriais, enquanto o CO_2 apresenta

um valor em torno de 3,5 USD/kg.

Um ponto fundamental observado neste trabalho foi a natureza dos fluidos presentes nas linhas de processo da planta, que é predominantemente gasosa. Essa característica influenciou diretamente a escolha dos instrumentos e das malhas de controle explorados no P&ID, que foram desenhados para monitorar e controlar com precisão fluxos e pressões típicos de processos gasosos. A presença exclusiva de gases exigiu atenção especial para a segurança operacional, refletida também nos cenários levantados durante a APR, que considerou o risco de perda de contenção ao longo do processo.

Esse aspecto é especialmente relevante para plantas de gaseificação de biomassa e produção de H₂, onde falhas de contenção podem ter implicações significativas em termos de segurança e impacto ambiental. A APR permitiu identificar e avaliar possíveis pontos críticos, orientando a implementação de medidas de segurança e procedimentos operacionais para mitigar riscos de vazamento e garantir a integridade da planta.

Essas considerações indicam caminhos promissores para o desenvolvimento de uma produção de H₂ em rota sustentável, fortalecendo o papel da energia renovável como alternativa ao uso de combustíveis fósseis e contribuindo para um cenário energético mais limpo e seguro em prol da transição energética.

12.1 SUGESTÃO PARA TRABALHOS FUTUROS

Estudos futuros podem investigar o uso de outras fontes alternativas de biomassa encontradas na natureza, como resíduos descartáveis que dispensam cultivo em larga escala, como a casca de coco, que apresenta um histórico na produção de energia térmica. Essa abordagem reduziria o custo da matéria-prima e aumentaria a competitividade do processo frente às oscilações de mercado. Também, a análise de sensibilidade do processo, considerando vazões de biomassa menores que 100.000 kg/h e consequentemente a variação das condições operacionais, refletindo o impacto dessas variações no desempenho energético e dimensionamento dos equipamentos. Portanto, acredita-se que diferentes formas de análise em razão da sensibilidade dos dados de processo contribuirão para uma visão mais abrangente do sistema, permitindo maior flexibilidade na escolha de matérias-primas e no ajuste da escala de produção.

Além disso, para aprimorar a viabilidade técnica e econômica do processo, seria pertinente avaliar os custos da biomassa no mercado, incluindo etapas de cultivo e tratamento, em relação às condições operacionais estabelecidas, juntamente a avaliação econômica com base

no dimensionamento de cada equipamento e instrumento usado no processo. Essa análise poderia fornecer uma base mais sólida para determinar a competitividade da produção de H_2 a partir da *Chlorella vulgaris*, além de subsidiar decisões sobre investimentos e ajustes no processo, potencializando o uso de biomassa microalga como uma fonte sustentável de energia. Portanto, como forma final de análise econômica do projeto, o estudo completo de CAPEX, OPEX junto aos demais parâmetros e taxas financeiras, como VPL e TIR para viabilizar a elaboração do fluxo de caixa do empreendimento completo.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ANDRADE, D. S. et al. **Microalgas de águas continentais – Potencialidades e desafios do cultivo**. In: Londrina: IAPAR, 2014. v. 1, cap. 6
- ARAUJO, P. B. **SIMULAÇÃO E ANÁLISE DA UTILIZAÇÃO DE CO₂ EMITIDO POR TERMELÉTRICA NGCC: BIOFIXAÇÃO POR MICROALGA, GASEIFICAÇÃO E SÍNTESE DE AMÔNIA**. 2016. 241 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia de Biocombustíveis e Petroquímica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2016.
- ASME. **ASME Boiler and Pressure Vessel Code: Section II - Materials**. New York: ASME, 2021.
- BAHMAN, Z., FARHANG, M., FARAHNAZ, B. **Renewable Energy**. Elsevier eBooks, p. 423–463, 1 Jan. 2022.
- BALAT, M. Production of bioethanol from lignocellulosic materials via the biochemical pathway: A review. **Energy Conversion and Management**, v. 52, n. 2, p. 858–875, fev. 2011.
- BARRIQUELLO, D. S. **ANÁLISE ECONÔMICA E AMBIENTAL DE PROCESSO DE PRODUÇÃO DE GÁS DE SÍNTESE A PARTIR DE BIOMASSA ALGAL**. 2013. 127 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Química, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013.
- BASU, P., 2010. **Biomass gasification and pyrolysis - Practical Design**. Burlington, MA, Academic Press.
- BECKER, E. W. **Microalgal in human and animal nutrition**. In: RICHMOND, A. (ed) Handbook of microalgal culture: biotechnology and Applied phycology. London: Blackwell Science, 2004. p. 312-351.
- BHASKAR, T.; PANDEY, A. **Advances in Thermochemical Conversion of Biomass-Introduction**. p. 3–30, 1 Jan. 2015.
- CHANG, A.C.C., CHANG, H., LIN, F., LIN, K., CHEN, C. **Biomass gasification for hydrogen production**. International Journal of Hydrogen Energy, Taiwan, n. 36, p. 14252- 14260, 2011.
- CHOO, Min Yee; OI, Lee Eng; SHOW, Pau Loke; CHANG, Jo Shu; LING, Tau Chuan; NG, Eng Poh; PHANG, Siew Moi; JUAN, Joon Ching. **Recent progress in catalytic conversion of microalgae oil to green hydrocarbon: A review**. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers, [S. l.], v. 79, p. 116–124, 2017. DOI: 10.1016/j.jtice.2017.06.028.
- COLLARES, D. **APOSTA NA PESQUISA COM MICROLGAS**. EMBRAPA Agroenergia: Microalgas, v. 10, p. 4–5, 2016.
- COSTA, N. **SIMULAÇÃO E ANÁLISE DE UMA UNIDADE DE GERAÇÃO DE HIDROGÊNIO EM REFINARIAS DE PETRÓLEO**. 2018. 96 f. Tese (Doutorado) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2018.
- CREMASCO, M. A. **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos**. São Paulo: Blucher, 2012.

DIWEKAR, U. M. Greener by Design. **Environmental Science & Technology**, n. 37, p. 5432-5444, 2003.

EMPRESA BRASILEIRA DE PESQUISA AGROPECUÁRIA (EMBRAPA). **Uso de Biomassa para geração de energia**. Sergipe, 2016. Disponível em: <https://ainfo.cnptia.embrapa.br/digital/> . Acesso em: 14 abr. 2024.

EMPRESA DE PESQUISA ENERGÉTICA (EPE). **Matriz Energética e Elétrica 2023**. Disponível em: <https://www.epe.gov.br/pt/abcedenergia/>. Acesso em: 14 abr. 2024.

FERRAZ, F. **Compressor: Finalidade e Aplicações**. Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia - Bahia. [s.l: s.n.]. Disponível em: <https://fagnerferraz.wordpress.com/wp-content/uploads/2010/10/compressores.pdf> .

GELDART, D. **Gas Fluidization Technology**. John Wiley & Sons. United Kingdon, 1986

GIL, J., CORELLA, J., AZNARA, M. P., CABALLEROA, M. A. **Biomass gasification in atmospheric and bubbling fluidized bed: Effect of the gasifying agent on the product distribution**. Biomass and Bioenergy, Madrid, n. 17, p. 389-403, 1999.

GOMES, J. **Eletrólise da água na obtenção de hidrogênio**. Revista de Ciência Elementar, v.10, n. 2, 2022.

