

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

OTIMIZAÇÃO DE PLANTAS DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE
PETRÓLEO NA REGIÃO DO PRÉ-SAL

Guilherme Mاتيoli Fagiani

São Paulo

2017

UNIVERSIDADE DE SÃO PAULO ESCOLA POLITÉCNICA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA

OTIMIZAÇÃO DE PLANTAS DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE
PETRÓLEO NA REGIÃO DO PRÉ-SAL

Relatório final para trabalho de formatura na
Escola Politécnica de São Paulo para obtenção
do título de Graduação em Engenharia

Guilherme Matioli Fagiani

Orientador: Silvio de Oliveira Junior

Área de Concentração:
Engenharia Mecânica

São Paulo

2017

Catálogo-na-publicação

Matioli Fagiani, Guilherme

Otimização de plantas de processamento de petróleo na região do pré-sal
/ G. M. Fagiani -- São Paulo, 2017.
70 p.

Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade de
São Paulo. Departamento de Engenharia Mecânica.

1. Processamento primário 2. Plataformas de petróleo 3. Algoritmo
genético I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de
Engenharia Mecânica II.t.

RESUMO

Os fluidos extraídos de campos de produção de petróleo possuem em sua composição fases de óleo, gás e água, além de outras substâncias contaminantes. Estes fluidos precisam ser separados e tratados antes de serem transportados, portanto, há a necessidade de serem processados ainda na plataforma. A complexidade e a configuração dessa planta dependem de um estudo de viabilidade técnico-econômico, das características do reservatório e também das propriedades termo-físicas e químicas do fluido processado. Dessa forma, não há uma configuração padrão para plataformas de produção de petróleo. O presente trabalho faz a modelagem termodinâmica de uma planta de processamento primário e simula diversas configurações e diferentes composições baseado em dados de um campo da região do pré-sal. Os parâmetros associados ao processo de separação são analisados e otimizados com base na eficiência da separação e no consumo exergético. Os resultados mostram que a adição de estágios de separação e de aquecedores após o primeiro estágio permite uma melhor recuperação de óleo e de gás, mas também está associado a um maior consumo de energia elétrica e calor.

ABSTRACT

The crude oil extracted from petroleum fields are a mixture composed by oil, gas and water, as well as other contaminant substances. These different phases need to be separated and treated before transportation, therefore, some process operations must take place on the offshore platform. The configuration and complexity of these platforms depends on a technical and economic viability study, on the reservoir characteristics and on the thermo-physical and chemical properties of the processed fluid. Thus, there isn't a standard system design for oil and gas offshore platforms. The present work models the process plant and simulate different compositions based on data from a Brazilian pre-salt field. The parameters associated to the separation process are analyzed and optimized with respect to the separation efficiency and to the exergy consumption. The results show that the addition of separation stages and heaters after the first stage allows a better oil and gas recovery, although it is also associated with a greater power and heat consumption.

LISTA DE TABELAS

Tabela 3.1. Composição molar [%] dos fluidos usados no trabalho.....	19
Tabela 3.2. Parâmetros de operação e restrições da planta estudada.	21
Tabela 3.3. Variáveis de decisão e seus limites utilizados no algoritmo genético.	32
Tabela 4.1. Resultados obtidos de exergia destruída nos diferentes volumes de controle para as composições 1 e 2.....	37
Tabela 4.2. Resultados obtidos de exergia destruída nos diferentes volumes de controle para as composições 3 e 4.....	38
Tabela 4.3. Resultados para as composições 1 e 4 com nivelamento da pressão de vapor de Reid do óleo produzido.	39
Tabela 4.4. Resultados obtidos de exergia destruída para diferentes pressões no primeiro estágio para as composições 1 e 2.....	40
Tabela 4.5. Resultados obtidos de exergia destruída para diferentes pressões no primeiro estágio para as composições 3 e 4.....	41

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 FPSO Cidade de Ilhabela em operação no campo de Sapinhoá na bacia de Santos.....	3
Figura 1.2 Localização dos poços do pré-sal brasileiro (PETROBRAS, 2014).	4
Figura 2.1 Histórico e previsão de produção e injeção de água na Bacia de Campos (KUNERT, 2007).....	8
Figura 2.2 Diagrama de blocos de uma típica plataforma FPSO brasileira. Adaptado de Nguyen (2016).	10
Figura 3.1 Esquema simplificado dos módulos da planta de processamento analisados neste trabalho.	14
Figura 3.2 Esquema do trem de separação.	15
Figura 3.3 Esquema do sistema de bombeamento de óleo	16
Figura 3.4 Esquema da unidade de recuperação de vapor.	17
Figura 3.5 Esquema do sistema de compressão de gases.	18
Figura 3.6 Distribuição molar para cada composição	19
Figura 3.7 Esquema do modelo utilizado nas simulações para o caso com três estágios de separação.	22
Figura 3.8 Esquema das principais rotinas de um algoritmo genético.....	31
Figura 3.9 Exemplo de uma fronteira de Pareto.....	31
Figura 4.1 Produção de óleo para diferentes números de estágios de separação.....	34
Figura 4.2 Recuperação de hidrocarbonetos pesados no óleo e recuperação de hidrocarbonetos leves no gás para diferentes números de estágios de separação.	35
Figura 4.3 Pressão de vapor de Reid do óleo produzido para cada uma das simulações.....	36
Figura 4.4 Consumo de exergia por massa de combustível produzido em função do número de estágios de separação.	36
Figura 4.5 Potência de eixo necessária em função da pressão no primeiro estágio de separação para cada uma das composições.....	40

