



UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO GRANDE DO NORTE

CENTRO DE TECNOLOGIA



DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA

TRABALHO DE CONCLUSÃO DE CURSO

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO
A PARTIR DE GÁS NATURAL**

MARIA CECILIA BEZERRA CALDAS

NATAL

2019

MARIA CECILIA BEZERRA CALDAS

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DO PROCESSO DE PRODUÇÃO DE HIDROGÊNIO
A PARTIR DE GÁS NATURAL**

Trabalho de conclusão de curso de graduação
apresentado à Universidade Federal do Rio Grande
do Norte - UFRN para a obtenção do título de
Engenheira Química.

Orientadora: Dra. Katherine Carrilho de Oliveira

NATAL

2019

RESUMO

Os processos industriais geralmente envolvem um elevado consumo de energia e se tornam cada vez mais importantes os estudos que visam uma redução nesse consumo. Uma das maneiras de se reduzir esse consumo é a integração energética e o método de *Pinch* é um dos mais antigos que existem, mas ainda assim um dos mais eficientes. Nesse estudo, foi escolhido o processo de obtenção de hidrogênio a partir de gás natural por apresentar três utilidades para troca de calor que encarecem muito o processo e isso foi primordial para a aplicação da integração energética. Além disso, esse processo apresenta uma grande importância, já que a busca por combustíveis que possam substituir a utilização dos combustíveis fósseis vem sendo cada vez mais estudada e o gás natural apresenta uma vasta reserva mundial e um grande potencial de aplicação. A utilização de hidrogênio como combustível vêm sendo apontada, ao longo das últimas décadas, como uma das possíveis soluções para a escassez de energia e emissão de poluentes na atmosfera. Nesse sentido, o presente trabalho visa analisar a redução dos gastos energéticos de uma planta de produção de hidrogênio a partir de gás natural utilizando a integração energética e uma rápida análise do investimento necessário para a aplicação das mudanças propostas para o processo. Utilizando um dos softwares de simulação de processos mais comuns na Engenharia Química, o ProSim, foi realizada a simulação desse processo em estado estacionário e, em seguida, os dados foram analisados no Simulis *Pinch*. Após a realização dos cálculos e discussão dos resultados, foi alcançada uma redução no gasto energético de aproximadamente 82% com mudança das três utilidades iniciais por duas outras e três trocadores de calor de integração. Isso trouxe a necessidade de um investimento em torno de \$1.207.850,00, porém com retorno financeiro em cerca de um mês de funcionamento da nova planta.

Palavras-chave: integração energética, método de *Pinch*, simulação, hidrogênio, gás natural.

ABSTRACT

Industrial processes usually involve a high energy consumption and studies that focus in the reduction of this consumption are becoming increasingly important. One of the ways to reduce this consumption is energy integration and the Pinch method is one of the oldest that exists, but still one of the most efficient. In this study the process of obtaining hydrogen from natural gas was chosen because it presents three utilities for heat exchange that make the process much more expensive and this was fundamental for the application of energy integration. Moreover, this process is of great importance since the search for fuels that can replace the use of fossil fuels has been increasingly studied and natural gas has a vast world reserve and great potential for application. The use of hydrogen as a fuel has been pointed, over the last decades, as one of the possible solutions for the energy shortage and emission of pollutants in the atmosphere. In this regard, the present work has the objective of analysing the reduction of energy costs of a plant of production of hydrogen from natural gas using the energy integration and a quick analysis of the investment needed to apply the changes proposed in the process. Using one of the most common process simulation software in Chemical Engineering, ProSim, the simulation of this process was performed in steady state and then the data were analysed in Simulis *Pinch*. After calculating and discussing the results, a reduction in energy expenditure of approximately 82% was achieved with the change of the three initial utilities by two others and three integration heat exchangers. This brought about the need for an investment around \$1,207,850.00, but with a financial return in about a month of operation of the new plant.

Keywords: energy integration, *Pinch* method, simulation, hydrogen, natural gas.

Dedico esse trabalho ao meu avô João
Caldas (*in memoriam*) por sempre ter
estado ao nosso lado e por ser o nosso
maior exemplo de fé.

AGRADECIMENTOS

Primeiramente, gostaria de agradecer à Deus por tudo que Ele me permitiu conquistar até hoje e por todos os obstáculos vencidos.

Aos meus pais, Delci e Fabio, pelo apoio que eles me forneceram sempre e por todo o investimento na minha educação para eu conseguir chegar onde estou hoje.

À minha irmã Maria Letícia por todo o companheirismo que construímos na nossa vida. E à toda minha família, por sempre ter estado ao meu lado e compartilhado dos melhores momentos.

À minha orientadora, Kathy, pelo suporte não só no desenvolvimento desse trabalho, como também por todas as palavras de carinho trocadas e pelos conselhos que me fizeram passar por momentos nos quais eu achei que não fosse possível, por acreditar que eu conseguiria chegar até aqui.

Aos professores do DEQ que fizeram possível a construção da minha formação, em especial ao professor Everaldo, por ter me acolhido no LEB por tanto tempo na minha iniciação científica; ao professor Eduardo, por tornar as aulas mais leves e nos ensinar muito mais que Engenharia Química; à professora Magna, por estar sempre nos incentivando e ter uma preocupação com seus alunos como ninguém; ao professor Gilson, por acreditar em cada um e nunca duvidar do que somos capazes; e por fim, aos professores André e Camila pela confiança que depositaram em mim para a realização do intercâmbio.

À todos os colegas do LEB, por terem me acolhido tão bem nos meus quase 3 anos de iniciação científica, em especial aos que ensinaram muito e sempre confiaram em mim: Ana Laura e Marcos. Mas também aos que deixaram a rotina mais leve: Emy, Juliene e Vitor.

Ao meu amigo Murilo, por toda a parceria que construímos ao longo desse curso, que sempre será a mesma, não importando em que continente nós estamos. Aos meus amigos da 2015.1, melhor turma de Engenharia Química, por todas as experiências que vivemos. À Joe, Val, Lore e Gigi por tornarem esses cinco anos os melhores. E, claro, aos que compartilharam também o processo de construção dos trabalhos junto comigo e foram essenciais nessa caminhada: Wilza, Bia, Pedro e Dudu.

Aos meus amigos Gabi e Lívio por toda a amizade e por estarem sempre ao meu lado em qualquer dificuldade.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Modos de obtenção do hidrogênio a partir de combustíveis fósseis.	17
Figura 2 - Reservas de gás natural no mundo em trilhões de m ³	19
Figura 3 - Processo ilustrativo de reforma a vapor.....	21
Figura 4 - Diagrama de intervalo de temperatura ilustrativo.....	25
Figura 5 - Ilustração do diagrama de cascata.	26
Figura 6 – Análise ilustrativa da quantidade mínima de trocadores de calor.....	27
Figura 7 - Diagrama de blocos com as etapas da metodologia referentes a esse trabalho.	30
Figura 8 - Estimativa de custo de um trocador, em dólar, de calor casco e tubo.	36
Figura 9 - Simulação do processo antes da integração energética.	37
Figura 10 - Diagrama de intervalo de temperatura.....	40
Figura 11 - Diagrama das curvas compostas.	41
Figura 12 - Grande curva composta.	42
Figura 13 - Simulação do processo após a integração energética	423

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Composição molar da corrente de entrada de gás natural.	31
Tabela 2 - Condições iniciais das correntes de entrada.	32
Tabela 3 - Valores típicos do coeficiente global de transferência de calor.	33
Tabela 4 - Fatores típicos para estimativa do custo de capital fixo do projeto.....	35
Tabela 5 - Dados dos trocadores referentes à simulação antes da integração energética.....	37
Tabela 6 - Dados obtidos no ProSim para a integração energética.	38
Tabela 7 - Dados relacionados ao Pinch.....	38
Tabela 8 - Informações dos trocadores de integração.	39
Tabela 9 – Informações das utilidades calculadas.....	39
Tabela 10 - Estimativa das áreas dos trocadores de calor de integração.....	44
Tabela 11 - Estimativa dos custos de cada trocador de calor de integração.....	44
Tabela 12 - Gasto energético das utilidades antes e depois da integração energética.....	45

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

GNV – Gás Natural Veicular

H₂ – Gás Hidrogênio

CO – Monóxido de Carbono

CO₂ – Dióxido de Carbono

WHI – Integração de Trabalho e Calor

HI – Integração de Calor

WI – Integração do Trabalho

HENs – Redes de Trocadores de Calor

WHENs – Redes de Trabalho e Troca de Calor

PDM – Método de *Pinch*

Eq. – Equação

PPC – Custo da Planta Física

PPE – Custo da Aquisição de Equipamentos

F – Fator de Correção da Temperatura Média Logarítmica

f – Fator de Custo Indireto

U – Coeficiente Global de Transferência de Calor

R – Resistência

A – Área

ΔT_{ml} – Temperatura Média Logarítmica

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
2	OBJETIVOS	15
2.1	OBJETIVO GERAL	15
2.2	OBJETIVOS ESPECÍFICOS	15
3	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	16
3.1	UTILIZAÇÃO DO HIDROGÊNIO COMO COMBUSTÍVEL.....	16
3.2	OBTENÇÃO DO HIDROGÊNIO	16
3.2.1	Gás de Síntese.....	17
3.2.2	Gás Natural	17
3.2.3	Reforma a Vapor	19
3.3	SIMULAÇÃO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS	21
3.4	INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	21
3.5	MÉTODO DE <i>PINCH</i>	23
3.5.1	Escolha da temperatura mínima de aproximação	23
3.5.2	Construção do Diagrama de Intervalo de Temperatura.....	24
3.5.3	Construção do Diagrama de Cascata	25
3.5.4	Cálculo do Número Mínimo de Trocadores	26
3.5.5	Construção da Rede de Trocadores de Calor.....	28
4	METODOLOGIA	30
4.1	DESCRIÇÃO DO PROCESSO	30
4.1.1	Correntes de Entrada	31
4.2	SIMULAÇÃO DO PROCESSO.....	32
4.3	CÁLCULO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....	32
4.4	ESTIMATIVA DE CUSTOS	32
4.4.1	Estimativa da Área de Transferência de Calor	33

4.4.2	Estimativa do Preço do Trocador	34
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	37
5.1	SIMULAÇÃO ANTES DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....	37
5.2	INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA	38
5.3	SIMULAÇÃO APÓS A INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA.....	42
5.4	ANÁLISE DE CUSTOS.....	43
5.4.1	Trocadores de Calor de Integração	43
5.4.2	Utilidades.....	44
6	CONCLUSÕES	47
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	48

1 INTRODUÇÃO

A maioria das fontes mundiais de energia é proveniente dos combustíveis fósseis. Estes são utilizados na maioria das indústrias e no setor de transportes. Os combustíveis fósseis são um bem escasso, na posse de apenas alguns países, o que conseqüentemente provoca uma escalada mundial dos seus preços. Estes combustíveis, além dos seus preços elevados, têm outro aspecto negativo: os elevados níveis de poluição derivados da sua utilização (MAIA, 1976).

De acordo com este panorama, tem-se procurado formas alternativas e competitivas de produzir energia que possa substituir esses combustíveis, tais como o biogás, o gás natural, o óleo vegetal e combustíveis hidrogenados.