HIRANO, A., HON-NAMIA, K., KUNITO, S., HADAB, M., OGUSHI, Y. **Temperature effect on continuous gasification of microalgal biomass: theoretical yield of methanol production and its energy balance**. Catalysis Today, n. 45, p. 399-404, 1998.

KAVIDAS, S., ALEXANDER, K .C., BELIN, F., JAMES, D. E. **Operating Experience with High-Ash Waste Coal in a B&W CFB Boiler**. Apresentado para Power-Gen Asia, Hong Kong, Agosto, 1994.

KEMP, I. **Pinch Analysis and Process Integration: A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy**. 2. ed. Butterworth-Heinemann, 2007.

KUMAR, V.; JAIN, S. **Plants and algae species: Promising renewable energy production source**. Emirates Journal of Food and Agriculture, v. 26, n. 8, p. 679, 2014.

LEONEL, Edmilson Cândido. **Análise da eficiência energética e otimização de secadores rotativos**. 2014. 76 f. Monografia (Especialização) - Curso de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2014.

LI, Y., HORSMAN, M., WU, N., LAN, C.Q., DUBOIS-CALERO, N. **Biofuels from Microalgae**. Biotechnol. Prog., n. 24, p. 815-820, 2008.

LINDE **Hydrogen Recovery by Pressure Swing Adsorption**. Disponível em: https://www.linde-engineering.com/en/images/HA_H_1_1_e_09_150dpi_NB_tcm19-6130.pdf Acesso em: 27/09/2024.

LORA, E. E. S.; VENTURINI, O. J. Biocombustíveis. Rio de Janeiro: Interciência, v. 1, 2012

LUCHE, D. E. D.; GONÇALVES, B. C. M.; SILVA, M. B. **Produção de biomassa da microalga *Chlorella minutissima* usando mel como fonte de carbono**. Brazilian Journal of Development, v. 5, n. 10, p. 20531–20544, 2019. Acesso em: 4 Maio. 2020.

MCKENDRY, P. **Energy production from biomass (part 3): gasification technologies.** Bioresource Technology, n. 83, p. 55–63, 2002.

MENDOZA, O., ÉLDER L. . **Modelagem de câmaras de combustão de turbinas a gás.** Combustão em Turbinas a Gás (pp.35),2009

MIRANDA, G. P. **MODELAGEM E SIMULAÇÃO DE REATORES DE LEITO FLUIDIZADO PARA GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA.** 2014. 130 f. Dissertação (Mestrado) - Curso de Engenharia Química, Coppe, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2014.

NAIK, S.N., VAIBHAV, V. GOUD, PRASANT, K. ROUT, AJAY, K. D. **Production of first and second generation biofuels: A comprehensive review.** Renewable and Sustainable Energy Reviews, n. 14, p. 578–597, 2010

NEST – **Núcleo de Estudos em Sistemas Térmicos** - UNIFEI. Núcleo de Excelência em Geração Termelétrica e Distribuída, 2009.

ROSA, A. A. **CONVERSÃO TERMOQUÍMICA DE BIOMASSAS RESIDUAIS EM GÁS COMBUSTÍVEL.** Dissertação de mestrado, Universidade de Brasília, Brasília, 2017.

ROCHA, C. A. L. **Cultivo de microalgas: dimensionamento de uma instalação do tipo raceway pond.** 2016. Dissertação (Mestrado) - Departamento de Engenharia Mecânica, Instituto Superior de Engenharia do Porto, Porto, Portugal. 97 p.

RUTHVEN, Douglas M; FAROOQ, Shamsuzzaman; KNAEBEL, Kent S. **Pressure Swing Adsorption.** New York: VCH Publishers, Inc., 1994

SALES, C., ANDRADE, R.; LORA, E. **Geração de eletricidade a partir da gaseificação de biomassa.** In: ENCONTRO DE ENERGIA NO MEIO RURAL, 6., 2006, Campinas.

SPATH, P. **Production Detailed Design and Economics Utilizing the Battelle Columbus Laboratory Indirectly Heated Gasifier.** 2005. 161 f. Tese (Doutorado) - Curso de U.s. Department Of Energy, National Renewable Energy Laboratory, Colorado, 2005

SÁNCHEZ, C G. et al (Org.). **Tecnologia da Gaseificação de Biomassa.** Campinas: Editora Átomo, 2010.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J. **Separation Process Principles: Chemical and Biochemical Operations.** 2. ed. Hoboken: Wiley, 2006.

SIKARWAR, V. S.; ZHAO, M. **Biomass Gasification.** Encyclopedia of Sustainable Technologies, p. 205–216, 2017.

SKJANES, K., LINDBLAD, P., MULLER, J. **BioCO₂ – A multidisciplinary, biological approach using solar energy to capture CO₂ while producing H₂ and high value products.** Biomolecular Engineering, n. 24, p. 405-413, 2007.

TAN, J. S.; LEE, S. Y.; CHEW, K. W.; LAM, M. K.; LIM, J. W.; HO, S.-H.; SHOW, P. L. **A review on microalgae cultivation and harvesting, and their biomass extraction processing**

using ionic liquids. Bioengineered, v. 11, n. 1, p. 116–129, 1 Jan. 2020.

YILDIZ, İ. 1.12 **Fossil Fuels.** Comprehensive Energy Systems, p. 521–567, 2018.

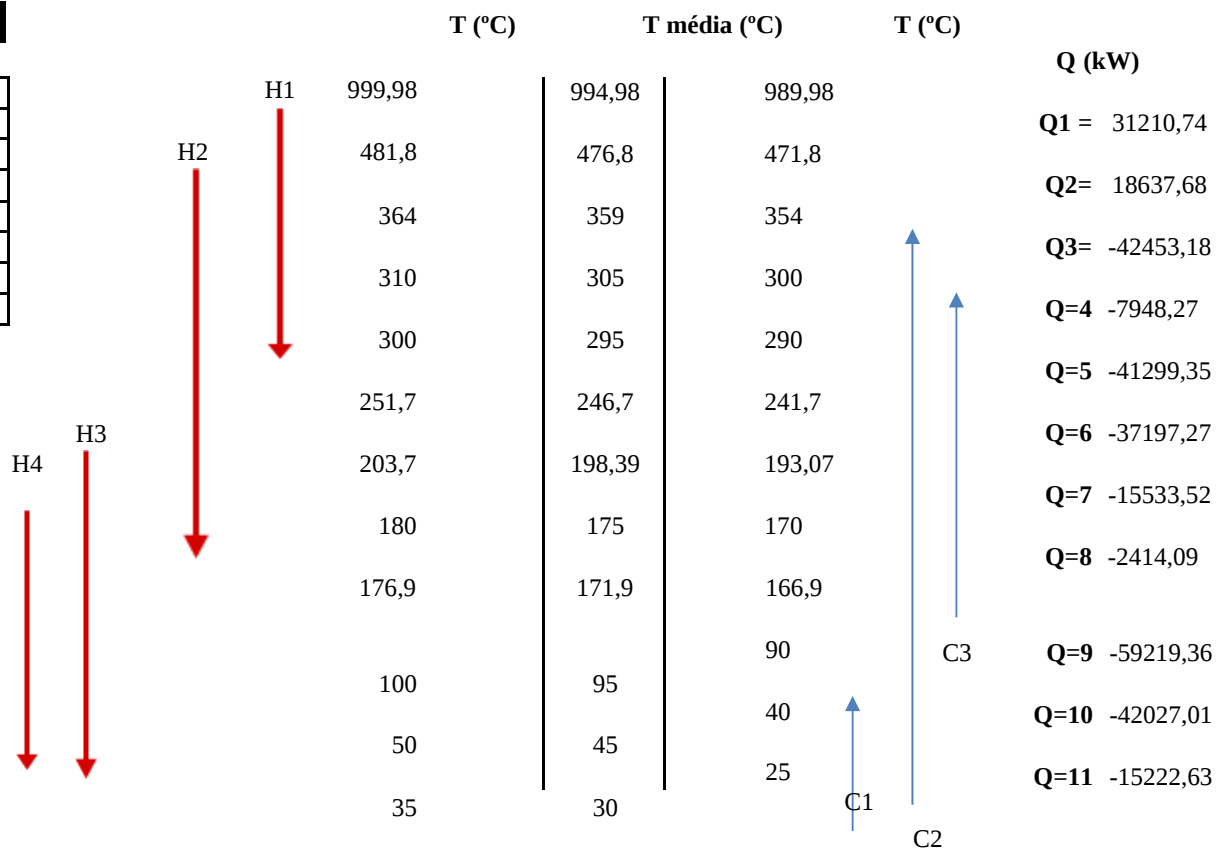
TRUEALGAE. Cultura de Inovação. Disponível em: <https://truealgae.com/pt/culture-of-innovation/#technology> . Acesso em: 21 set. 2024.