Figura 4.6 Incremento na produção de óleo com a adição de um terceiro estágio de separação em função da pressão intermediária.	42
Figura 4.7 Potência necessária para acionar os compressores da unidade de recuperação de vapor em função da pressão intermediária.	42
Figura 4.8 Potência consumida nos compressores da Unidade de Recuperação de Vapor em função da pressão no segundo estágio para a composição 3.....	43
Figura 4.9 Potência consumida nos compressores da Unidade de Recuperação de Vapor em função da pressão no terceiro estágio para a composição 3.....	44
Figura 4.10 Recuperação de hidrocarbonetos pesados e leves e a eficiência da separação em função da temperatura de entrada no primeiro estágio de separação.....	45
Figura 4.11 Desempenho da separação em função do posicionamento do aquecedor e de sua temperatura.	46
Figura 4.12 Consumo de energia elétrica em cada unidade para diferentes posicionamentos do aquecedor. Resultados obtidos para a composição 1.	46
Figura 4.13 Carga térmica necessária em função do posicionamento do aquecedor. Resultados obtidos para a composição 1	47
Figura 4.14 Resultados para otimização da separação para configuração com 2 estágios para a composição 3 (superior) e para a composição 4 (inferior).....	48
Figura 4.15 Resultados para otimização da separação para configuração com 3 estágios para a composição 3 (superior) e para a composição 4 (inferior).....	49
Figura 4.16 Comparação dos resultados das configurações com 2 e 3 estágios para a composição 3.	50
Figura 4.17 Comparação do consumo de carga térmica para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3	51
Figura 4.18 Comparação do consumo de energia elétrica para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3	51
Figura 4.19 Comparação do consumo de exergia para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3	52
Figura B.1 Esquema do modelo utilizado nas simulações para o caso com dois estágios de separação.	56

Figura B.2 Esquema do modelo utilizado nas simulações para o caso com quatro estágios de separação.	57
---	----

NOMENCLATURA

a	Parâmetro de atração
AIE	Agência Internacional de Energia
b	co-volume de van der Waals
bbl	Barris de petróleo
e	Exergia específica
\dot{E}	Fluxo de exergia
\dot{E}_d	Fluxo de exergia destruída
\dot{E}^Q	Fluxo de exergia térmica
FPSO	Sistemas flutuantes de produção, armazenamento e transferência
h	Entalpia específica
\dot{H}	Fluxo entálpico
\dot{m}	Vazão mássica
MW	Peso molecular
\dot{n}	Vazão molar
p	Pressão
\dot{Q}	Taxa de transferência de calor
r_{leve}	Recuperação de hidrocarbonetos leves
r_{pesado}	Recuperação de hidrocarbonetos pesados
R	Constante universal dos gases
s	Entropia específica
Sbbl	Barris de petróleo em volume padrão
SEC	Exergia específica consumida
SED	Exergia específica destruída
SEU	Energia específica usada
SG	Gravidade específica
T	Temperatura
V_m	Volume molecular
\dot{V}	Vazão volumétrica
\dot{W}	Potência

Letras gregas

α	Fator de escala
ω	Fator acêntrico
σ	Potência específica consumida
ε_{sep}	Eficiência da separação

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	1
1.1. Contexto	1
1.2. Motivação.....	2
1.3. Plataformas de petróleo	2
1.4. Pré-sal	4
1.5. Objetivos	5
2. PESQUISA TÉCNICA E BIBLIOGRÁFICA.....	6
2.1. Processamento primário de petróleo	6
2.2. Revisão da literatura	10
3. METODOLOGIA	13
3.1. Modelo	13
3.1.1. Modelo da planta.....	13
3.1.1.1. Trem de separação	14
3.1.1.2. Bombeamento de óleo	16
3.1.1.3. Unidade de recuperação de vapor	16
3.1.1.4. Sistema de compressão dos gases.....	17
3.1.2. Composição química.....	18
3.1.3. Equação de estado.....	20
3.1.4. Parâmetros e hipóteses.....	20
3.2. Análise Termodinâmica	23
3.2.1. Análise energética	23
3.2.2. Análise exergética.....	25
3.3. Indicadores de desempenho	27
3.3.1. Indicadores de processo	27
3.3.2. Indicadores termodinâmicos	28
3.4. Análises paramétricas	29
3.5. Otimização	30
3.5.1. Algoritmo Genético.....	30

4. RESULTADOS E ANÁLISE.....	33
4.1. Análises Paramétricas.....	33
4.1.1. Número de estágios de separação	33
4.1.2. Níveis de pressão	39
4.1.3. Temperatura na entrada de cada estágio	44
4.2. Otimização	47
5. CONCLUSÃO	53
LISTA DE REFERÊNCIAS	54
ANEXO A – MODELOS DAS PLANTAS SIMULADAS	56

1. INTRODUÇÃO

1.1. Contexto

Apesar da demanda energética mundial vir reduzindo seu crescimento, a Agência Internacional de Energia (AIE, 2017) espera um aumento no consumo anual de 30% entre o final de 2017 e o ano de 2040. Esta projeção é tomada principalmente pelo crescimento populacional mundial, com uma expectativa de que aumente dos 7,4 bilhões atuais para 9 bilhões em duas décadas, além de um crescimento econômico global de 3,4% por ano em média.

Os combustíveis fósseis continuam e continuarão a ser no futuro próximo as principais matrizes de energia do mundo, ainda que os investimentos em fontes de energias renováveis venham crescendo rapidamente. A AIE também prevê que o consumo de óleo no mundo continuará a crescer nas próximas décadas levado principalmente pela indústria petroquímica, pela aviação e pelo transporte rodoviário de mercadorias.

Entretanto, estes recursos são caracterizados por uma elevada emissão de dióxido de carbono e suas fontes em nosso planeta são finitas. Fica clara a necessidade de desenvolver uma matriz energética que tenha baixos impactos ambientais, que não dependa de fontes de energia finitas ou escassas e que seja capaz de atender uma demanda de energia suficiente para fornecer um bom padrão de vida para toda população.

Estes desafios têm sido amplamente discutidos nas últimas décadas, e hoje fica evidente que o problema deve ser atacado por diferentes frentes, como o desenvolvimento de tecnologias mais renováveis e que emitam menos gases do efeito estufa, a aplicação de métodos de captura e armazenamento de gás carbônico e o desenvolvimento de tecnologias mais eficientes tanto na produção quanto no uso da energia. Tais medidas devem ser alavancadas por incentivos e políticas ambientais que encorajem a indústria e as empresas privadas a promoverem estas mudanças.