Para que o mercado dos combustíveis deixe de ser dominado pelos combustíveis fósseis é necessária a aplicação incessante de esforços para o desenvolvimento de outras tecnologias que superem as atuais fontes de energia, que além do fator econômico também sofrem pressões ambientais, que exigem formas de energia mais limpas (MAIA, 1976).

Ao longo dessas décadas, vêm-se apontando como uma das possíveis soluções para a emissão de poluentes na atmosfera a utilização do hidrogênio como combustível. A partir disso, foi escolhido o processo de produção de hidrogênio para ser analisado do ponto de vista energético.

A integração energética é um estudo do processo focando apenas nas correntes que necessitam ser resfriadas ou aquecidas, ou seja, que precisam de uma troca de calor. Nessa análise, são realizados cálculos que visam cruzar as correntes com o objetivo de diminuir o consumo de energia. Como resultado, é obtida uma rede de trocadores na qual é possível visualizar onde exatamente vai haver cruzamento e a temperatura atingida pelo fluido em cada parte.

Apesar disso, é possível que as correntes disponíveis não sejam suficientes para as trocas de calor que precisam ser realizadas no processo. Caso isso aconteça, serão aplicadas utilidades nas partes que forem necessárias.

Para uma melhor visualização do processo antes e depois, a simulação se apresenta como uma etapa extremamente importante. Além disso, é a partir dela que são retirados os dados iniciais que são necessários aos cálculos da integração energética. A simulação de processos industriais é uma área de grande relevância para um engenheiro químico, já que ela permite a

visualização completa dos balanços de massa, energia e momento relacionados a cada equipamento, além de permitir as análises de suas dimensões e especificações.

Com isso, pode ser feita uma comparação entre o processo antes e depois com o objetivo de verificar a redução do gasto energético no processo, o que vai mostrar se a integração energética se faz eficaz no processo aplicado ou não. É possível ainda fazer uma simples análise de custo a partir dos dados obtidos como resultado nos trocadores de calor, e ter uma ideia do custo de investimento inicial necessário para aplicar essa mudança no processo e em quanto tempo haveria o retorno desse investimento.

2 OBJETIVOS

2.1 OBJETIVO GERAL

Realizar a integração energética do processo de produção de hidrogênio a partir de gás natural, bem como ver o impacto que essa traz quanto ao gasto energético do processo.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Simular o processo de acordo com LIRA, FILHO e LUCENA (2018) no ProSim.
- Realizar a integração energética utilizando o Simulis *Pinch*.
- Simular o processo após a integração energética no ProSim.
- Comparar os gastos energéticos e os custos dos dois processos.

3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

3.1 UTILIZAÇÃO DO HIDROGÊNIO COMO COMBUSTÍVEL

O hidrogênio é o mais abundante dos elementos químicos, constituindo aproximadamente 75% da massa do universo. Além disso, é um elemento não tóxico, presente naturalmente na atmosfera e quando é queimado com o oxigênio só água pura é produzida como resíduo (LEROY *et al.*, 1979).

Porém, sabe-se que o hidrogênio é um agente que, combinado a certas condições ambientais, pode acelerar o processo de deterioração de alguns materiais. Logo, surge a possibilidade de adicionar o hidrogênio gasoso a outros combustíveis, para que trabalhem em câmaras metálicas, em alta pressão e alta temperatura. Isso traria uma condição favorável ao “ataque” do hidrogênio, visto que sua permeabilidade, solubilidade e difusividade é bastante alta, principalmente com essas condições (SANABIO, 2015).

O hidrogênio como combustível apresenta algumas particularidades. A sua chama, por exemplo, não é visível à luz do dia porque a sua emissividade é muito baixa (17 a 25%) emitindo uma luz pouco radiante na faixa do espectro visível, menor do que nos outros combustíveis fósseis, como o butano, o propano ou até mesmo a gasolina (34 a 43%). Esta característica torna o hidrogênio menos perigoso em caso de acidente porque a radiação transmitida é menor, em contrapartida ele pode não permitir a percepção da sua existência facilmente.

Ele é extremamente inflamável no ar e a energia necessária para que isso aconteça é muito pequena e, em algumas condições, pode ocorrer autoignição. O hidrogênio pode se difundir rapidamente através de materiais e sistemas que estejam presentes no ar ou em outros gases comuns devido à sua baixa densidade. Em alguns materiais, a difusão é mais pronunciada com temperaturas elevadas. Este também é mais volátil que a gasolina, GNV, propano e metano, assim como tende a dispersar-se mais rapidamente.

Apesar das suas muitas vantagens, para ser usado de maneira habitual, o hidrogênio teria de ser manuseado com o mesmo nível de confiança e nunca com mais riscos, que os combustíveis convencionais.

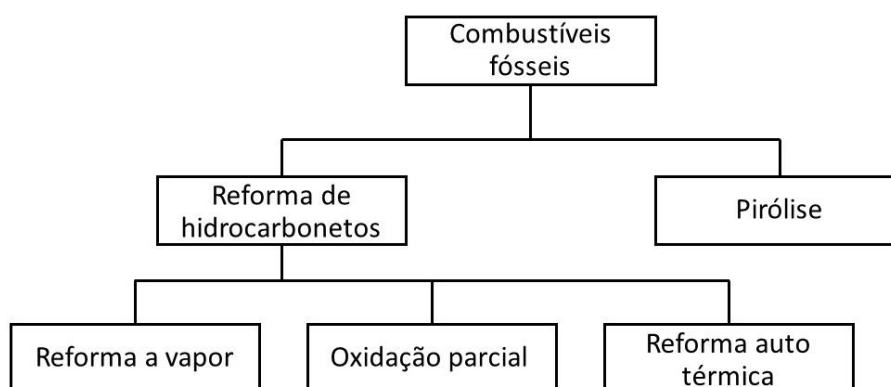
3.2 OBTENÇÃO DO HIDROGÊNIO

Uma grande variedade de processos está disponível para a produção de hidrogênio que, de acordo com as matérias-primas utilizadas, poderiam ser dividido em duas categorias principais: as tecnologias convencionais e as renováveis. A primeira categoria processa

combustíveis fósseis, incluindo os métodos de reforma de hidrocarbonetos e pirólise. No processo de reforma de hidrocarbonetos, as técnicas químicas participantes são a reforma a vapor, oxidação parcial e reforma auto térmica (NIKOLAIDAS, 2017).

A Figura 1 apresenta um fluxograma que apresenta as formas de obtenção do hidrogênio a partir de combustíveis fósseis. A técnica escolhida para ser abordada no presente trabalho é a de reforma a vapor.

Figura 1 - Modos de obtenção do hidrogênio a partir de combustíveis fósseis.



Fonte: Elaborada pelo autor.

3.2.1 Gás de Síntese

O gás de síntese é uma mistura de hidrogênio (H_2) e monóxido de carbono (CO), com potencial para a geração de uma vasta gama de produtos petroquímicos e combustíveis em função de qual reação a mistura passa a ser direcionada. O principal fator de influência na geração do gás de síntese é a razão H_2/CO que varia conforme o tipo de insumo e com o método de produção da mistura.

A principal rota de produção de gás de síntese e de hidrogênio durante os últimos anos foi à reação de reforma a vapor utilizando o gás natural como alimentação.

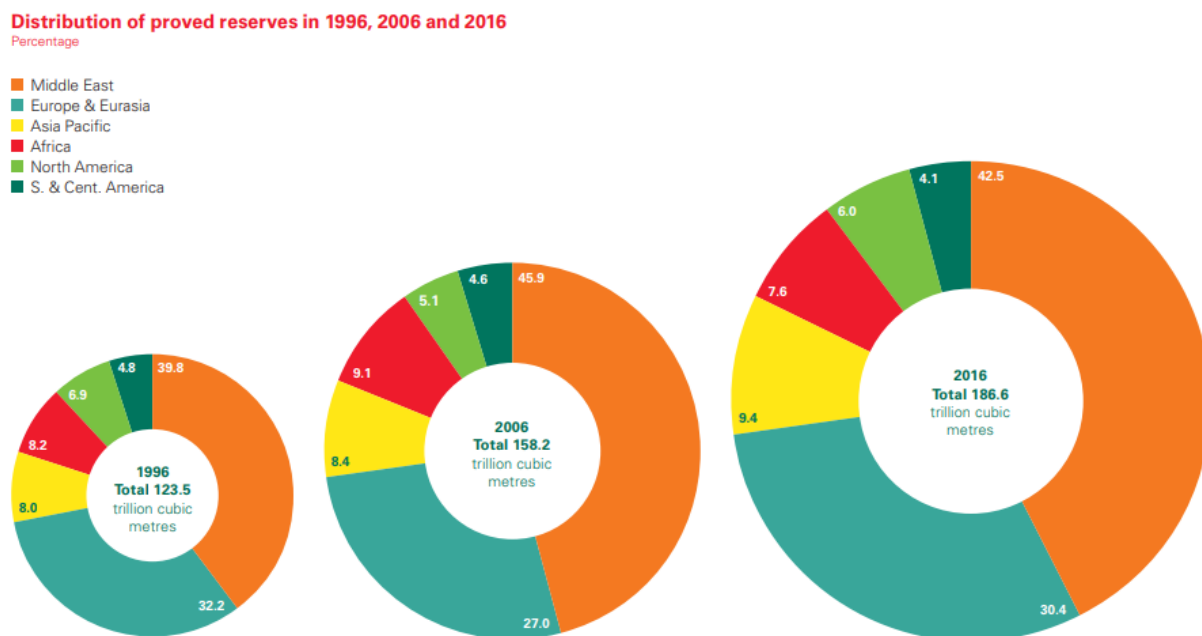
3.2.2 Gás Natural

O gás natural é um hidrocarboneto resultante da decomposição da matéria orgânica durante milhões de anos. É encontrado no subsolo, em rochas porosas isoladas do meio ambiente por uma camada impermeável. Em suas primeiras etapas de decomposição, esta matéria orgânica de origem animal produz o petróleo. Em seus últimos estágios de degradação, o gás natural. Por isso, é comum a descoberta do gás natural tanto associado ao petróleo quanto em campos isolados.

Assim como ocorre no petróleo, a composição básica do gás natural são moléculas de hidrocarbonetos (átomos de hidrogênio e carbono) encontradas em estado gasoso e de baixa densidade. O elemento predominante é o gás metano, mas também há, em proporções variadas, etano, propano, butano, gás carbônico, nitrogênio, água, ácido clorídrico e metanol, além de outros. A proporção de cada um na composição final depende de uma série de variáveis naturais, como processo de formação e condições de acumulação no reservatório. Em seu estado bruto, o gás natural não tem cheiro e é mais leve que o ar. Assim, deve ser odorizado para que eventuais casos de vazamento sejam detectados.

A cadeia produtiva do gás natural envolve seis etapas. A primeira é exploração, na qual o foco é a possibilidade de ocorrência ou não do gás natural. A segunda é a exploração, que consiste na instalação da infraestrutura necessária à operação do poço e nas atividades de perfuração, completação e recompletação de poços (colocação das cabeças de vedação, válvulas, comandos remotos e demais acessórios que permitirão a produção). A terceira é a produção, processamento em campo (para separação do petróleo em caso de o gás ser associado) e o transporte até a base de armazenamento. A quarta é o processamento, na qual se retiram as frações pesadas e se realiza a compressão do gás para a terra ou para a estação de tratamento. A quinta é o transporte e armazenamento (esta última não existe no Brasil, mas é comum em países de clima frio, de modo a formar um estoque regulador para o inverno). E, finalmente, há a distribuição, que é a entrega do gás natural para o consumidor final.