ZARDO, I. **Análise de viabilidade econômica da produção de biodiesel a partir de microalgas.** 2011. 34 f. Porto Alegre. Universidade Federal do Rio Grande do S

APÊNDICE A – MC DA INTEGRAÇÃO ENERÉTICA

Dados de processo das correntes

	T _{in} (°C)	T _{out} (°C)	M _{cp} (kJ/°C s)
H1	999,8	300	60,23
H2	481,8	180	97,98
H3	251,7	50	92,62
H4	203,7	50	81,68
C1	25	90	70,46
C2	25	354	944,38
C3	166,9	300	8,66



Q in (kW)	Q out (kW)
0	31210,7
31210,7	49848,4
49848,4	7395,2
7395,2	-553,0
-553,0	-41852,4
-41852,4	-79049,7
-79049,7	-94583,2
-94583,2	-96997,3
-96997,3	-156216,6
-156216,6	-198243,6
-198243,6	-213466,28

Q in (kW)	Q out (kW)
213466,3	244677,0
244677,0	263314,7
263314,7	220861,5
220861,5	212913,2
212913,2	171613,9
171613,9	134416,6
134416,6	118883,1
118883,1	116469,0
116469,0	57249,6
57249,6	15222,6
15222,6	0

Nota-se que no método para o cálculo do mínimo consumo realizado acima a temperatura Pinch seria de 25°-35°C, pois é o menor número negativo presente na cascata. Porém, ao analisar cuidadosamente, percebe-se que esta é uma falsa Temperatura Pinch pois o processo termina a esta temperatura e a quantidade de energia requerida é muito alta, sendo inviável esta afirmação. Após analisar o gráfico da Curva Composta, percebe-se que a menor diferença de temperatura entre as correntes é na temperatura de 25°C, portanto, é possível realizar a metodologia porém sem a afirmação do ponto Pinch.