1.2. Motivação

As plataformas de processamento primário de petróleo possuem um consumo intensivo de energia, sendo que de maneira geral esta energia provém de parte do gás recuperado na própria plataforma. A indústria de óleo e gás, portanto, tem interesse na pesquisa e no desenvolvimento de projetos que possam reduzir este consumo, reduzindo também os impactos ambientais associados e aumentando sua sustentabilidade e o retorno financeiro.

Entretanto, propriedades como temperatura, pressão e a composição encontradas em campos de exploração de petróleo ao redor do mundo variam enormemente, assim como a quantidade produzida de gás e de barris de óleo. Isso implica que não é possível definir uma estrutura padrão eficiente para todos esses campos, é preciso levar em consideração as características de um reservatório específico para propor as melhores alternativas tecnológicas para exploração do mesmo.

O grande desafio na hora de projetar esse sistema é o fato de que as curvas de produção e as propriedades do petróleo variam ao longo da exploração do reservatório. A extração contínua dos fluidos de um poço resulta em variações nas condições do reservatório (vazão, temperatura e pressão), fazendo com que os processos presentes na plataforma se tornem menos eficientes com o tempo.

Estes desafios associados ao consumo intensivo de energia foram o que motivaram o desenvolvimento deste trabalho, com uma investigação aprofundada do processo de separação de uma plataforma operando com as características de um poço típico da região do pré-sal.

1.3. Plataformas de petróleo

Uma planta de processamento primário de petróleo consiste de vários processos projetados para separar o petróleo cru nas fases de óleo, gás e água. Uma plataforma típica possui uma planta de processamento, onde os processos de separação, tratamento, compressão e bombeamento ocorrem, e uma planta de serviços onde energia elétrica e o calor necessários na planta de processamento são produzidos.

O processamento em uma plataforma pode ser mínimo, de modo que as fases são apenas separadas e enviadas para costa para um processamento adicional, ou então pode ser completo, de maneira que a própria plataforma produza óleo e gás com as especificações para venda. A configuração geral de uma plataforma é similar de uma instalação para outra, no entanto o tamanho e complexidade podem ser bastante diferentes. As diferenças entre plataformas ocorrem devido às diferentes características dos reservatórios, às diferentes propriedades dos fluidos, às diferentes especificações dos produtos e às diferentes estratégias de operação.

No Brasil as plataformas de petróleo do tipo FPSO (sistemas flutuantes de produção, armazenamento e transferência) são bastante comuns. São navios de grande porte ancorados em um local definido com capacidade de produzir, processar e armazenar o petróleo. A Figura 1.1 apresenta a FPSO de Cidade de Ilhabela que entrou em operação no final de 2014 com uma capacidade de produção de 150.000 barris de óleo por dia, podendo comprimir até 6 milhões de metros cúbicos de gás natural por dia e com uma capacidade de armazenar 1,6 milhões barris de óleo (PETROBRAS, 2014).



Figura 1.1 FPSO Cidade de Ilhabela em operação no campo de Sapinhoá na bacia de Santos.

1.4. Pré-sal

A descoberta de indícios de petróleo no pré-sal brasileiro foi anunciada em 2006 pela Petrobras e confirmada em 2008 com a extração dos primeiros barris. Desde então a produção diária de petróleo vem aumentando rapidamente, passando de uma média de 41 mil barris por dia em 2010 para o patamar de 1 milhão de barris por dia em meados de 2016. Além disso os poços dessa região vêm apresentando uma produtividade bem acima da média mundial. Em 2014, por exemplo, a FPSO de Cidade de Angra dos Reis, operante no campo de Lula, tinha sua capacidade de 100 mil barris por dia abastecidas por apenas 4 poços. Em termos de comparação, as médias registradas no Mar do Norte e no Golfo do México são de 15 e 10 mil barris de óleo por poço por dia respectivamente (PETROBRAS, 2014).

Estendida entre os litorais de Santa Catarina e Espírito Santo, o pré-sal possui uma área de aproximadamente 800 km de extensão por 200 km de largura correspondendo a quase três vezes e meia a área do estado do Rio de Janeiro.

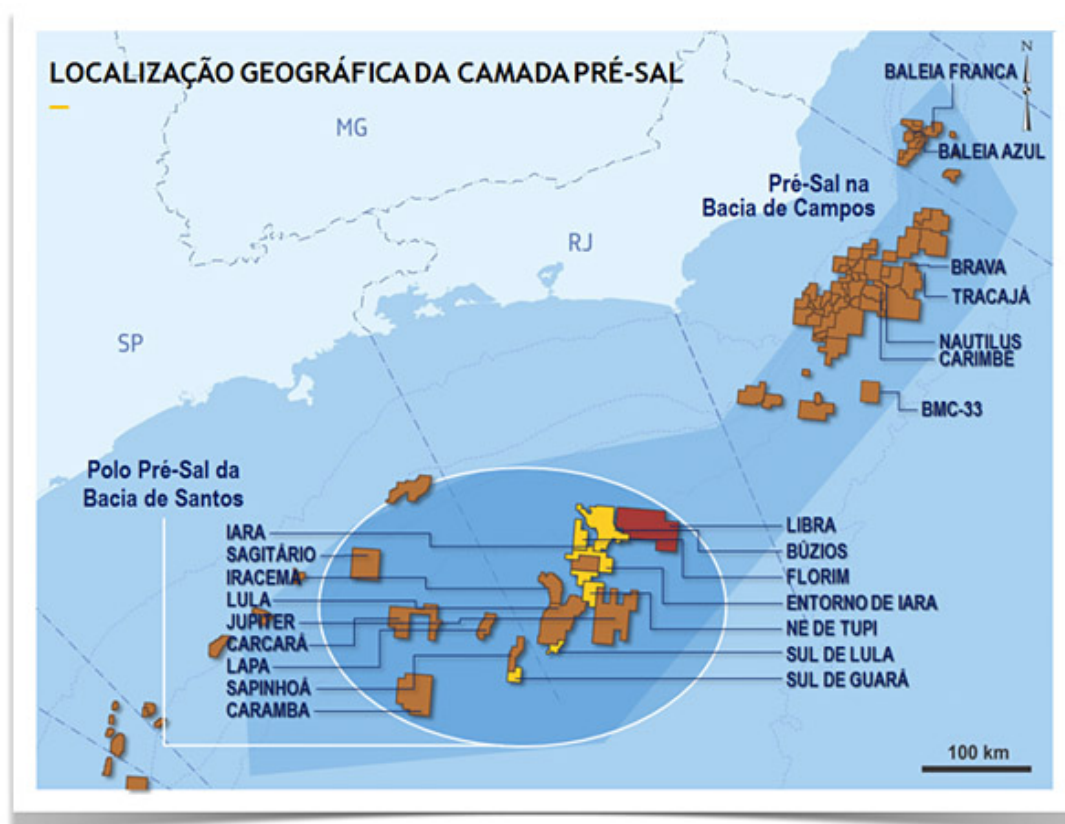


Figura 1.2 Localização dos poços do pré-sal brasileiro (PETROBRAS, 2014).