A Figura 2 ilustra a reserva de gás natural, em m^3 , ao longo dos anos (com intervalos de 10 anos) em alguns lugares do mundo. Como é possível visualizar, no total, as reservas foram ficando cada vez maiores, devido à descoberta de novas regiões com potencial, porém foram variando de acordo com a localidade, devido à exploração que tem se tornado maior.

Figura 2 - Reservas de gás natural no mundo em trilhões de m³.

Fonte: *British Petroleum*, 2017.

3.2.3 Reforma a Vapor

A reforma a vapor do metano é uma rota comumente utilizada para a produção de H₂ ou gás de síntese (CO + H₂). Este processo consiste na reação provocada pela mistura reacional de vapor d'água e gás natural. As duas reações envolvidas são as descritas nas equações abaixo:



As duas ocorrem juntas e são favorecidas pela presença de catalisadores metálicos a base de níquel. A primeira reação é a de reforma, que é bastante endotérmica sendo favorecida pela temperatura elevada ($T \geq 800 \text{ }^\circ\text{C}$) e baixa pressão (1-5 bar), com o excesso de água para facilitar a redução de depósitos carbonáceos provenientes da dissociação do metano.

E a segunda reação é de deslocamento de gás de água ou reação de *Shift* que é levemente exotérmica, favorecida pela temperatura baixa, mas insensível à pressão. Esta segunda reação favorece a produção de H₂, mas gera o indesejável CO₂. Catalisadores de níquel são comumente utilizados na reação de reforma, mas apesar de suas vantagens, tais como, abundância, elevada conversão e baixo custo, esses catalisadores são suscetíveis à formação de carbono (CESÁRIO, 2013).

Um dos grandes desafios é desenvolver catalisadores ativos e seletivos que apresentem uma alta estabilidade e vários autores têm reportado o estudo e desenvolvimento desses (BARROS, 2009).

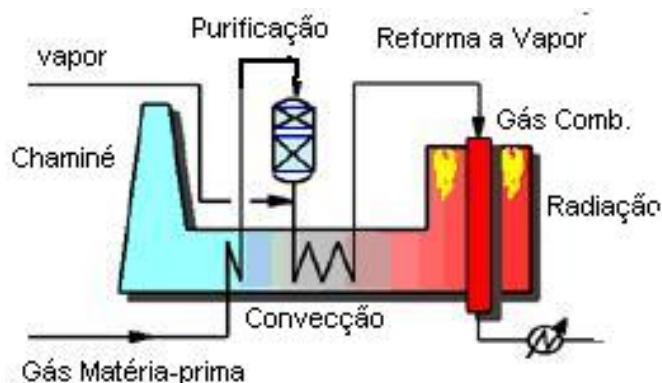
Os fundamentos da reação catalítica entre o vapor de água e metano foram estudados em 1924. Em 1930, a combinação de alta produção de gás de síntese e de disponibilidade de gás natural resultou em rápido desenvolvimento da tecnologia para a conversão industrial de gás natural em gás de síntese (TSANG, CLARIDGE, GREEN, 1995).

A primeira planta de reforma a vapor foi construída no início dos anos 30 e muitas plantas industriais foram posteriormente construídas em todo o mundo. No entanto, existem desvantagens para este processo.

Dentre essas, têm-se que o vapor sobreaquecido (em excesso) a uma temperatura elevada é de alto custo. A reação de deslocamento gás-água produz ainda concentrações significativas de dióxido de carbono. E por último, a proporção de H_2/CO é maior do que a requerida para a conversão de gás de síntese a metanol, ácido acético ou hidrocarbonetos. No caso da síntese de Fischer-Tropsch, as razões H_2/CO elevadas limitam o crescimento da cadeia de carbono (TSANG, CLARIDGE, GREEN, 1995).

Na Figura 3, é mostrado um fluxograma das correntes no reformador primário. Antes de entrar na seção de purificação (tipicamente reatores com leitos de catalisador de cobalto-molibdênio e óxido de zinco) o gás é aquecido na zona de convecção até a temperatura ideal (cerca de 300 °C) para remoção do enxofre do gás natural matéria-prima (NETO, 2008). Esse processo de reforma ocorre em um equipamento denominado reformador primário, que é dividido em duas seções principais: a zona de radiação, contendo os tubos com catalisadores e a zona de convecção, onde o calor proveniente dos gases de combustão é utilizado para aquecer outras correntes, tais como o gás natural matéria-prima, ar de combustão, vapor, mistura de vapor e gás natural.

Figura 3 - Processo ilustrativo de reforma a vapor.



Fonte: NETO, 2008.

3.3 SIMULAÇÃO DE PROCESSOS INDUSTRIAIS

Saber simular um processo é uma competência indispensável a um engenheiro químico. A partir do uso de um software, é possível prever o comportamento do seu processo antes mesmo de colocá-lo em prática, o que é o principal objetivo. Tendo em vista que há sempre a busca por cumprir um objetivo, seja ele um maior rendimento na reação ou um menor gasto de energia, por exemplo, ter a sua planta simulada torna possível fazer alterações de maneira a analisar qual a melhor saída para alcançar a sua finalidade.

Atualmente, os simuladores de processos conseguem resolver problemas de balanços materiais e de energia altamente complexos. No entanto, as facilidades computacionais atuais não livram os usuários de um estudo minucioso prévio da unidade e do problema em questão, que assim como faziam no passado, continuam a ter que estudar profundamente as propriedades das substâncias químicas empregadas assim como os detalhes, características e especificações dos equipamentos e das operações unitárias envolvidas no escopo do modelo de simulação (JUNIOR, 2018).

Existe uma busca incessável pela produção máxima e lucro máximo gastando o mínimo de energia, além de investindo o mínimo também. Isso nos leva ao conceito de otimização, que é exatamente encontrar esse ponto ótimo (PERLINGEIRO, 2005).

Dentre as maneiras de otimizar o seu processo, está a integração energética, que busca de maneira geral reaproveitar as correntes de energia geradas em diferentes partes do processo, ou seja, há uma reutilização da energia e uma diminuição dos gastos nesse setor.

3.4 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Processos industriais convertem fluxos em produtos e subprodutos através do consumo e produção extensiva de energias térmicas e mecânicas em sistemas complexos de reação e/ou separação. A eficiência energética é, portanto, um assunto importante tanto por razões econômicas quanto ambientais e pode ser abordada em vários níveis, como fenômenos (calor e transferência de massa, queda de pressão etc.), equipamentos, processos e locais de produção.

Métodos de eficiência energética a nível dos sistemas podem ser Integração de Trabalho e Calor (WHI), com as subáreas Integração de Calor (HI) para energia térmica e Integração do Trabalho (WI) para energia mecânica. A integração de calor pode ser subdividida em subáreas como Integração Correta (também chamada de Posicionamento Adequado) de equipamento especial (por exemplo, colunas de destilação e evaporadores) e projeto de Redes de Trocadores de Calor (HENs - *Heat Exchanger Networks*).

A extensão da WI e projeto de HENs, para incluir os efeitos de aquecimento e resfriamento dos equipamentos de troca de pressão, é chamada de projeto de Redes de Trabalho e Troca de Calor (WHENs). Esta é uma área de pesquisa emergente de síntese de processos, no entanto, WHENs é uma tarefa de projeto consideravelmente mais complexa do que as HENs, devido ao fato de que mudanças de temperatura (relacionadas ao calor) e de pressão (relacionadas ao trabalho) nas correntes do processo estão interagindo. Alterações nas temperaturas de entrada para compressores e expansores resultantes da integração de calor influenciará o consumo e a produção do trabalho. Da mesma forma, à medida que a pressão muda a compressão e a expansão mudarão as temperaturas das correntes do processo, afetando assim o HI (FU, VIKSE, GUNDERSEN, 2018).

Heat Integration é uma área de pesquisa bem desenvolvida que permitiu uma considerável economia de energia na indústria de processos. O tópico de pesquisa-chave tem sido o projeto de redes de trocadores de calor (HENs) e duas metodologias bem definidas foram desenvolvidas. O primeiro é o método de *Pinch* (PDM) e o segundo é baseado em Programação Matemática, que é mais eficiente na solução de problemas complexos de projeto HENs. Nesse trabalho será realizado o estudo de integração energética através do método de *Pinch*.

Na análise de *Pinch*, a energia requerida é minimizada pela utilização de fontes existentes para atender ao máximo às demandas enquanto satisfazem algumas restrições de qualidade. Esta metodologia é amplamente aplicada na otimização de vários processos industriais, por exemplo, cita-se a aplicação em um evaporador de leite industrial (WALMSLEY *et al.*, 2016).

A análise de *Pinch* mostrou 78% de economia potencial de vapor à custa de 16% mais uso de eletricidade.

Ela pode ser aplicada para alocar diferentes fontes de energia para diferentes demandas de uma determinada região. Recentemente, tem sido usado para otimizar a integração de energias renováveis em processos industriais e outros, como por exemplo, para energia geotérmica e sistemas solares térmicos. Também pode ser aplicado para sistemas de captura de carbono (MISEVIČIŪTĒ, MOTUZIENĒ, VALANČIUS, 2018).

3.5 MÉTODO DE *PINCH*

Ao considerar sistemas com muitas trocas de calor ou massa, existirá em alguma região do sistema um ponto em que a força motriz para energia ou troca de massa é mínima. Isso representa o *Pinch* ou *Pinch point*.

O design bem-sucedido dessas redes envolve definir onde o *Pinch* existe e usar as informações no *Pinch point* para projetar toda a rede. Este processo de design é definido como método de *Pinch* (TURTON *et al.*, 1998).

Para colocar em prática o método de *Pinch* um algoritmo geral é apresentado a seguir para fornecer o número mínimo de trocadores que requerem o mínimo de requisitos de utilidade para uma determinada temperatura de aproximação mínima. Em seguida, cada um dos passos será explicado mais detalhadamente.

1. Escolha da temperatura mínima de aproximação;
2. Construção do diagrama de intervalo de temperatura;
3. Construção do diagrama em cascata e determinação da quantidade mínima de utilidades requerida e a temperatura de *Pinch*;
4. Cálculo do número mínimo de trocadores de calor acima e abaixo do *Pinch*;
5. Construção da rede de trocadores de calor (HENs).

3.5.1 Escolha da temperatura mínima de aproximação

Representa a menor diferença de temperatura que dois fluxos saindo ou entrando em um trocador de calor podem ter. Valores típicos são de 5 °C a 20 °C, podendo haver alguma variação. De fato, qualquer valor maior que zero resultará em uma rede viável de troca de calor.

À medida que a temperatura mínima de aproximação aumenta, o calor e a área de transferência para os trocadores de calor de processo diminuem, mas as cargas nas utilidades quente e fria aumentam. Portanto, o investimento de capital diminui, mas os custos operacionais aumentam.

3.5.2 Construção do Diagrama de Intervalo de Temperatura

Em um diagrama de intervalo de temperatura, todos os fluxos do processo são representados por uma linha vertical, usando a convenção de que as correntes quentes (aquelas que requerem resfriamento) são desenhadas no lado esquerdo e as correntes frias (que exigem aquecimento) são desenhadas à direita. Os eixos da esquerda e direita são deslocados pela diferença mínima de temperatura escolhida para o problema, com o lado direito sendo deslocado para baixo em comparação com a esquerda.