Número Mínimo de Trocadores de Calor

$$NHE^{MIN} = NHP + NCP + NHU + NCU - 1$$

$NHP \rightarrow$ Número correntes quentes de processo

$NHU \rightarrow$ Número utilidades quentes

$NCP \rightarrow$ Número correntes frias de processo

$NCU \rightarrow$ Número utilidades frias

Sem Pinch

NHP =	4
NCP =	3
NHU =	1
NCU =	1

$NHE^{\min} =$ 8 trocadores de calor

Com Pinch

Acima do Pinch

NHP =	4
NCP =	3
NHU =	1
NCU =	0

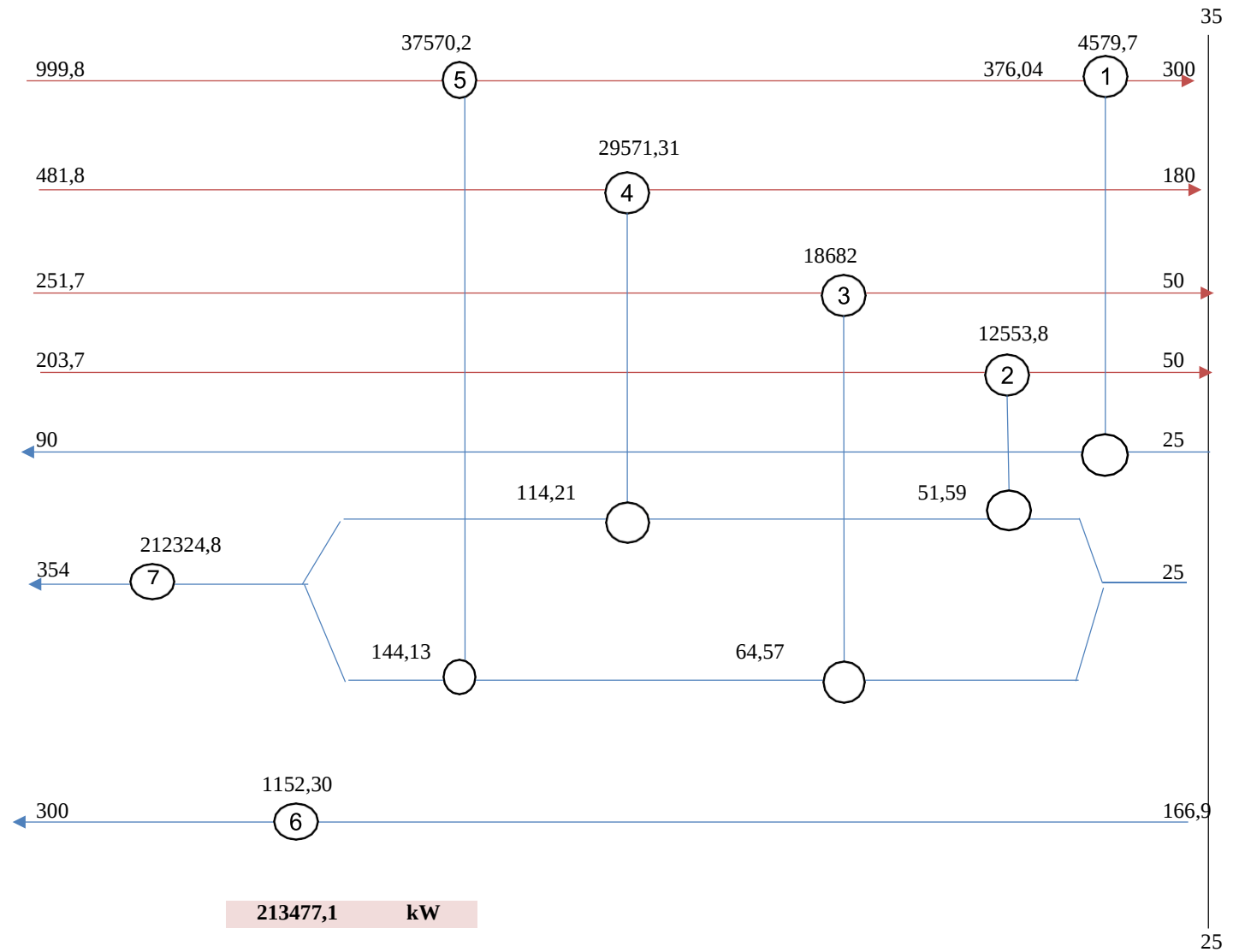
$NHE^{\min} =$ 7 trocadores de calor

$$NHE_{c/pinch}^{MIN} \geq NHE_{s/pinch}^{MIN}$$

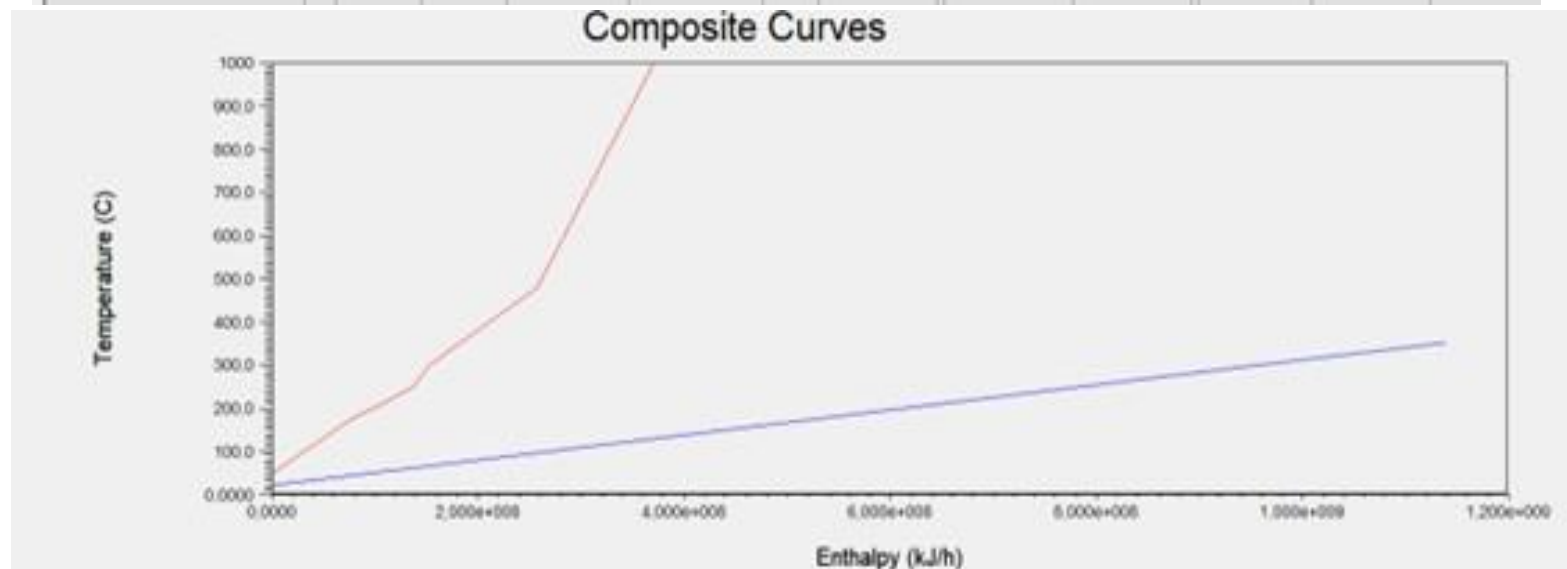
Síntese de Rede

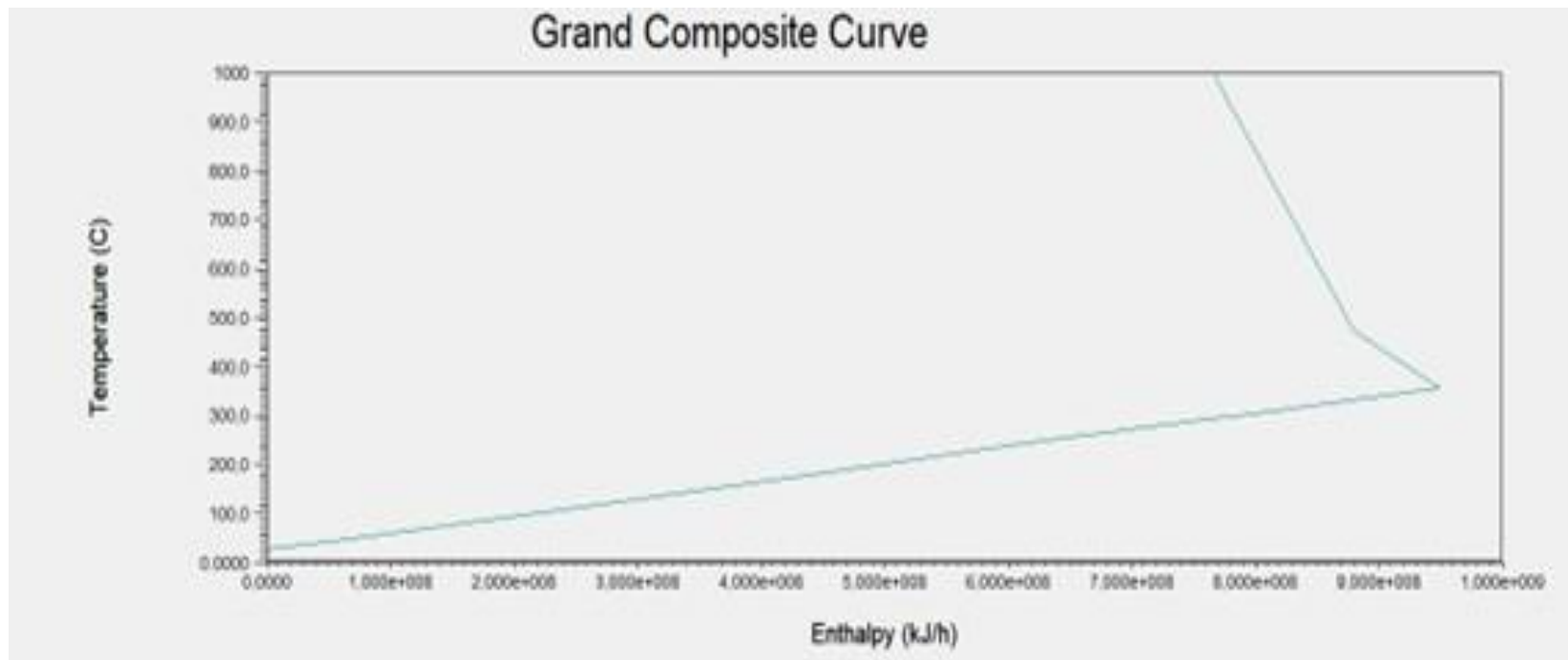
$$(mCp)_c \geq (mCp)_h$$

Q	C
42149,975 37570,2 0	60,23
29571,3051 0	97,98
18682,3472 0	92,62
12553,8399 0	81,68
4579,74126 0	70,46
155351,277 142797,437 113226,132 0	472,19
155351,277 136668,93 99098,7 0	472,19
1152,29548 0	8,66