1.5. Objetivos

O objetivo desse trabalho é realizar um estudo de plantas de processamento primário de petróleo com características de poços e composições químicas encontrados na região do pré-sal dando enfoque no sistema de separação e nos sistemas diretamente associados a ele, e, a partir disso propor formas de otimizar a planta quanto ao consumo de energia e exergia e quanto a eficiência do processo de separação.

2. PESQUISA TÉCNICA E BIBLIOGRÁFICA

Esta seção apresenta as principais informações relacionadas às plantas de processamento primário, assim como os estudos mais relevantes relacionado a esse trabalho.

2.1. Processamento primário de petróleo

O petróleo é um composto encontrado na natureza constituído em sua maioria por hidrocarbonetos. Ele é formado pela decomposição de material vegetal e animal sob a ação de pressão e calor. As substâncias resultantes dessa decomposição, em geral, se infiltram no interior de rochas porosas e permeáveis que, quando cercadas por uma rocha impermeável formam um reservatório.

No entanto, no interior desses reservatórios é comum encontrar além de óleo, gás natural e água salgada. Em geral, o gás ocupa as partes superiores do reservatório, a água as partes inferiores enquanto que o petróleo fica entre estes dois fluidos. Isso ocorre por conta da diferença de densidade e da imiscibilidade entre os componentes. Devido a essa configuração do reservatório e também das condições necessárias para produção, uma estação capta não apenas gás e petróleo, mas também água e sedimentos como areia. Além disso também existem contaminantes como dióxido de carbono e sulfeto de hidrogênio presentes tanto na fase gasosa como dissolvidos na fase líquida.

A água é um dos produtos mais indesejáveis dessa mistura sendo uma das mais complicadas para ser removida tanto por sua quantidade como também pela presença de água emulsionada em óleo, que requer tratamentos especiais para sua remoção. A separação da água do resto da mistura é necessária pois esta não possui valor econômico e apresenta sais em sua composição que podem provocar corrosão e a formação de incrustações em instalações de produção, transporte e refino.

Em um campo de produção, o interesse econômico está apenas no gás e no petróleo, os outros componentes não são desejáveis. Portanto, há a necessidade de dotar estes campos com instalações que separem as diferentes fases da mistura e removam os contaminantes presentes na mesma já que o transporte do petróleo não

processado é mais custoso e a presença de certas substâncias tem impactos negativos em instalações subsequentes. Esta etapa de separação e tratamento é conhecida como processamento primário do petróleo.

As plantas de processamento primário podem ser bem simples efetuando apenas a separação da mistura gás/óleo/água ou então mais complexas incluindo o tratamento e estabilização do óleo, condicionamento e compressão do gás e o tratamento da água oleosa. A escolha da complexidade da planta depende das características do reservatório e de um estudo de viabilidade técnico-econômica.

Em geral, as seguintes características influenciam na configuração da plataforma:

- Propriedades do reservatório (e.g. pressão e temperatura);
- Propriedade dos fluidos (e.g. composição química, relação de óleo, gás e água no petróleo cru);
- Especificações dos produtos (e.g. pressão e temperatura de exportação, pressão de vapor, teor de água);
- Estratégia de operação (e.g. recuperação de gás e óleo, tratamento dos gases, exportação de condensado; injeção gás, água ou dióxido de carbono).

As características do reservatório estão sujeitas a variações significantes ao longo da vida do poço de petróleo, normalmente é esperado que a temperatura e a pressão diminuam com o tempo. Além disso as curvas de produção e as propriedades do petróleo variam com o decorrer da vida do reservatório. A produção de óleo cresce rapidamente nos primeiros anos, atinge um pico, e diminui com o tempo. A produção de gás apresenta as mesmas características, no entanto, os picos de produção de gás e óleo podem não coincidir. Já a produção de água tende a zero no início da exploração e cresce continuamente, sendo comum ultrapassar 50% do volume extraído. Uma curva com o histórico e a previsão da Bacia de Campos de produções de óleo e água é apresentada de forma ilustrativa na Figura 2.1, que também apresenta o volume de água injetado no reservatório para manutenção da pressão do poço.