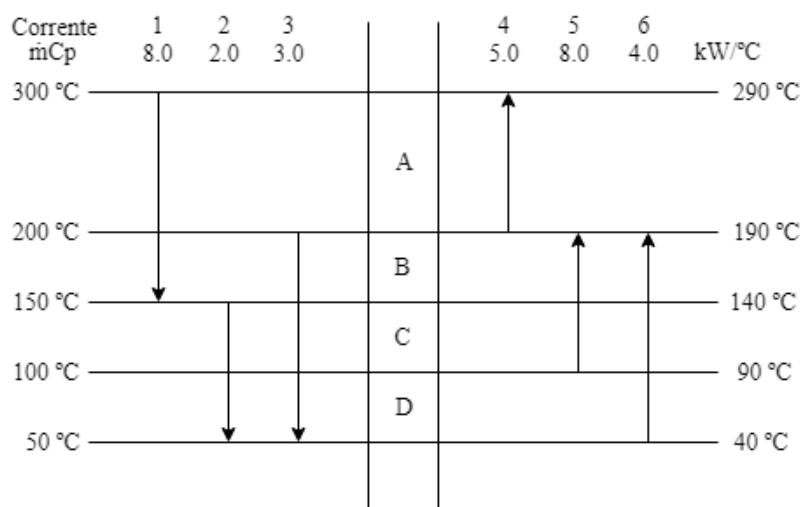
Cada corrente do processo é representada por uma linha vertical com uma seta no final indicando a direção da mudança de temperatura. As linhas horizontais são então desenhadas através das extremidades das linhas verticais e divide o diagrama em intervalos de temperatura.

A quantidade de energia disponível de todas as correntes em um dado intervalo de temperatura pode ser calculada. A convenção de (+) para excesso de energia e (-) para déficit de energia é usada. Portanto, se nos cálculos houver um número positivo para um dado intervalo de temperatura, isso implica que a energia existente é mais do que suficiente nas correntes quentes para aquecer as correntes frias nesse intervalo de temperatura.

Além disso, porque as correntes frias foram deslocadas para baixo pela temperatura mínima de aproximação, a energia pode fluir da esquerda para a direita dentro de um dado intervalo de temperatura sem violar a segunda lei de termodinâmica (TURTON *et al.*, 1998).

A Figura 4 traz um diagrama de intervalo de temperatura ilustrativo onde é possível visualizar as etapas descritas, nas quais as correntes quentes se localizam à esquerda e as frias à direita. Além disso, o deslocamento da diferença mínima de temperatura (nesse caso, foi escolhido 10 °C) é evidente quando observadas as temperaturas em cada lado do diagrama. A identificação das correntes é feita a partir da sua numeração e é ainda fornecida a informação do $\dot{m}C_p$. Isso possibilita o cálculo da quantidade líquida de energia disponível de todos os fluxos.

Figura 4 - Diagrama de intervalo de temperatura ilustrativo.



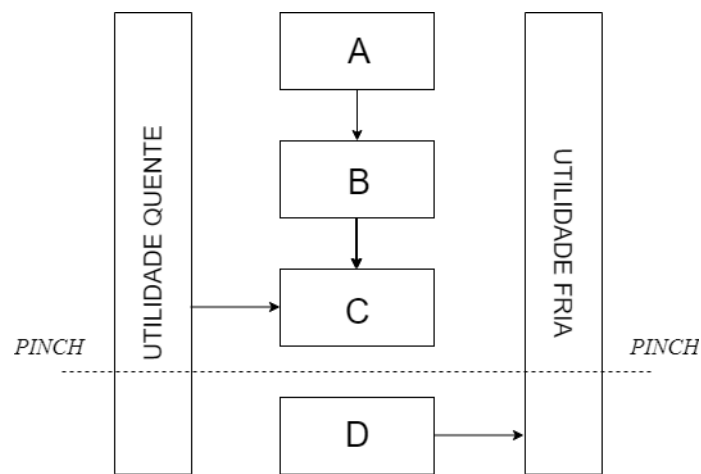
Fonte: Adaptada de TURTON *et al*, 1998.

3.5.3 Construção do Diagrama de Cascata

O diagrama em cascata simplesmente mostra o valor da energia em cada intervalo de temperatura. Se houver excesso de energia em um determinado intervalo de temperatura, essa energia pode ser cascadeada para o próximo nível de temperatura. Deve-se notar que para sistemas em que apenas a energia térmica está sendo transferida, o excesso de energia não pode ser transferido para um intervalo de temperatura mais alto. Este é um resultado da segunda lei da termodinâmica, na qual a transferência de energia até uma certa diferença de temperatura só é possível se trabalho é feito no sistema. Dessa maneira, a energia continua a ser cascadeada no diagrama.

Do diagrama em cascata, é evidente que existe um ponto em que não há mais energia que pode ser cascadeada para baixo, e que a energia deve ser fornecida a partir de uma utilidade quente para o processo. Nesse ponto, é traçada uma linha (Figura 5) e abaixo dessa, o processo de cascata pode continuar; mas, novamente, em algum momento, o excesso de calor deve ser rejeitado do processo para a utilidade fria. E essa linha é exatamente a temperatura de *Pinch*. Seguindo o procedimento descrito acima, a energia mínima é transferida da utilidade quente para o processo e desse, para a utilidade fria.

Figura 5 - Ilustração do diagrama de cascata.



Fonte: Elaborada pelo autor.

3.5.4 Cálculo do Número Mínimo de Trocadores

Uma vez que as temperaturas de *Pinch* tenham sido encontradas na etapa anterior, é necessário encontrar o número mínimo de trocadores de calor para o projeto das utilidades mínimas. Deste ponto em diante, o problema de transferência de calor será dividido em dois e vamos considerar acima e abaixo do *Pinch* como sistemas separados.

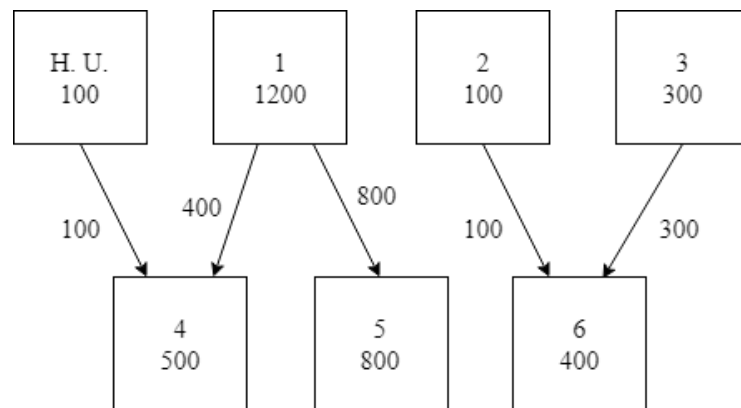
- *Acima do Pinch*

A maneira mais fácil de avaliar o número mínimo de trocadores de calor necessários é desenhar caixas representando a energia nas correntes quentes e frias e a utilidade quente. A energia é agora transferida das correntes quentes e da utilidade quente para as correntes frias. Estas transferências de energia são indicadas por linhas, com a quantidade de energia transferida mostrada ao lado das linhas.

Obviamente, toda a energia nas correntes e utilidades quentes deve ser transferida para as correntes frias. Para cada linha desenhada, um trocador de calor é necessário. Ou seja, minimizando o número de linhas o número de trocadores de calor é minimizado.

Vale ressaltar que, embora o número de trocadores de calor seja igual ao número de linhas de conexão, as linhas desenhadas neste estágio podem não representar a rede de trocadores.

Figura 6 – Análise ilustrativa da quantidade mínima de trocadores de calor.



Fonte: Adaptada de TURTON *et al*, 1998.

A Figura 6 mostra uma análise ilustrativa da quantidade mínima de trocadores de calor acima do *Pinch*. Nela, cada “caixa” indica a corrente pelo seu número e a sua energia (valor abaixo). Sendo assim, como tem cinco linhas traçadas, serão necessários, no mínimo, cinco trocadores.

- Abaixo do *Pinch*

O mesmo método é usado para calcular o número mínimo de trocadores abaixo do *Pinch*.

A análise tanto acima quanto abaixo do *Pinch* pode levar a uma divisão de cada uma dessas em dois subprocessos. Isso pode ocorrer se houver uma correspondência exata entre duas correntes quentes e uma fria.

Tais correspondências exatas entre grupos de correntes quentes e frias não são frequentemente possíveis, e se essas não existem, então, para um dado problema, acima ou abaixo do *Pinch*, a seguinte relação pode ser usada:

$$\text{Número mínimo de trocadores de calor} = N^{\circ} \text{ de correntes quentes} + N^{\circ} \text{ correntes frias} + N^{\circ} \text{ de utilidades} - 1$$

(Eq. 3.3)

Para sistemas sem *Pinch*, a mesma abordagem para o número mínimo de trocadores conforme descrito acima pode ser usada, mas o problema não precisa mais ser dividido em duas partes.

3.5.5 Construção da Rede de Trocadores de Calor

Novamente, se faz necessária a divisão entre acima e abaixo do *Pinch*.

- Acima do *Pinch*

Para começar, deve-se desenhar o diagrama de intervalo de temperatura acima do *Pinch*. O algoritmo usado para projetar a rede começa combinando fluxos quentes e frios no *Pinch* e, em seguida, afastando-se do *Pinch*.

No *Pinch*, as correntes que obedeceram a regra $\dot{m}Cp_{hot} \leq \dot{m}Cp_{cold}$ devem ser correspondidas. Usar esse critério faz com que seja assegurado que a temperatura mínima de aproximação do tópico 3.5.1 seja mantida. Note que, para esta etapa, apenas fluxos que estão presentes na temperatura de *Pinch* são considerados. O próximo passo é transferir o calor das correntes quentes para as correntes frias, colocando os trocadores de calor no diagrama de temperatura. É importante trocar o máximo de calor possível entre as correntes. As temperaturas das correntes que entram e saem dos trocadores são calculadas a partir de um balanço de entalpia.

O próximo passo é se afastar do *Pinch* e olhar para os demais fluxos quentes e frios. O critério para correspondência de fluxos no *Pinch* não necessariamente funciona quando nos afastamos do *Pinch*; no entanto, devemos ter certeza de que quando a rede é projetada as restrições já descritas anteriormente não são violadas (TURTON *et al.*, 1998).

- Abaixo do *Pinch*

A abordagem para o design abaixo do *Pinch* é semelhante à descrita para acima. Deve-se começar no *Pinch* e combinar as correntes e, em seguida, afastar-se do *Pinch* e combinar os fluxos restantes.

Para as correntes no *Pinch*, deve-se obedecer a relação $\dot{m}Cp_{hot} \geq \dot{m}Cp_{cold}$, o que garante mais uma vez que a temperatura mínima de aproximação não será contrariada. Em seguida, o critério já explicado é repetido ao se afastar do *Pinch*.