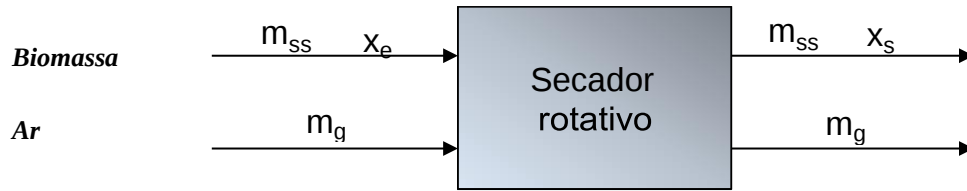


Name		Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.	HTC [kJ/h-m ² -C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]		
H1		999.8	300.0	2.168e+005	1.517e+008		720.00	----	----	Global		
H2		481.8	180.0	3.527e+005	1.065e+008		720.00	----	----	Global		
H3		251.7	50.0	3.334e+005	6.726e+007		720.00	----	----	Global		
H4		203.7	50.0	2.940e+005	4.519e+007		720.00	----	----	Global		
C1		25.0	90.0	2.536e+005	1.649e+007		720.00	----	----	Global		
C2		25.0	354.0	3.400e+005	1.119e+009		720.00	----	----	Global		
C3		166.9	300.0	3.117e+004	4.148e+006		720.00	----	----	Global		
"New"												





APÊNDICE B – MC DO SECADOR



Dados simulação		
$x_e =$	0.8	-
$x_s =$	0.1	-
$m_{ss} =$	64,516.00	kg/h
$T_e =$	90	°C
$T_s =$	100	°C
$C_{p_s} =$	82.340	kJ/kmol°C
$d =$	1.147	g/cm ³
$d =$	1147	kg/m ³

Dados da água		
$C_{p_{H_2O_l}} =$	4.1868	kJ/kg.K
$C_{p_{H_2O_v}} =$	1.8715	kJ/kg.K

Premissas		
$d_p =$	500	µm
$N_t =$	1.5	-

Dados do ar		
$C_{p_{ar}} =$	1.0132	kJ/kg.K
$T_e =$	200	°C
Umidade relativa =	3.23	%
$T_w =$	83.1	°C
Umidade específica =	0.610	kg H ₂ O/ kg ar
$\Delta H_w^{vap} =$	2300.149	kJ/kg

Psychrometric Properties

Temperature	200	°C
Wet Bulb Temp.	83,1	°C
Enthalpy	1927	kJ/kg (dry air)
Absolute Humidity	0,6103	kg water/kg dry air
Relative Humidity	3,23	%
Dew Point Temp.	81,42	°C
Excess Water	0	kg water/kg dry air

1) Temperatura de saída do gás

$$N_T = \ln \left[\frac{T_{e,g} - T_w}{T_{s,g} - T_w} \right]$$

$$T_s = 109.184 \quad ^\circ\text{C}$$

2) Balanço de energia para o sólido

$$Q = m_{ss} \{ (Cp)_{ss} (T_{s,s} - T_{e,s}) + x_e Cp_{H_2O_l} (T_w - T_{e,s}) + x_s Cp_{H_2O_l} (T_{s,s} - T_w) + (x_e - x_s) [\Delta H_w^{vap} + Cp_{H_2O_v} (T_{s,g} - T_{e,g})] \}$$

$$Q = 148289719.2 \quad \text{kJ/h}$$

$$Q = 41191588.6 \quad \text{W}$$

$$\dot{Q} = -\dot{m}_g \{ [Cp_{ar} + U_e (Cp)_{H_2O_v}] (T_{s,g} - T_{s,g}) \}$$

$$\dot{m}_g = 757570.617 \quad \text{kg/h de ar seco}$$

$$\dot{m}_g = 210.436 \quad \text{kg/s de ar seco}$$

4) Umidade evaporada

$$m_v = m_{ss}(x_e - x_s)$$

m_v	=	45161.2	kg/h de mistura evaporada
----------------------	---	---------	---------------------------

5) Umidade

$$U = \frac{m_g U_e + m_v}{m_g}$$

U	=	0.670	kg H ₂ O/ kg ar
----------	---	-------	----------------------------

6) Vazão do ar

$$F = m_g(1 + H_{go})$$

F	=	1265077.165	kg/h de ar
----------	---	-------------	------------

7) Massa de água

$$M_{H_2O} = F - M_g$$

m_{H2O}	=	507506.548	kg/h de água
------------------------	---	------------	--------------

8) Densidade do ar

$$M = \frac{F}{\frac{m_g}{MM_g} + \frac{m_{H_2O}}{MM_{H_2O}}}$$

M	=	23.275	
----------	---	--------	--

Considerações:

T_g	=	382.184	K
----------------------	---	---------	---

R	=	0.0882	atm.L/mol.K
----------	---	--------	-------------

$$\rho_g = \frac{PM}{RT_g}$$

ρ_g	=	0.690	kg/m ³
----------------------	---	-------	-------------------

9) Diâmetro do Secador

Premissando:

u_{all}	=	3.5	ft/s
------------------------	---	-----	------

u_{all}	=	0.350	m/s
------------------------	---	-------	-----

$$D = \left[\frac{4m_g}{\pi u_{all} \rho_g} \right]^{0.5}$$

D	=	8.042	m
----------	---	-------	---

10) Volume do Secador

$$G = \frac{4F}{\pi D^2}$$

G	=	24916.862	kg/h.m ²
----------	---	-----------	---------------------

Considerando:

$$\mathbf{G} = 175856.000 \quad \text{lb/h.ft}^2$$

$$\mathbf{D} = 32.851 \quad \text{ft}$$

$$ha = \frac{KG^{0.67}}{D}$$

$$\mathbf{ha} = 49.737 \quad \text{Btu/h.ft}^3.\text{°F}$$

$$\mathbf{ha} = 1029525.747 \quad \text{W/h.m}^3.\text{°C}$$

$$\Delta T_{LM} = \frac{(T_g)_{in} - (T_g)_{out}}{\ln \left[\frac{(T_g)_{in} - T_v}{(T_g)_{out} - T_v} \right]}$$

$$\mathbf{\Delta T_{LM} = 544 \quad \text{°C}}$$

$$V = \frac{Q}{(ha)\Delta T_{LM}}$$

$$\mathbf{V = 2,422.38 \quad m^3}$$

11) Área da Seção Transversal

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$\mathbf{A = 50.798 \quad m^2}$$

12) Comprimento do Secador

$$L = \frac{V}{A}$$

$$\mathbf{L = 47.69 \quad m}$$

APÊNDICE C – FD DO SECADOR

	FOLHA DE DADOS	Nº:	FD-SN-GB-MEC-003	REV.	A
	CLIENTE:			FOLHA:	2 de 2
	SENAI CETIQT				
	TÍTULO:			RESERVADO	
FOLHA DE DADOS – SECADOR D-01					

TAG						D-01					
SERVIÇO						Secagem da Biomassa					
LINHA						-					
CLASSIFICAÇÃO ÁREA (IEC)				Não Classificada							
CONDIÇÕES INICIAIS											
TIPO		Rotativo									
VAZÃO DE ENTRADA						100.000 kg/h					
DIMENSÕES IMPORTANTE											
Diâmetro						9 m					
Volume						2.422,38 m³					
Comprimento						47,69 m					
MATERIAL						Aço Carbono ASTM A-36					
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO											
FLUIDO		ESTADO FÍSICO		Biomassa (microalga)				Sólido			
FLUIDO		ESTADO FÍSICO		Ar (O ₂ + N ₂)				Gás			
VAZÃO NORMAL(MÁX.)				150.000 kg/h							
TEMP. ENTRADA NORMAL – SÓLIDO (PROJETO)				90°C							
TEMP. SAÍDA NORMAL – SÓLIDO (PROJETO)				100°C							
TEMP. ENTRADA NORMAL – AR (PROJETO)				200°C							
TEMP. SAÍDA NORMAL – AR (PROJETO)				44°C							
PRESSÃO NORMAL				100 kPa							

APÊNDICE D – MC DO COMPRESSOR

Mistura de Ar (O₂ e N₂)