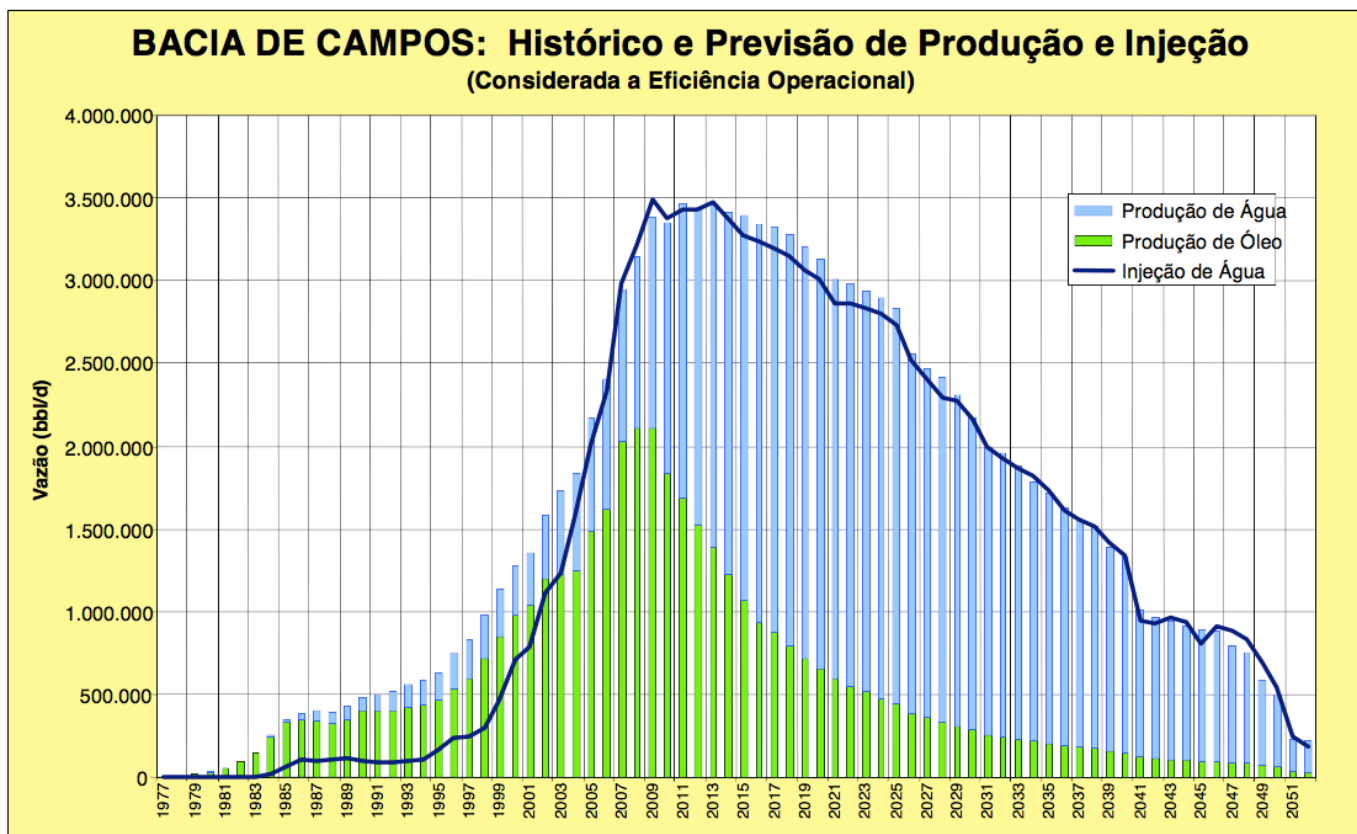


Figura 2.1 Histórico e previsão de produção e injeção de água na Bacia de Campos
(KUNERT, 2007)

Os requisitos dos produtos geralmente não variam com o tempo, já que são fixados pelas especificações de exportação relacionadas com a tubulação ou com o tanque de transporte. As estratégias de operação podem mudar, por exemplo, a injeção de água, gás ou dióxido de carbono pode ser implementada num momento posterior. Essas diferenças implicam que as necessidades de aquecimento, resfriamento e energia elétrica podem variar significativamente de uma plataforma para outra e do início ao fim da exploração de um campo.

Como enfatizado por Bothamley (2004), as plantas de processamento podem ser classificadas de duas maneiras, dependendo do grau de processamento realizado na plataforma ou em terra. Ou a planta tem como objetivo a produção de óleo estabilizado, que atenda as especificações de vendas, ou um óleo que satisfaça apenas o teor de água e pressão de vapor para exportação posterior em tanques ou tubulações.

Entretanto, de forma generalizada, as plantas apresentam os mesmos processos, como apresentado por Nguyen (2016), são eles:

- Sistema de válvulas de captação, em que os fluidos extraídos são misturados e despressurizados;
- Trem de separação, onde as fases de óleo, gás e água são separadas em vários estágios com pressões decrescentes;
- Bombeamento de óleo, onde o óleo é estabilizado se necessário e bombeado para armazenamento ou exportação;
- Tratamento de água, onde a água produzida é tratada;
- Unidade de recuperação de vapor, em que os gases separados são comprimidos até a pressão inicial do primeiro estágio;
- Sistema de compressão e tratamento do gás, em que o gás é comprimido para desidratação e remoção de dióxido de carbono se necessário;
- Sistema de compressão de gás carbônico, onde o dióxido de carbono recuperado é comprimido para injeção no reservatório;
- Sistema de gás combustível, onde uma fração do gás recuperado é aquecido e desidratado para uso posterior nas turbinas a gás;
- Turbinas a gás, onde é produzida energia elétrica necessária para o funcionamento da planta;
- Sistema recuperação de calor, em que parte do calor dos gases de escape da turbina é recuperado para atender a demanda de aquecimento da separação do petróleo.

Os dois últimos processos descrevem a central de produção de energia, onde o calor e a energia elétrica necessárias no local são geradas, enquanto que os outros processos descrevem a planta de processamento, onde o óleo, o gás e a água são processados. A Figura 2.2 apresenta esquema com todos estes processos.