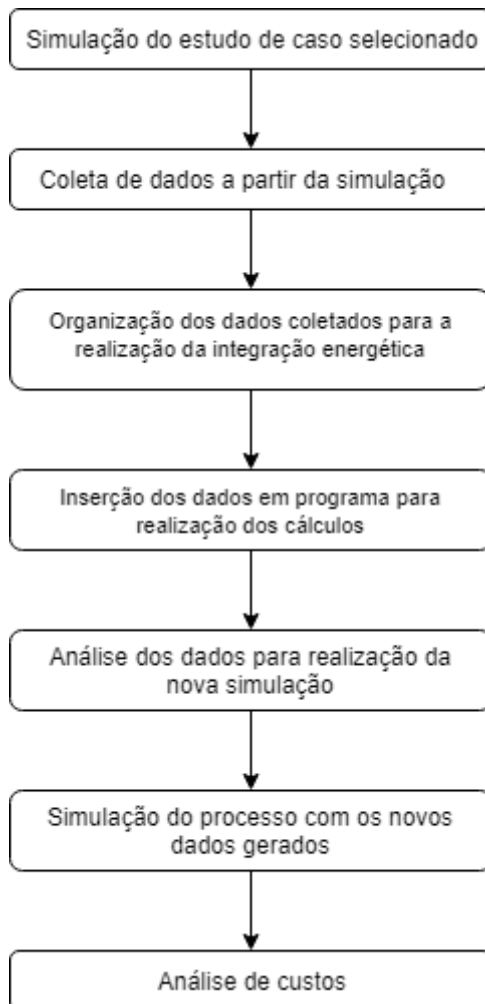
Ao final dessas análises, é possível construir a rede de trocadores de calor obedecendo ao número mínimo calculado no tópico 3.5.4, além dos valores para utilidades encontradas no diagrama de cascata.

Até este ponto, o estudo tem sido realizado na rede de troca, isto é, a interação entre os diferentes fluxos necessários para fornecer o caso de utilidade mínima. Para completar o dimensionamento, é necessário estimar a área de transferência de calor da rede de trocadores, o que, por sua vez, permite a estimativa do custo.

4 METODOLOGIA

A metodologia desse trabalho consiste nas etapas representadas pelo diagrama de blocos da Figura 7.

Figura 7 - Diagrama de blocos com as etapas da metodologia referentes a esse trabalho.



Fonte: Elaborada pelo autor.

Sendo assim, as etapas citadas serão descritas a seguir com suas devidas explicações e observações.

4.1 DESCRIÇÃO DO PROCESSO

O processo a ser analisado nesse trabalho foi realizado com base em um artigo técnico do Departamento de Engenharia Química da Universidade Federal de Pernambuco em Recife. Ele é intitulado “Simulação da produção de hidrogênio industrial e gás de síntese via gás natural utilizando o software aspen hysys” e foi produzido por Rodrigo Lucas Tenório Calazans de Lira, Nelson Medeiros de Lima Filho e Sérgio Lucena em 2018.

Essa planta foi escolhida com base no objetivo geral do trabalho. Como será feita uma integração energética, ela se tornou interessante devido a presença de trocadores de calor ao longo das correntes. A planta consiste em três trocadores de calor, um misturador, um reator de equilíbrio e um separador.

O processo de produção de hidrogênio industrial abordado nesse trabalho consiste basicamente na reação de reforma do metano para a sua transformação em hidrogênio segundo a reação descrita no tópico 3.2.3 Reforma a Vapor.

Inicialmente, é necessário adicionar o pacote termodinâmico desejado. O modelo escolhido foi o de Peng-Robinson por se tratar de um processo envolto de hidrocarbonetos. Este modelo foi utilizado em todo processo que envolve o gás natural até a geração de hidrogênio e do gás de síntese, assim como em LIRA, FILHO e LUCENA (2018).

As correntes de entrada do processo consistem em gás natural e água que precisam ser aquecidos para 373,15 K antes de serem adicionadas a um misturador. Na saída desse, a mistura segue em direção a um reator, onde ela está suscetível à duas reações.

No reator, a reação principal é endotérmica e esse é operado a 923,15 K. Foi selecionado um reator de equilíbrio e o pacote de reações, contendo a reação de reforma e a de *shift*, foi adicionado.

Após a reação, os produtos são resfriados a 323,15 K e entram em um separador. Nesse, há a separação do hidrogênio e do gás de síntese.

4.1.1 Correntes de Entrada

As correntes de entrada são duas: uma de gás natural e uma de água. A composição do gás natural está apresentada na Tabela 1.

Tabela 1 – Composição molar da corrente de entrada de gás natural.

Componentes	Composição molar (%)
Nitrogênio	0,6
Gás Carbônico	1,62
Metano	88,68
Etano	5,84
Propano	2,34
Iso Butano	0,33
N-Butano	0,44
Iso Pentano	0,08
N-Pentano	0,05

Hexano	0,03
--------	------

Fonte: Elaborada pelo autor.

As condições aplicadas para essas duas correntes estão apresentadas na Tabela 2 e foram definidas de acordo com LIRA, FILHO e LUCENA (2018).

Tabela 2 - Condições iniciais das correntes de entrada.

Corrente	Gás Natural	Água
Temperatura (K)	313,15	298,15
Pressão (Pa)	101325	101325
Vazão Mássica (kg/s)	5	12

Fonte: Elaborada pelo autor.

4.2 SIMULAÇÃO DO PROCESSO

Para realizar a simulação com os dados já apresentados, foi escolhido o ProSim: *Software and Services In Process Simulation*. O ProSim é um *software* de simulação de processos e serviços de design nas áreas de petróleo, gás, produtos químicos, produtos farmacêuticos, energia ou outras indústrias. Ele é usado para melhorar o design do processo, aumentar a eficiência da planta ou reduzir o impacto ambiental. Além disso, é uma alternativa para o trabalho com otimização de processos.

4.3 CÁLCULO DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Para realizar os cálculos referentes ao processo de integração energética do processo, foi utilizada a ferramenta *Simulis Pinch*, do domínio do ProSim, que funciona como um complemento de Excel. Ele permite que seja aplicada facilmente a tecnologia de *Pinch* para encontrar as melhores trocas de energia possíveis entre os fluxos a serem aquecidos e os fluxos a serem resfriados. Todas as restrições da planta podem ser consideradas neste método.

O *Simulis Pinch* realiza uma auditoria energética de um processo, determina seu desempenho máximo de energia e identifica se uma melhor integração de energia reduzirá significativamente o consumo de utilidades do processo. Ele possibilita ainda estimar a eficiência energética real do processo.

Após a primeira simulação, foi gerada, a partir da ferramenta no ProSim, uma série de dados que seriam necessários para a realização dos cálculos de integração energética pelo *Simulis Pinch* e, assim, os resultados desses cálculos foram obtidos.

4.4 ESTIMATIVA DE CUSTOS

4.4.1 Estimativa da Área de Transferência de Calor

Para o cálculo da área de transferência de calor na rede construída, se faz necessário ter conhecimento dos coeficientes de transferência de calor, incluindo coeficientes de incrustação apropriados.

As áreas de transferência de calor calculadas a partir de tais estimativas dará uma boa indicação das áreas de transferência de calor necessárias para a rede global de troca.

Tendo os dados citados, o cálculo se dá a partir da equação abaixo:

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_{ml}F} \quad (\text{Eq. 4.1})$$

onde F é o fator de correção da temperatura média logarítmica para cada trocador.

A ΔT_{ml} depende de como as correntes estão operando no trocador. Nesse trabalho, foram consideradas todas em contracorrente, sendo assim:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_{quente,saida} - T_{fria,entrada}) - (T_{quente,entrada} - T_{fria,saida})}{\ln\left(\frac{T_{quente,saida} - T_{fria,entrada}}{T_{quente,entrada} - T_{fria,saida}}\right)} \quad (\text{Eq. 4.2})$$

E o coeficiente global de transferência de calor é do inverso do somatório das resistências:

$$U = \frac{1}{\sum R} \quad (\text{Eq. 4.3})$$

Para a estimativa do U de acordo com os fluidos que estão passando no trocador de calor, SINNOTT (2005) apresenta algumas faixas a serem consideradas como pode ser visualizada na Tabela 3.

Tabela 3 - Valores típicos do coeficiente global de transferência de calor.

Fluido Quente	Fluido Frio	U (W/m².°C)
Trocadores de calor		
Água	Água	800 – 1500
Solventes orgânicos	Solventes orgânicos	100 – 300
Petróleo leve	Petróleo leve	100 – 400
Petróleo pesado	Petróleo pesado	50 – 300
Gases	Gases	10 – 50
Resfriadores		
Solventes orgânicos	Água	250 – 750

Petróleo leve	Água	350 – 900
Petróleo pesado	Água	60 – 300
Gases	Água	20 – 300
Solventes orgânicos	Salmoura	150 – 500
Água	Salmoura	600 – 1200
Gases	Salmoura	15 – 250
Aquecedores		
Vapor	Água	1500 – 4000
Vapor	Solventes orgânicos	500 – 1000
Vapor	Petróleo leve	300 – 900
Fluido Quente	Fluido Frio	U (W/m².°C)
Vapor	Petróleo pesado	60 – 450
Vapor	Gases	30 – 300
<i>Dowtherm</i>	Petróleo pesado	50 – 300
<i>Dowtherm</i>	Gases	20 – 200
Gases de combustão	Vapor	30 – 100
Gases de combustão	Vapores de hidrocarbonetos	30 – 100
Condensadores		
Vapores aquosos	Água	1000 – 1500
Vapores orgânicos	Água	700 – 1000
Orgânicos	Água	500 – 700
Condensadores a vácuo	Água	200 – 500
Vaporizadores		
Vapor	Soluções aquosas	1000 – 1500
Vapor	Orgânicos leves	900 – 1200
Vapor	Orgânicos pesados	600 – 900

Fonte: Adaptada de SINNOTT, 2005.

4.4.2 Estimativa do Preço do Trocador

Nesse trabalho, a estimativa de custos foi realizada apenas para a parte que condiz à integração energética. Segundo SINNOTT (2005), o custo total da planta física (PPC) está relacionado com o custo da aquisição de equipamentos (PCE) e os fatores de custo indiretos (f), que representam os custos com instrumentação, manutenção e parte elétrica, por exemplo.

Essas variáveis se relacionam da seguinte maneira:

$$PPC = PCE * (1 + f_1 + \dots + f_9) \quad (\text{Eq. 4.5})$$

E o PPC, por sua vez, é usado ainda para calcular o capital fixo levando em consideração outros três custos indiretos: design, despesas eventuais e taxa do contratante.

$$\text{Capital fixo} = PPC * (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12}) \quad (\text{Eq. 4.6})$$

Onde os valores para f são definidos de acordo com o sistema, como indicado na Tabela 4.

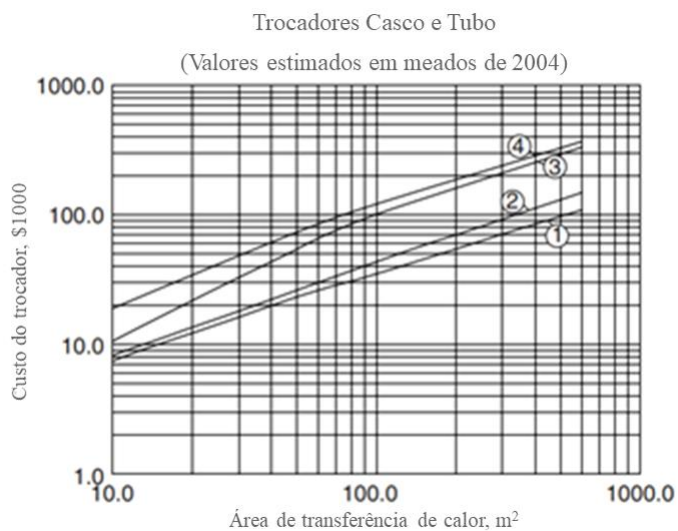
Tabela 4 - Fatores típicos para estimativa do custo de capital fixo do projeto.