Dados

P1	Pressão de Sucção/Admissão	1 atm	101300 Pa
P2	Pressão de Descarga	3 atm	303900 Pa
T1	Temperatura de Sucção/Inicial	25 °C	
T2	Temperatura de Descarga/Final	166,9 °C	

Dados Gerais

n	1	monoestágio
D	Diamêtro de rotor	0,5 m
s	Curso	0,3 m
C	Espaço Morto	15,00%
u	Velocidade do rotor	185,37 m/s
K (Ar)	Coeficiente Adiabático	1,4
z(Ar)	1	

R (Razão de Compressão) 3

Parâmetros de funcionamento termodinâmico

Sendo o *Head* a energia cedida de cada unidade de massa do fluido no processo de compressão

1. Cálculo do Head Real

O Head real de um estágio de um compressor é um trabalho real que é trocador entre o fluido e a máquina por unidade de peso do gás que circula

$$H_{eff} = h_2 - h_1 = \Delta h$$

H_{eff} 145,6 kJ/kg

Δh 145,6 kJ/kg

2. Cálculo de Head politrópico

Energia acumulada em um fluido sempre na forma de aumento da energia potencial termodinâmica

$$H_{Pol} = \frac{n}{n-1} Z_1 R T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right]$$

H_{pol} 105,081922 kJ/kg

n 1,25
R 0,287 kJ/kg K

3. Cálculo do Head Adiábatico

$$H_{Adiab} = \frac{k}{k-1} Z_1 R T_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

H_{adiab}	110,378434	kJ/kg
--------------------------	------------	-------

R	0,287	kJ/kg K
----------	-------	---------

Energia requerida para comprimir o fluido de uma pressão inicial a uma pressão final sem ganho ou perda de calor (adiabático)

4. Eficiência Adiabática

$$\eta_{adiab} = \frac{H_{adiab}}{H_{eff}} \quad 75,81\%$$

5. Eficiência Politrópica

$$\eta_{pol} = \frac{H_{pol}}{H_{eff}} \quad 72,17\%$$

6. Trabalho Adiábatico

$$\omega = \frac{K}{K-1} \frac{R T_1}{MM} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{K-1TK} - 1 \right]$$

ω
110411,37 kJ/kg
110,41137 J/kg

MM (Ar)	0,02896	kg/mol
R	8,314	J/K mol

7. Potência Politrópica

$$\dot{\omega} = \frac{\dot{m} \omega}{\gamma_{pol} \gamma_{adiab}} \quad \dot{\omega} \cap \begin{matrix} 1663461 \text{ J/s} \\ 1663,461 \text{ kJ/s} \\ 1663,461 \text{ kW} \end{matrix}$$

ṁ	8,24	kg/s
----------	------	------

sendo 29675 kg/h 588595,04 m³/dia

Potência politrópica indica a energia necessária para comprimir um gás de forma politrópica levando em consideração as perdas e ineficiência (próximo a um sistema real)

8) Potência Consumida na Compressão

$$\frac{\dot{m} H_T}{\gamma_T \gamma_{mec}}$$

η_{mec}	98,00%
------------------------	--------

Entende-se como o T subscrito, como o valor de adiabático ou politrópico

W	1224,68254	kJ/s	ou	1,224683 J/s
----------	------------	------	----	--------------

Demais Parâmetros de funcionamento

1. Cálculo do Rendimento Volumétrico

$$\eta_v = 1 - C \left(R^{1/\gamma_K} - 1 \right)$$

η_v 0,82123
Logo 82,12%

2. Carga de Aquecimento do Compressor

$$q = \dot{m} c_p (T_2 - T_1)$$

q 1175,538 kJ/s

Considerando

C_p (Ar) 1,005 kJ/kg K

Equação de Weymouth (Aplicação ar comprimido e gases combustíveis)

$$\Delta P = \frac{0,41 Q_g^2 L \delta_\alpha T Z}{P ID^{5,34}} \quad V_g = \frac{60 Q_g T Z}{ID^2 P}$$

Dados

Vazão	20,79	MMSCFD	PM gás = PM ar		
T1	536,67	Rankine	Tmédia	664,38	Rankine
T2	792,09	Rankine			
P1	14,0696	psia			
P2	42,2088	psia			
Sg	1				
L	100	ft	Para 100ft de tubulação		
Fator Z	1				

Conforme um serviço de até 7 bar (Tabela de Operação)

Entrada do Compressor

DN (in)	Critério de velocidade máxima (ft/s)	Velocidade Calculada (ft/s)	Critério de ΔP (psi/100ft)	ΔP calculada (psi/100ft)
10	150	475,7167874	0,25-0,5	3,08853653
11	150	393,1543697	0,25-0,5	1,856589131
12	150	330,3588801	0,25-0,5	1,166607834
13	150	281,4892233	0,25-0,5	0,760843336
14	150	242,7126466	0,25-0,5	0,512187567
15	150	211,4296833	0,25-0,5	0,354344274
16	150	185,8268701	0,25-0,5	0,251045265
16,5	150	174,7352754	0,25-0,5	0,213004354
17	150	164,6078849	0,25-0,5	0,181616584
18	150	146,8261689	0,25-0,5	0,133843586
19	150	131,7775034	0,25-0,5	0,100278658

Saída do Compressor

DN (in)	Critério de velocidade máxima (ft/s)	Velocidade Calculada (ft/s)	Critério de ΔP (psi/100ft)	ΔP calculada (psi/100ft)
10	150	234,0423414	0,25-0,5	1,519492985
11	150	193,4234227	0,25-0,5	0,913401584
12	150	162,5294038	0,25-0,5	0,573945751
13	150	138,4865926	0,25-0,5	0,374318419
14	150	119,4093579	0,25-0,5	0,251985174
15	150	104,0188184	0,25-0,5	0,174329697
16	150	91,42278962	0,25-0,5	0,123508826
17	150	80,98350914	0,25-0,5	0,08935142
18	150	72,23529056	0,25-0,6	0,065848142
19	150	64,83167353	0,25-0,7	0,049334925

APÊNDICE E – FD DO COMPRESSOR

	FOLHA DE DADOS		Nº:	FD-SN-GB-MEC-002	REV.	A
	CLIENTE:				FOLHA:	
	SENAI CETIQT				2 de 2	
	TÍTULO:				RESERVADO	
FOLHA DE DADOS – COMPRESSOR C-01						

TAG		C-01	
SERVIÇO		Expansão de ar para entrada no gaseificador R-01	
LINHA		-	
CLASSIFICAÇÃO ÁREA (IEC)		Não Classificada	
CONDIÇÕES DE PROJETO			
TIPO	Compressor Dinâmico – Centrífugo – Fluxo Radial - Monoestágio		
INTERVALOS DE OPERAÇÃO			
VAZÃO NORMAL DE PROJETO		24524,79 m³/h	
PRESSÃO MÁXIMA DE PROJETO		1 – 3 atm	
TEMPERATURA DE PROJETO		25-166,9 °C	
MATERIAL		A36 ou A131 - Aço Carbono	
CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO			
FLUIDO	ESTADO FÍSICO	Ar (N ₂ e O ₂)	Gás
VAZÃO NORMAL(MÁX.)		30000 m³/h	
TEMP. NORMAL (MÁX.)		20-200 °C	
RAZÃO DE COMPRESSÃO		3	
EFICIÊNCIA ADIABÁTICA		75,81%	
EFICIÊNCIA POLITRÓPICA		72,17%	
TRABALHO ADIABÁTICO		110411,37 kJ/kg	
POTÊNCIA POLITRÓPICA		1663,46 kJ/s	
POTÊNCIA CONSUMIDA		1212,31 kJ/s	
DIÂMETRO INTERNO (ID) DE TUBULAÇÃO			
ID (ENTRADA COMPRESSOR)		40,64 - 48,26 cm *	
ID (SAÍDA COMPRESSOR)		33,02 - 35.56 cm	