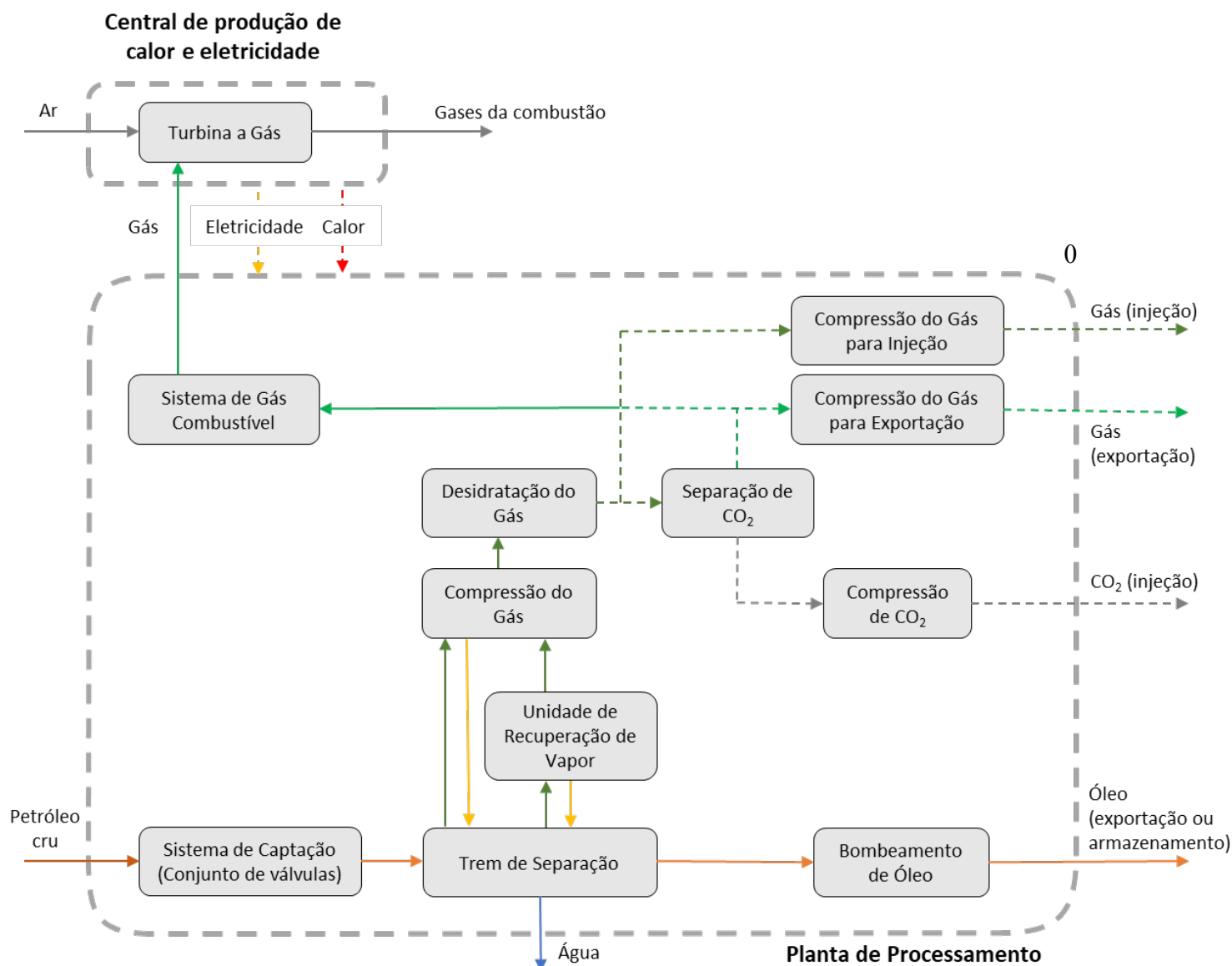


Figura 2.2 Diagrama de blocos de uma típica plataforma FPSO brasileira.

Adaptado de Nguyen (2016).

2.2. Revisão da literatura

No livro “The Exergy Method of Thermal Plant Analysis” o autor T. J. Kotas utiliza o conceito de exergia para analisar termodinamicamente diversos processos e plantas. O uso da exergia, que é definida como o potencial máximo de trabalho de um sistema em um dado ambiente, permite calcular a taxa de irreversibilidade gerada em um processo através de um balanço exergético. Neste livro Kotas apresenta além dos conceitos básicos de exergia, o equacionamento para processos simples como

compressão, expansão, troca de calor e separação e também alguns exemplos de análise de plantas mais complexas.

Por associar a primeira e a segunda lei da termodinâmica, a exergia se torna uma ferramenta interessante na avaliação de eficiências e, no caso de plantas de processamento primário de petróleo, tem sido utilizada por diversos autores em suas análises. Em 1997, Oliveira Júnior e Hombeeck publicaram um texto em que analisam o rendimento de processos de separação de petróleo em plataformas marítimas brasileiras. Neste trabalho é definido um fator f , que relaciona a exergia destruída de um subsistema com a exergia consumida em toda a plataforma. Este fator permite avaliar quais equipamentos possuem uma contribuição maior na geração de irreversibilidades em toda a plataforma e, portanto, em quais processos deve-se dar mais atenção para otimizar a planta como um todo. Os resultados obtidos mostraram que os processos de aquecimento do petróleo e de compressão do gás são os que destroem mais exergia, respectivamente.

Em um trabalho mais recente Voldsund et al. (2013) realizaram uma análise exergética de uma plataforma de processamento de petróleo que opera no Mar do Norte. Os resultados obtidos mostraram que os locais em que há maior quantidade de exergia destruída estão no sistema de captação do petróleo, no sistema de reinjeção e no estágio de recompressão. Essas perdas exergéticas foram causadas principalmente por processos de compressão, resfriamento e também devido a perdas de carga ao longo de tubulações e válvulas. Diferentemente da planta analisada por Oliveira Júnior e Hombeeck não há a necessidade nessa planta de aquecer o petróleo para realizar a separação da mistura gás/óleo/água, processo esse responsável pela maior parte da exergia destruída na planta brasileira. Entretanto, este estudo inclui o sistema de captação do petróleo em sua análise e mostra que existem grandes perdas de exergia nos sistemas de válvulas e tubulações devido a perdas de pressão. Ambos os estudos também mostraram uma grande destruição de exergia resultante dos processos de compressão.

As diferentes propriedades de campos de produção e do petróleo retirado deles implicam que diferentes alternativas tecnológicas e condições de operação podem ser empregados. Em plataformas onde a temperatura de alimentação é baixa, como a analisada por Oliveira Junior e Hombeek, torna-se necessário o aquecimento do

petróleo para efetuar sua separação o que provoca perdas exergéticas substanciais. Já em plataformas em que a temperatura de alimentação é mais alta, como a analisada por Voldsund, esse processo é desnecessário e mais atenção deve ser dada as perdas causadas por compressão.

Em um outro estudo, Nguyen e Oliveira Junior (2016) investigam relações entre as variáveis de projeto e a performance da planta. Diversas configurações foram analisadas para três composições diferentes de petróleo. Estas configurações foram avaliadas quanto a performance de separação e quanto a performance termodinâmica e os resultados mostram que existe um *trade-off* entre estes dois critérios. Além disso foi possível observar que a adição de mais estágios de separação e de aquecimento são benéficos para o sistema.