Item	Tipo de Processo		
	Fluidos	Fluidos - Sólidos	Sólidos
1. Equipamento inicial, custo total da compra	PCE	PCE	PCE
<i>f1</i> montagem de equipamentos	0.40	0.45	0.50
<i>f2</i> tubulação	0.70	0.45	0.20
<i>f3</i> instrumentação	0.20	0.15	0.10
<i>f4</i> elétrico	0.10	0.10	0.10
<i>f5</i> espaço	0.15	0.10	0.05
<i>f6</i> utilidades	0.50	0.45	0.25
<i>f7</i> armazenamento	0.15	0.20	0.25
<i>f8</i> desenvolvimento	0.05	0.05	0.05
<i>f9</i> serviços auxiliares	0.15	0.20	0.30
2. Custo total da planta física (PPC)			
PPC = PCE(1 + <i>f1</i> + ... + <i>f9</i>)			
= PCE x	3.40	3.15	2.80
<i>f10</i> design	0,30	0.25	0.20
<i>f11</i> taxa de empreiteiro	0.05	0.05	0.05
<i>f12</i> contingência	0.10	0.10	0.10
= PPC x	1.45	1.40	1.35

Fonte: Adaptada de SINNOTT, 2005.

E, para a estimativa do custo de aquisição do trocador de calor, foi utilizado o gráfico apresentado por SINNOTT (2005), que relaciona a área de transferência com o valor estimado em dólar, como pode ser visualizado na Figura 8.

Figura 8 - Estimativa de custo de um trocador, em dólar, de calor casco e tubo.



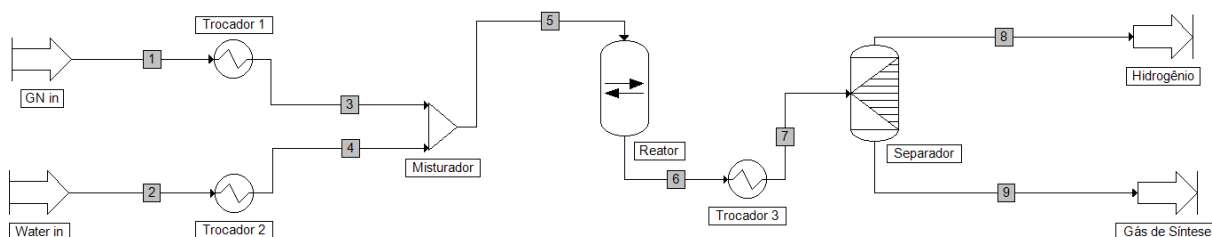
Fonte: Adaptada de SINNOTT, 2005.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 SIMULAÇÃO ANTES DA INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

A simulação realizada antes da integração energética teve o resultado apresentado na Figura 9.

Figura 9 - Simulação do processo antes da integração energética.



Fonte: Elaborada pelo autor.

Como esse resultado é antes da integração, têm-se três utilidades no processo. Os dados de temperatura de entrada e saída e calor trocado são apresentados na Tabela 5 de acordo com o seu índice e nome atribuído na Figura 9.

Tabela 5 - Dados dos trocadores referentes à simulação antes da integração energética.

Nome do Equipamento	Temperatura de Entrada (K)	Temperatura de Saída (K)	Q (kcal/h)
Trocador 1	313,15	373,15	569418,7
Trocador 2	298,15	373,15	27659160,0
Trocador 3	1273,15	323,15	40493260,0

Fonte: Elaborada pelo autor.

A quantidade de hidrogênio obtida na corrente “8” após o separador é de aproximadamente 0,93 kg/s. Para o gás de síntese, o importante é a razão H_2/CO , e essa cai, como esperado, após o separador. Antes desse era de cerca de 4,10, resultado inclusive muito próximo do obtido por LIRA, FILHO e LUCENA (2018) no trabalho utilizado como referência para esse processo, que foi de 4,15. Após o separador, na corrente “9”, a razão é de aproximadamente 1,63, tendo em vista que foi selecionada uma recuperação de 60% para o hidrogênio na simulação do separador. Esse valor se torna ideal para a produção de petroquímicos como etanol ou para ser usado para a produção de hidrocarbonetos líquidos.

5.2 INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Com a simulação pronta, foram extraídos com o auxílio da ferramenta do ProSim os dados utilizados na integração energética que se encontram apresentados na Tabela 6.

Tabela 6 - Dados obtidos no ProSim para a integração energética.

Número da Corrente	Tipo de Corrente	Estado Físico	F*Cp (kcal/h/K)	Temperatura de Entrada (K)	Temperatura de Saída (K)	Q (kcal/h)
1	Fria	V	9490,31	313,15	373,15	569418,70
2	Fria	L	46783,53	298,15	374,62	3577740,42
2	Fria	LV	2408233153,60	374,62	374,63	24082331,54
2	Quente	V	613,23	374,63	373,15	910,25
6	Quente	V	42624,49	1273,15	323,15	40493262,17

Fonte: Elaborada pelo autor.

A partir da Tabela 4, é possível perceber que a corrente “2”, que corresponde a de entrada de água no trocador “2”, é dividida em três partes. Essa “quebra” é realizada tendo em vista que a água entra em estado líquido e sai em estado vapor, ou seja, tem mudança de fase no trocador de calor.

Para que a integração dessa corrente seja realizada, serão consideradas as três partes separadamente. Tem-se a primeira parte de aquecimento do líquido; depois, a fase na qual a temperatura é praticamente constante e há apenas troca de calor latente (onde ocorre a mudança de fase); e por fim, é necessário um resfriamento na corrente de vapor, pois na mudança de fase ela fica cerca de 1 K mais alta que a desejada.

Esses dados, então, foram inseridos no Simulis *Pinch*. Os primeiros resultados obtidos retornaram o valor da temperatura de *Pinch*, a energia máxima recuperável e a utilidade necessária, como mostrado na Tabela 7.

Tabela 7 - Dados relacionados ao *Pinch*.

Temperatura fria no <i>Pinch</i> (K)	298,2
Temperatura no <i>Pinch</i> (K)	454,5
Temperatura quente no <i>Pinch</i> (K)	610,9
Utilidade Fria (kcal/h)	12264681,8
Máximo de Energia Recuperável (kcal/h)	28229490,7

Fonte: Elaborada pelo autor.

O resultado obtido indicou que seriam necessários três trocadores de integração e duas utilidades. E para cada um desses, foram fornecidas as informações apresentadas nas Tabelas 8 e 9.

Tabela 8 - Informações dos trocadores de integração.

Corrente Fria		Corrente Quente		Q (kcal/h)
Temperatura de Entrada (K)	Temperatura de Saída (K)	Temperatura de Entrada (K)	Temperatura de Saída (K)	
374,62	374,63	1273,15	708,16	24082331,54
298,15	374,62	407,09	323,15	3577740,42
313,15	373,15	420,45	407,09	569418,70

Fonte: Elaborada pelo autor.

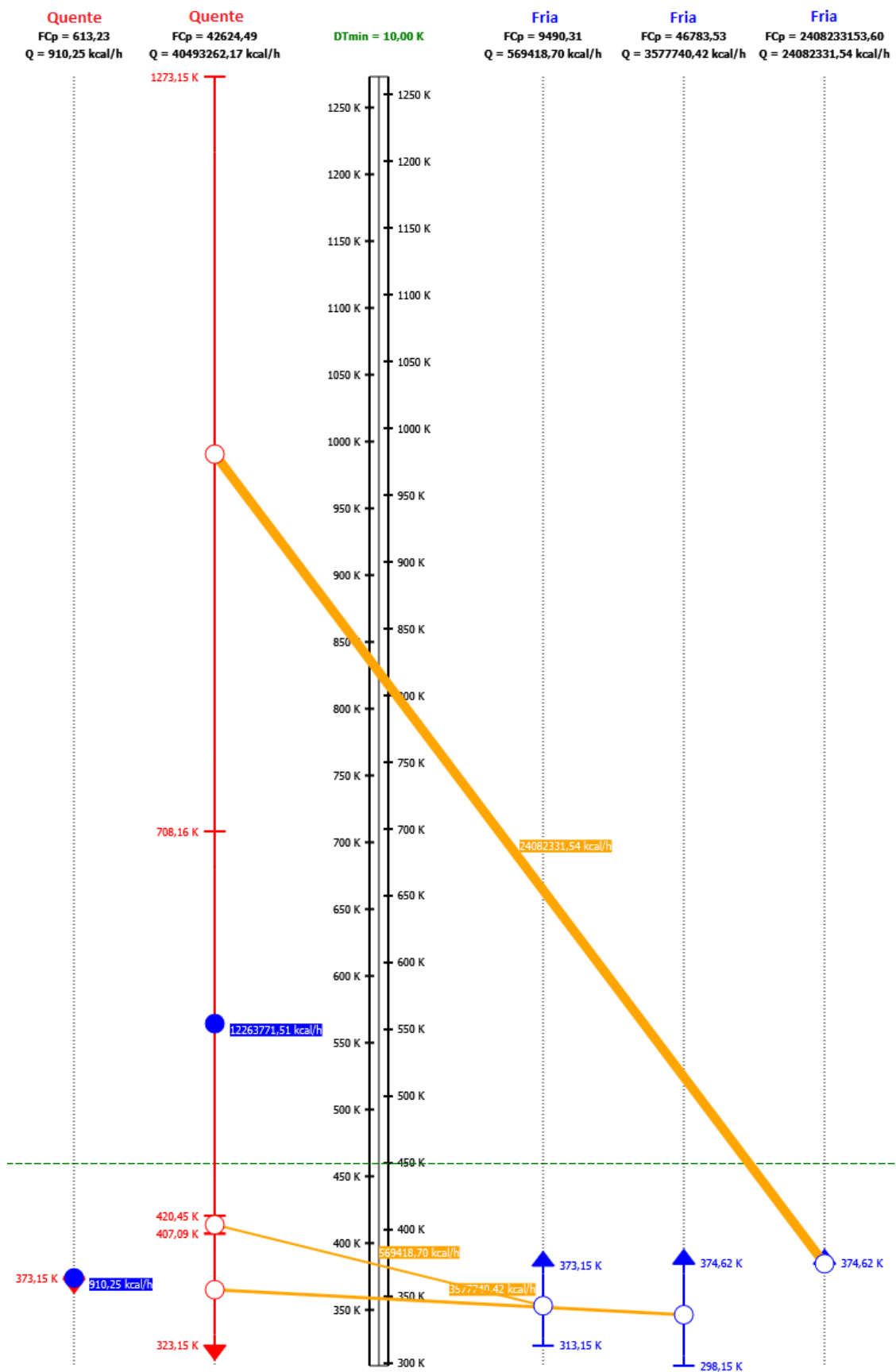
Tabela 9 – Informações das utilidades calculadas.