*Detalhamento acerca da memória de cálculo para diâmetro de tubulação no documento: MC-SN-GB-PRO-002-A

APÊNDICE F – RT DO TROCADOR DE CALOR

	RELATÓRIO TÉCNICO	Nº	RT-SN-GB-PRO-001	1	A
	USUÁRIO:	SENAI CETIQT		FOLHA	3 de 8
	PROJETO:	TESE DE CONCLUSÃO DE CURSO – GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA		Data: 15/10/2024	
	TÍTULO:	RELATÓRIO TÉCNICO - TROCADOR DE CALOR H-07			
TCC 2024.2	ARQUIVO:	RT-SN-GB-PRO-001-A.docx			

1. OBJETIVO

O presente documento tem como objetivo a demonstração do dimensionamento rigoroso feito pelo *ASPEN Hysys* para o trocador de calor H-07 (resfriador) referente à simulação do processo feita. A demonstração será feita conforme o sequenciamento de imagens.

2. DOCUMENTOS DE REFERÊNCIA

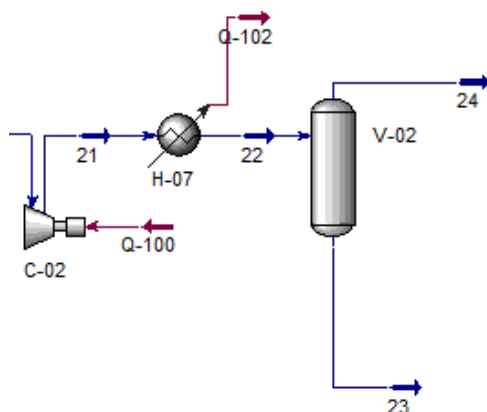
DOCUMENTO	TÍTULO	REV.
-	Simulação <i>ASPEN Hysys</i>	2

	RELATÓRIO TÉCNICO	N o	RT-SN-GB-PRO-001	l A
	USUÁRIO: SENAI CETIQT	F O L H A 4 d e 8		
	PROJETO: TESE DE CONCLUSÃO DE CURSO – GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA	Data: 15/10/2024		
	TÍTULO: RELATÓRIO TÉCNICO - TROCADOR DE CALOR H-07			
TCC 2024.2	ARQUIVO: RT-SN-GB-PRO-001-A.docx			

3. TROCADOR DE CALOR H-07

Para representar o trocador de calor na simulação, as condições de entrada e saída (Tabela 1) previamente atribuídas ao resfriador foram replicadas para o trocador de calor, conforme mostrado nas figuras 1 e 2. A substituição do aquecedor pelo trocador foi necessária para permitir um dimensionamento mais preciso no software, método rigoroso, mantendo as condições operacionais. Para o trocador de calor, foi atribuído o mesmo TAG representativo de processo para manter a equivalência.

Figura 1: Aquecedor H-07



	RELATÓRIO TÉCNICO	N o	RT-SN-GB-PRO-001	l A
	USUÁRIO: SENAI CETIQT	FOLHA 5 de 8		
	PROJETO: TESE DE CONCLUSÃO DE CURSO – GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA	Data: 15/10/2024		
	TÍTULO: RELATÓRIO TÉCNICO - TROCADOR DE CALOR H-07			
TCC 2024.2	ARQUIVO: RT-SN-GB-PRO-001-A.docx			

Figura 2: Trocador de calor H-07

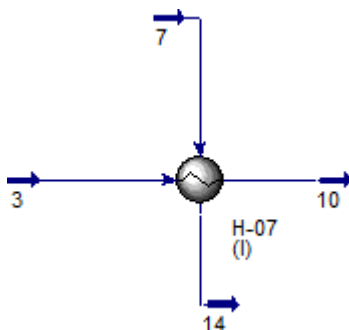


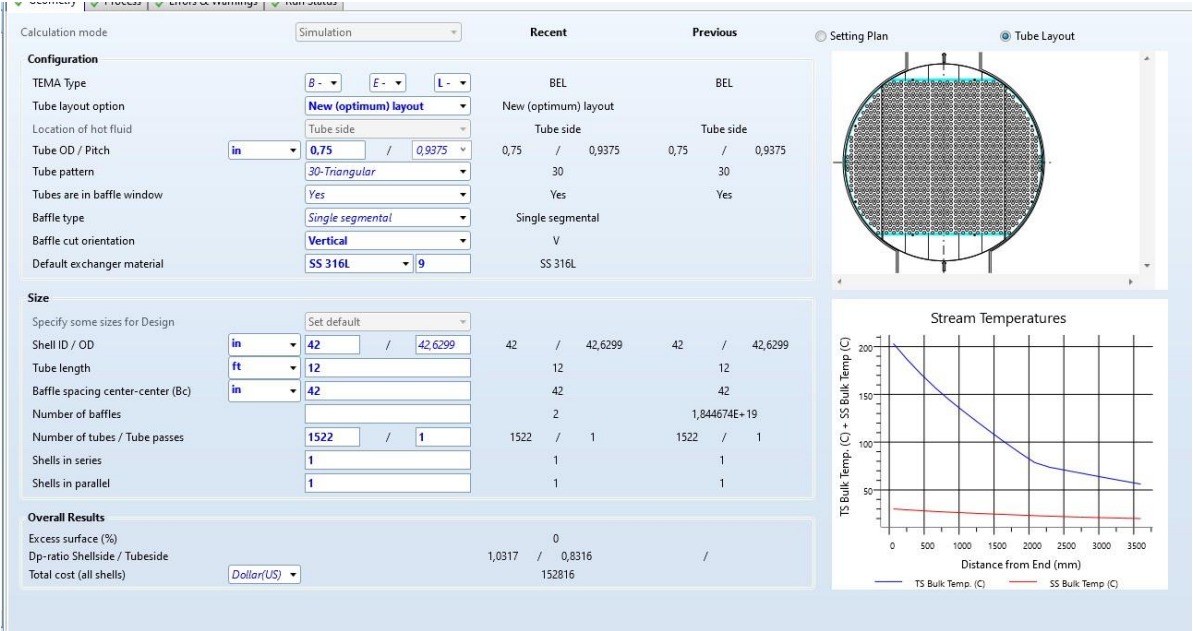
Tabela 1 – Dados de entrada e saída do trocador de calor H-07

Dados	Unidade	Entrada	Saída
Temperatura	°C	203,6	56
Pressão	atm	10	10
Fluxo mássico	Kg/h	151969,2	151969,2

As Figuras 3 a 6 são resultados do software *ASPEN Hysys*.

	RELATÓRIO TÉCNICO	N o	RT-SN-GB-PRO-001	1 A
	USUÁRIO:	SENAI CETIQT		F O L H A 6 de 8
	PROJETO:	TESE DE CONCLUSÃO DE CURSO – GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA		Data: 15/10/2024
	TÍTULO:	RELATÓRIO TÉCNICO - TROCADOR DE CALOR H-07		
TCC 2024.2	ARQUIVO:	RT-SN-GB-PRO-001-A.docx		

Figura 3: Informativo detalhado I – Dimensionamento Rigoroso.