3. METODOLOGIA

Este capítulo apresenta a metodologia empregada no decorrer do trabalho. Primeiramente é apresentado o modelo da planta utilizado para as simulações com base na literatura estudada. Com o modelo dos processos definido são apresentados a modelagem química dos fluidos que circulam pela planta e a equação de estado utilizada. A partir destas definições, foi desenvolvido o modelo termodinâmico, que inclui o mapeamento dos fluxos de energia e uma investigação das ineficiências do sistema pela análise exergética. Posteriormente foram definidos os indicadores termodinâmicos e de processos utilizados para avaliar o desempenho da planta. Esses indicadores foram empregados em análises paramétricas, com o intuito de avaliar a influência de cada parâmetro no desempenho geral da planta. Por fim foi implementado uma otimização através de um algoritmo genético visando buscar um conjunto de soluções que maximizam uma dada função objetivo.

3.1. Modelo

O principal objetivo da elaboração de um modelo físico para o problema é de computar as vazões mássicas em cada equipamento e determinar a energia necessária (carga térmica e energia elétrica) em cada processo. Os modelos foram desenvolvidos no software de simulação Aspen Plus®, no qual conjuntos de equações são implementadas e solucionadas com o auxílio de algoritmos matemáticos.

3.1.1. Modelo da planta

Os dados usados para modelagem da planta de processamento provem principalmente da literatura e referências bibliográficas, que apresentam uma descrição geral de plantas de processamento de gás e petróleo. Neste trabalho foi utilizado um modelo simplificado da planta que engloba o sistema de separação do óleo cru, sistema de bombeamento de óleo, a unidade de recuperação de vapor e um

sistema de compressão dos gases. A Figura 3.1 apresenta um esquema simplificado do volume de controle analisado neste trabalho. Uma breve descrição de cada sistema é apresentada nas seções a seguir.

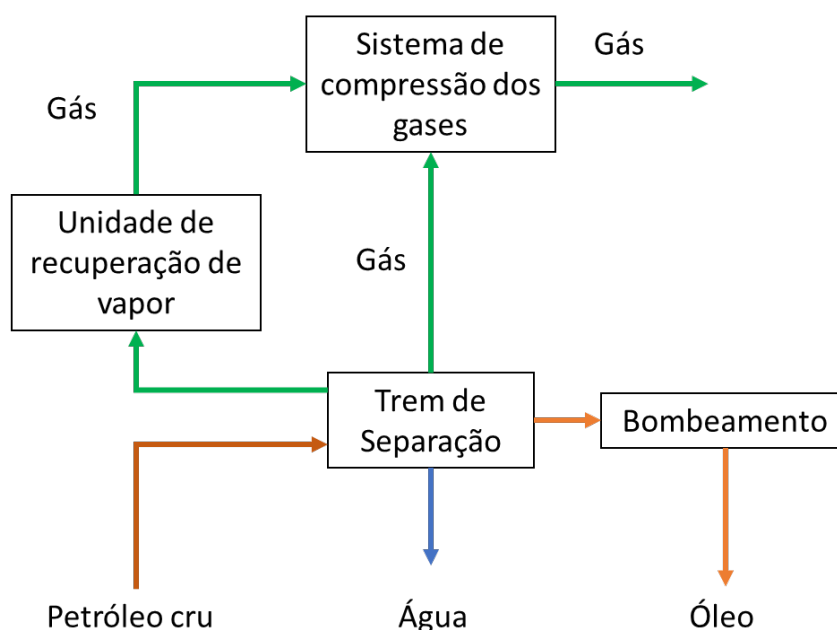


Figura 3.1 Esquema simplificado dos módulos da planta de processamento analisados neste trabalho.

3.1.1.1. Trem de separação

No trem de separação o petróleo cru é separado em óleo, gás e água. O óleo pode ser armazenado na própria planta ou exportado para instalações na costa. O gás é tratado e pode ser exportado ou injetado, sendo que parte deste gás normalmente é usado para prover a demanda energética da planta. Já a água pode ser rejeitada para o oceano ou injetada para manutenção da pressão do poço.

O número de estágios de separação usados em uma plataforma de petróleo depende, principalmente, da pressão de alimentação, da relação de óleo e gás do fluido de entrada e da pressão de vapor do óleo exportado. No Mar do Norte, por exemplo, se utiliza de 2 a 3 estágios de separação, enquanto que no Golfo do México, são utilizados de 4 a 5 estágios de separação (BOTHAMELY, 2004).

Como baixas pressões e altas temperaturas facilitam a separação destas três fases, a pressão é reduzida a cada estágio por válvulas de estrangulamento. Em alguns casos, se a temperatura dos fluidos do poço for muito baixa ou se o óleo for muito viscoso, pode ser necessário adicionar um aquecedor na entrada de algum estágio para aumentar a temperatura da mistura.

Os separadores podem ser tanto de três fases (gás/líquido/água) como de duas fases (gás/líquido ou líquido/líquido). Normalmente, o separador usado no primeiro estágio de separação é de três fases e deve ser projetado para garantir que a menor quantidade de líquidos seja carregada junto com os gases, que o mínimo de hidrocarbonetos pesados seja levado com a água e, que o óleo esteja degaseificado e seco. A Figura 3.2 apresenta um esquema simplificado de um trem de separação em 3 estágios com separadores trifásicos.