Tipo de Corrente	Estado Físico	F*Cp (kcal/h/K)	Temperatura de Entrada (K)	Temperatura Objetivo (K)	Q (kcal/h)
Quente	V	613,23	374,63	373,15	910,25
Quente	V	42624,49	708,16	420,45	12263772,00

Fonte: Elaborada pelo autor.

Para representar esses resultados fornecidos, foi contruído o diagrama de intervalo de temperatura (Figura 10), onde é possível visualizar em qual corrente os trocadores e as utilidades serão aplicados para que as condições da integração energética sejam satisfeitas. As utilidades serão localizadas uma na corrente de saída do reator, para terminar de resfriá-la; e outra na corrente de água, que vai precisar resfriar aproximadamente 1 K, como dito anteriormente.

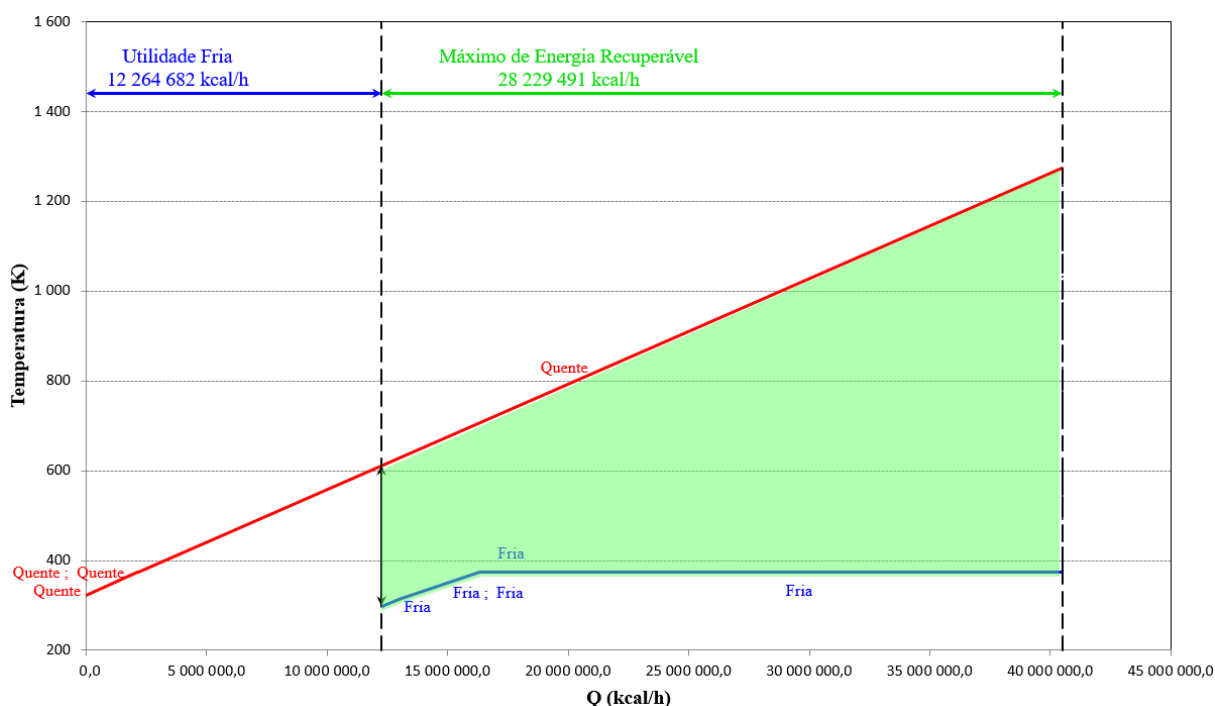
Figura 10 - Diagrama de intervalo de temperatura.



Fonte: Elaborada pelo autor.

Foi obtida também as curvas compostas referentes às correntes frias e quentes do processo (Figura 11). Este diagrama permite determinar a quantidade máxima de calor que pode ser integrado no processo, através da transferência direta de uma corrente para a outra. Este valor pode ser lido no gráfico na zona destacada em verde, correspondendo ao comprimento, projetado no eixo horizontal, da zona onde ocorre a sobreposição das duas curvas individuais (28.229.490,7 kcal/h). A zona não sobreposta pode ser identificada com o consumo necessário da utilidade (12.264.681,8 kcal/h de arrefecimento), zona essa localizada do lado esquerdo do diagrama para esse caso. Esses valores indicados são os resultados expostos na Tabela 7.

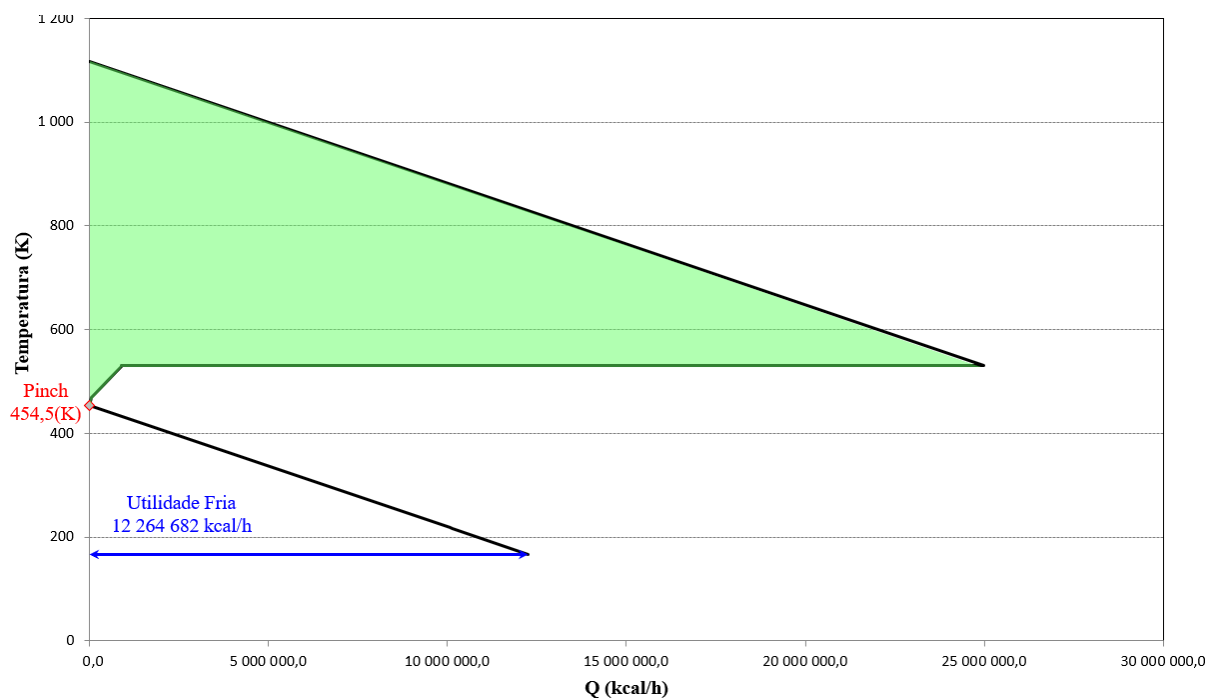
Figura 11 - Diagrama das curvas compostas.



Fonte: Elaborada pelo autor.

É importante destacar ainda a grande curva composta (Figura 12). Essa, é construída a partir das curvas compostas, podendo ser usada como uma ferramenta de projeto para especificar as utilidades.

Figura 12 - Grande curva composta.



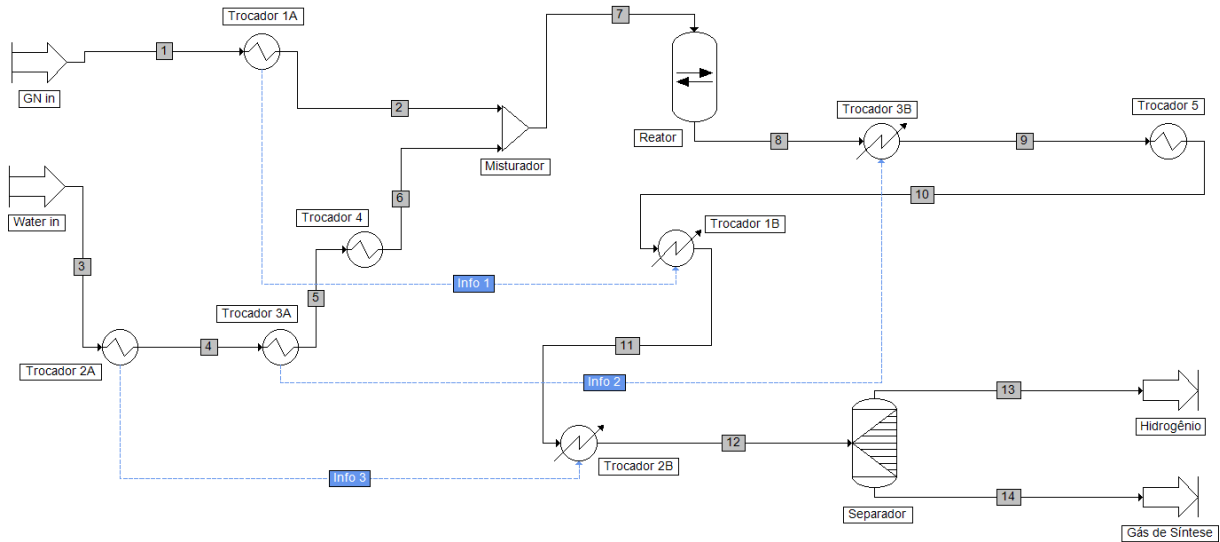
Fonte: Elaborada pelo autor.

Esta curva indica de modo claro quanta energia tem que ser suprida pelos vários níveis de utilidades. Aqui são plotadas as disponibilidades (acima do *Pinch point*) e as necessidades (abaixo do *Pinch point*) de energia do processo, como função da temperatura. Os diversos níveis de temperaturas das utilidades disponíveis estão diretamente ligados aos seus custos. Normalmente, as utilidades quentes de maior temperatura e as utilidades frias de menor temperatura possuem um custo maior, ou seja, quanto mais afastada da temperatura ambiente, mais cara é a utilidade, sendo então preferível maximizar o uso de utilidades com temperaturas mais próximas à ambiente.

5.3 SIMULAÇÃO APÓS A INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA

Com os resultados obtidos na integração energética, foi realizada uma nova simulação, mostrada na Figura 13.

Figura 13 - Simulação do processo após a integração energética



Fonte: Elaborada pelo autor.

Para facilitar a visualização, os trocadores de integração são representados como dois pelo ProSim e são ligados por uma linha chamada “linha de informação” (linha azul pontilhada na Figura 14). A representação é feita dessa maneira para indicar que a corrente quente após o reator está recebendo as informações das correntes frias do início do processo que vão precisar ser aquecidas para entrar no misturador. Sendo assim, como calculado, temos três trocadores de integração e duas utilidades.

Para a identificação dos trocadores de integração, foi adotado o mesmo número com índices “A” e “B” na simulação para facilitar a referência a eles.

Os resultados comentados para as correntes de hidrogênio e de gás de síntese no tópico 5.1 são válidos para essa simulação também, tendo em vista que as alterações foram realizadas somente na parte energética que diz respeito aos trocadores de calor, não interferindo assim na eficiência do processo no que remete aos outros equipamentos.