	RELATÓRIO TÉCNICO	N o	RT-SN-GB-PRO-001	l A
	USUÁRIO: SENAI CETIQT	F O L H A 7 d e 8		
	PROJETO: TESE DE CONCLUSÃO DE CURSO – GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA	Data: 15/10/2024		
	TÍTULO: RELATÓRIO TÉCNICO - TROCADOR DE CALOR H-07			
TCC 2024.2	ARQUIVO: RT-SN-GB-PRO-001-A.docx			

Figura 4: Informativo detalhado II – Dimensionamento Rigoroso.

✓ Geometry

✓ Process

✓ Errors & Warnings

✓ Run Status

		HotSide	ColdSide	Recent		Previous	
				HotSide	ColdSide	HotSide	ColdSide
Calculation mode Simulation							
Process Conditions							
Mass flow rate	kg/h	151969	1261057	151969	1261057		
Mass flow rate multiplier		1	1				
Inlet pressure	kPa	1000	202,65	1000	202,65		
Outlet pressure	kPa	986,21	133,702	988,533	131,519		
Pressure at liquid surface in column	kPa						
Inlet Temperature	°C	203,61	20	203,61	20		
Outlet Temperature	°C	50	30	56,06	30,11		
Inlet vapor mass fraction		1	0	1	0		
Outlet vapor mass fraction				0,974249	0		
Heat exchanged	kW			14296,8			
Heat exchanged multiplier		1					
Process Input							
Allowable pressure drop	psi	2	10	2	10		
Fouling resistance	ft ² -h-F/BTU	0,0011	0,0023	0,0011	0,0023		
Calculated Results							
Pressure drop	psi			1,66	10,32		

	RELATÓRIO TÉCNICO	Nº	RT-SN-GB-PRO-001	1	A
	USUÁRIO:	SENAI CETIQT		FOLHA	8 de 8
	PROJETO:	TESE DE CONCLUSÃO DE CURSO – GASEIFICAÇÃO DA BIOMASSA		Data: 15/10/2024	
	TÍTULO:	RELATÓRIO TÉCNICO - TROCADOR DE CALOR H-07			
TCC 2024.2	ARQUIVO:	RT-SN-GB-PRO-001-A.docx			

Figura 5: Representativo do comprimento trocador de calor.

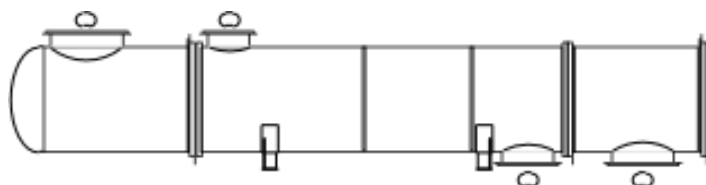
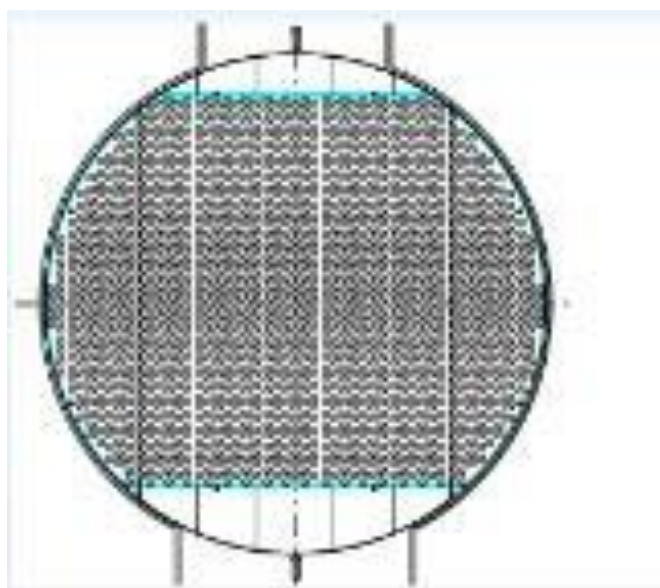
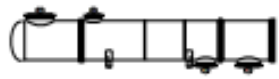


Figura 6: Representativo do número de tubos (1522).



APÊNDICE G – FD DO TROCADOR DE CALOR

Heat Exchanger Specification Sheet																																										
1	Company: SENAI CETIQT																																									
2	Location:																																									
3	Service of Unit:							Our Reference:																																		
4	Item No.:							Your Reference:																																		
5	Date:							Rev No.:							Job No.:																											
6	Size :	42	12	in	ft	Type:	B	E	L	Horizontal	Connected in:	1	parallel	1	series																											
7	Surf/unit(eff.)							Shells/unit							Surf/shell(eff.)																											
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT																																									
9	Fluid allocation							Shell Side							Tube Side																											
10	Fluid name							7->14							3->10																											
11	Fluid quantity / Mass flow rate multiplier							1261057 / 1							151969 / 1																											
12	Vapor (In/Out)																																									
13	Liquid																																									
14	Noncondensable																																									
15	Vapor mass fraction							0							1																											
16	Temperature (In/Out) °C							20							30							203,61							50													
17	Bubble / Dew point																																									
18	Density Vapor/Liquid																																									
19	Viscosity																																									
20	Molecular wt, Vap																																									
21	Molecular wt, NC																																									
22	Specific heat																																									
23	Thermal conductivity																																									
24	Latent heat																																									
25	Pressure (abs) kPa							202,65							133,702							1000							986,21													
26	Velocity (Mean/Max)																																									
27	Pressure drop, allow./calc. psi							10														2																				
28	Fouling resistance (min) ft²-h-F/BTU							0,0023														0,0011																				
29	Heat exchanged kW														/ Heat exchanged multiplier							1							MTD (corrected)													
30	Transfer rate, Service							Dirty							Clean																											
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL															Sketch																										
32								Shell Side							Tube Side																											
33	Design/Vacuum/test pressure kPa							300 /							1100 /																											
34	Design temperature/MDMT °C °C							65 /							240 /																											
35	Number passes per shell														1																											
36	Corrosion allowance mm							0							0																											
37	Connections In							1 / -							1 / -																											
38	Size/Ratino Out							1 / -							1 / -																											
39	Intermediate							1 / -							1 / -																											
40	Tube #: 1522							OD: 0,75 in							Tks. 1,65 mm							Length: 12 ft							Pitch: 0,9375 in							Tube pattern: 30-Triax						
41	Tube type: Plain							Insert: None							Fin#: Material: SS 316L							9																				
42	Shell SS 316L							9							ID: 42							OD: 42,6299 in							Shell cover													
43	Channel or bonnet SS 316L							9														Channel cover																				
44	Tubesheet-stationary SS 316L							9							Set: 0														Tubesheet-floating													
45	Floating head cover																												Impingement protection None													
46	Baffle-cross SS 316L							9							Type: Single segmental							Cut(%d)							Spacing: c/c 42 in													
47	Baffle-long														Seal Type							Inlet 881,97 mm																				
48	Supports-tube							U-bend														Type																				
49	Bypass seal														Tube-tubesheet joint							Expanded only (2 grooves)(App.A 'I')																				
50	Expansion joint														Type																											
51	RhoV2-Inlet nozzle														Bundle entrance							Bundle exit																				
52	Gaskets - Shell side							0														Tube side Flat metal jacket							82													
53	Floating head																																									
54	Code requirements ASME Code Sec VIII Div 1														TEMA class R - refinery service																											
55	Weight/Shell							Filled with water							Bundle																											
56	Remarks																																									
57																																										
58																																										