5.4 ANÁLISE DE CUSTOS

5.4.1 Trocadores de Calor de Integração

Inicialmente, foram coletados os dados de calor, da temperatura média logarítmica e, a partir da Tabela 3 do SINNOTT (2005), foi estimado um valor para o coeficiente global de transferência de calor. Em seguida, utilizando a Eq. 4.1, foi encontrado um valor para a área de

cada trocador de integração do sistema, considerando o F igual 1. Essa consideração foi feita tendo em vista que esse fator de correção depende da disposição do trocador, como o número de passes no casco, por exemplo, e não se tem essa informação.

Tabela 10 - Estimativa das áreas dos trocadores de calor de integração.

Nome do equipamento	Q (kcal/h)	ΔT_{ml} (K)	U (kcal/h m² K)	Área Estimada (m²)
Trocador 1	569418,70	67,97	25,80	324,78
Trocador 2	3577740,42	28,57	214,96	582,59
Trocador 3	24082331,54	570,12	137,58	307,04

Fonte: Elaborada pelo autor.

Com os valores de área e utilizando a Figura 8, foram estimados o custo de cada trocador, tornando possível, assim, o cálculo do PCE e PPC. Para os dois, a partir da Tabela 4, foram utilizados os valores da primeira coluna, correspondente a “fluidos”.

Tabela 11 - Estimativa dos custos de cada trocador de calor de integração.

Nome do equipamento	PCE (\$)	PPC (\$)	Capital Fixo (\$)
Trocador 1	75000,00	255000,00	369750,00
Trocador 2	100000,00	340000,00	493000,00
Trocador 3	70000,00	238000,00	345100,00

Fonte: Elaborada pelo autor.

Portanto, esses valores de capitais fixos, encontrados na Tabela 11, são referentes ao investimento total necessário para o projeto na rede de trocadores de calor de integração, que juntos somam \$1.207.850,00.

5.4.2 Utilidades

Com os dois processos, antes e após a integração energética simulados, é possível fazer uma comparação entre o gasto energético com as utilidades. Para isso, os valores da energia antes e depois são expostos na Tabela 12.

Tabela 12 - Gasto energético das utilidades antes e depois da integração energética.

Antes da integração		Depois da integração	
Nome do equipamento	Q (kcal/h)	Nome do equipamento	Q (kcal/h)
Trocador 1	569418,7	Trocador 4	910,3
Trocador 2	27659160,0	Trocador 5	12263771,5
Trocador 3	40493260,0		
Q_{antes}	68721838,7	Q_{depois}	12264681,8

Fonte: Elaborada pelo autor.

Com os valores apresentados, o cálculo da economia pode ser realizado da seguinte forma:

$$Economia = 1 - \frac{Q_{depois}}{Q_{antes}} \quad (\text{Eq. 5.1})$$

Feito isso, é possível chegar à conclusão que a integração energética trouxe uma economia de cerca de 82% de energia em relação às utilidades quando comparado com o processo como estava antes.

Utilizando essa informação na questão financeira, é possível ainda fazer uma estimativa financeira de quanto, em dólares, seria economizado a partir do processo de produção integrado. De acordo com informações do SISTEMAS FIRJAN (2011), o custo da energia elétrica para a indústria nos Estados Unidos é de R\$ 124,70 por MWh.

A diferença de energia antes e depois da integração é de 56.457.156,94 kcal/h, ou seja, cerca de 65,66 MW. Considerando que essa planta proposta iria funcionar 300 dias por ano por 24 h/dia, o valor em h equivale a 7.200 h.

Sabendo disso e com a informação do custo de energia citado anteriormente, o equivalente econômico para essa economia é de R\$ 58.952.174,40. Considerando um câmbio médio onde o dólar vale R\$ 4,00, têm-se \$ 14.738.043,60.

Vale ainda pontuar que o *payback*, que nada mais é do que uma análise de retorno de investimento do capital no projeto, é de que, após um mês de operação, o capital investido nos trocadores de calor já terá retorno.

Porém, é importante também lembrar que o investimento necessário no projeto não seria apenas para os trocadores de integração, como também para as duas utilidades presentes no processo. Essas não foram dimensionadas nesse trabalho e o seu custo não foi estimado, por

isso, a análise foi realizada considerando apenas os trocadores de integração energética. Caso esses dados utilizados na simulação fossem de uma indústria já existente, seria possível tentar fazer um reaproveitamento das utilidades antigas e não precisar haver investimento em novas.

6 CONCLUSÕES

O presente trabalho estudou a integração energética do processo de produção de hidrogênio a partir de gás natural, bem como otimizou o processo reduzindo o gasto energético envolvido.

Foi realizada a primeira simulação e chegou-se que o gasto energético com as três utilidades presentes no processo era de 68.721.838,7 kcal/h. Com os cálculos da integração energética, foi percebido que a corrente quente que sai do reator poderia ser utilizada para resfriar as duas correntes iniciais de gás natural e água.

Houve, assim, a necessidade de implantação de três trocadores de calor de integração no processo, porém esses não foram suficientes para suprir todas as trocas de calor necessárias do sistema, fazendo com que fossem utilizadas ainda duas utilidades, uma na corrente de água e outra na de saída do reator.

Foi, então, realizada uma nova simulação e verificado que o novo gasto energético com as utilidades era de 12.264.681,8 kcal/h. Isso indica que a redução do gasto energético envolvendo as utilidades do processo caiu aproximadamente de 82%.

Porém, para tornar essa mudança possível, é necessário um investimento nos trocadores de calor de integração e esses, após os cálculos realizados, custariam \$1.207.850,00. Foi analisado ainda, de maneira superficial, em quanto tempo esse dinheiro investido teria retorno para empresa e esse foi de apenas de um mês.

Sendo assim, foi possível comprovar a eficiência do método de *Pinch* e mostrar o quanto uma análise de integração energética pode se tornar interessante, tanto financeira quanto energeticamente, para uma indústria.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- ABE, et al., **In: Proceedings of the Fifth World Hydrogen Energy Conference** 1984. p. 727–36.
- BARROS, B. S. **Reforma a seco e a vapor do metano sobre os precursores catalíticos $\text{LaNiO}_3/\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ e $\text{La}_2\text{NiO}_4/\alpha\text{-Al}_2\text{O}_3$ preparados por autocombustão assistida por micro-ondas**. 2009, 212 f. Tese em cotutela (Doutorado em Ciências e Engenharia de Materiais) - Universidade Federal do Rio Grande do Norte e Universidade de Strasbourg, Natal e Strasbourg.
- BENINCA, M. **Integração Energética de uma Plante de Eteno com Aspectos de Flexibilidade: Aplicação de Análise Pinch em Conjunto com Otimização Matemática**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química). Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Departamento de Engenharia Química, Escola de Engenharia, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Rio Grande do Sul, 2008.
- CESÁRIO, M. R. **Reforma a vapor catalítica do metano: otimização da produção e seletividade em Hidrogênio por absorção in situ do CO_2 produzido**. 2013, 211 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química). Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Rio Grande do Norte, 2013.
- FU, C; VIKSE, M; GUNDERSEN T. **Work and heat integration: An emerging research area**. In: Elsevier Journal. Energy 158 (2018) 796 – 806.
- JUNIOR, R. R. **As novas fronteiras e os desafios da simulação de processos químicos**. Simulação de processos: ferramentas, fronteiras e desafios. Revista Brasileira de Engenharia Química, v. 34, nº 1, p. 7-11, 2018.
- LEROY R.L. *et al.* **Analysis of time-variation effects in water electrolyzers**. In: J Electrochem Soc. 1979; 126:1674–1682.
- LIRA, R. L. T. C.; FILHO, N. M. L.; LUCENA, S. **Simulação da produção de hidrogênio industrial e gás de síntese via gás natural utilizando o software aspen hysys**. Geração de Energia. Revista de Química Industrial, ano 16, v. 758, p. 53-61, 2018.
- LUYBEN, W. L. **Process Modelling, Simulation and Control for Chemical Engineers**. 2nd ed, McGraw-Hill International Editions, 1990.
- MAIA, Nicanor de Azevedo. **Obtenção e emprego de hidrogênio em motores**. Tese de doutorado – UFRN, 1976.
- MISEVIČIŪTĖ V; MOTUZIENĖ V; VALANČIUS K. **The application of the Pinch method for the analysis of the heat exchangers network in a ventilation system of a building**. In: Elsevier Journal. Applied Thermal Engineering 129 (2018) 772-781.
- NATURAL GAS. **BP Statistical Review of World Energy June 2017**. British Petroleum – BP, Reino Unido, 2017. Disponível em: <https://www.bp.com/content/dam/bp-country/de_ch/PDF/bp-statistical-review-of-world-energy-2017-full-report.pdf>. Acesso em: 14 de maio de 2019.
- NETO, S. F. S. **Análise dos fatores determinantes do tempo de campanha do catalisador industrial de reforma a vapor do gás natural**. Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Processos, Universidade Tiradentes, Sergipe, 2008.

NIKOLAIDIS, P; POULLIKKA, A. **A comparative overview of hydrogen production processes**. In: Renewable and Sustainable Energy Reviews, v. 6-7, p.597–611, 2017.

PARTE III: FONTES NÃO RENOVÁVEIS. CAPÍTULO 6: GÁS NATURAL. Atlas de Energia Elétrica do Brasil. Agência Nacional de Energia Elétrica. Disponível em: <http://www2.aneel.gov.br/arquivos/PDF/atlas_par3_cap6.pdf>. Acesso em: 14 de maio de 2019.

PERLINGEIRO, C.A.G. **Engenharia de Processos**. Rio de Janeiro: Edgard Blucher, 2005.

PROSIM. Software & Services In Process Simulation. Disponível em: <<http://www.prosim.net/fr/index.php>>. Acesso em: 15 de maio de 2019.

SANABIO, Robson Guimarães. **Análise experimental de danos de pistões de motor a gasolina operando com adição de gás Hidroxi**. 2015, 161 f. Tese (Doutorado em Engenharia dos Materiais). Departamento de Engenharia de Materiais, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Rio Grande do Norte.

SIMULIS *PINCH*. Software Simulis *Pinch* Process Energy Integration in Microsoft Excel. PROSIM. Disponível em: <<http://www.prosim.net/en/software-simulis-Pinch-process-energy-integration-in-microsoft-excel-%99-13.php>>. Acesso em: 15 de maio de 2019.

SINNOTT, R. K. **Coulson & Richardson's Chemical Engineering – Chemical Engineering Design**. V. 6, 4th ed, Oxford: Butterworth Heinemann, 2005.

SISTEMA FIRJAN. **Quanto custa a energia elétrica para a indústria no Brasil?** Estudos para o desenvolvimento da cidade do Rio de Janeiro. Federação das Indústrias do Estado do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2011.

TSANG, S. C.; CLARIDGE, J. B.; GREEN, M. L. H. **Recent advances in the conversion of methane to synthesis gas**. Catalysis Today, v. 23, p. 3-15, 1995.

TURTON, R *et al.* **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. Third ed, Prentice Hall PTR, New Jersey, 1998.

WALMSLEY T.G. *et al.* **Appropriate placement of vapour recompression in ultra-low energy industrial milk evaporation systems using Pinch Analysis**. In: Elsevier Journal. Energy 116 (2016) 1269–1281.