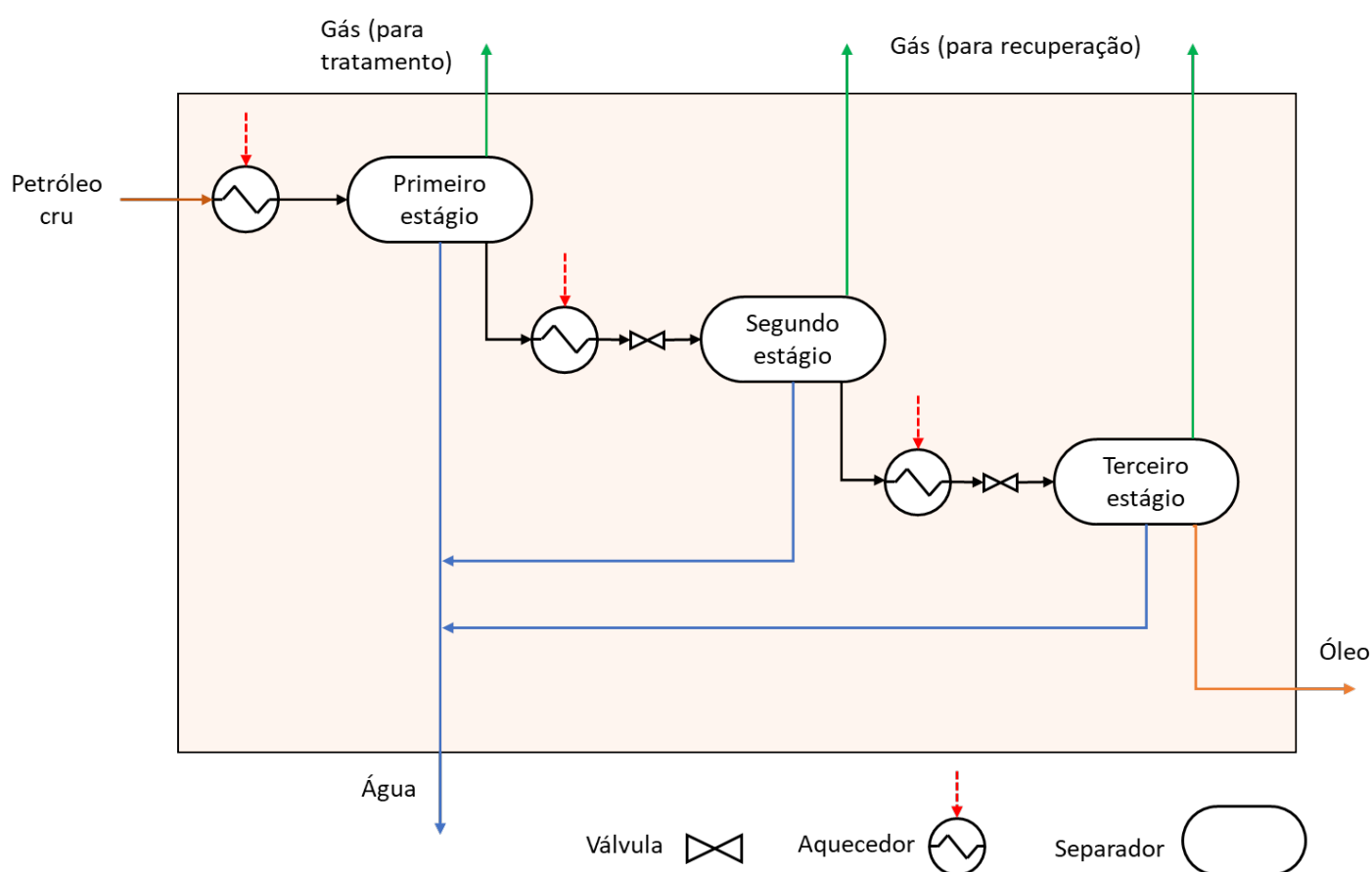


Figura 3.2 Esquema do trem de separação.

3.1.1.2. Bombeamento de óleo

No sistema de bombeamento, o óleo produzido no trem de separação é bombeado e exportado diretamente para a costa ou então armazenado em um tanque, onde os últimos rastros de água e gás são removidos.

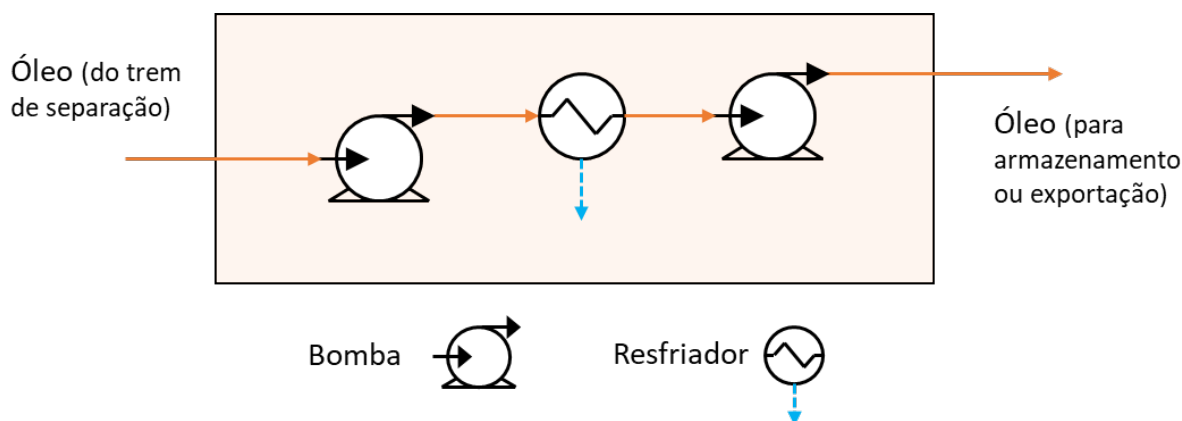


Figura 3.3 Esquema do sistema de bombeamento de óleo

3.1.1.3. Unidade de recuperação de vapor

A unidade de recuperação de vapor tem como finalidade elevar a pressão dos gases separados do segundo estágio em diante para uma pressão próxima da pressão de alimentação do sistema. Ela consiste de uma série de estágios, em que cada estágio processa o gás do estágio anterior, e em alguns casos, de outras partes da planta de processamento. Tipicamente, um estágio de recompressão consiste em um resfriador, um lavador de gás (“scrubber”) e um compressor. O resfriador e o lavador de gás garantem que a temperatura do gás e a concentração de hidrocarbonetos pesados sejam as menores o possível. A Figura 3.4 apresenta um esquema simplificado com dois estágios de recompressão.

O condensado resultante dos processos de resfriamento e lavagem de gases precisa ser lidado de alguma forma, já que não pode ser simplesmente descartado devido às altas concentrações de hidrocarbonetos. Algumas possibilidades são a exportação separada de condensado, injeção no óleo cru produzido ou reciclá-lo, injetando-o de volta à alimentação dos separadores.

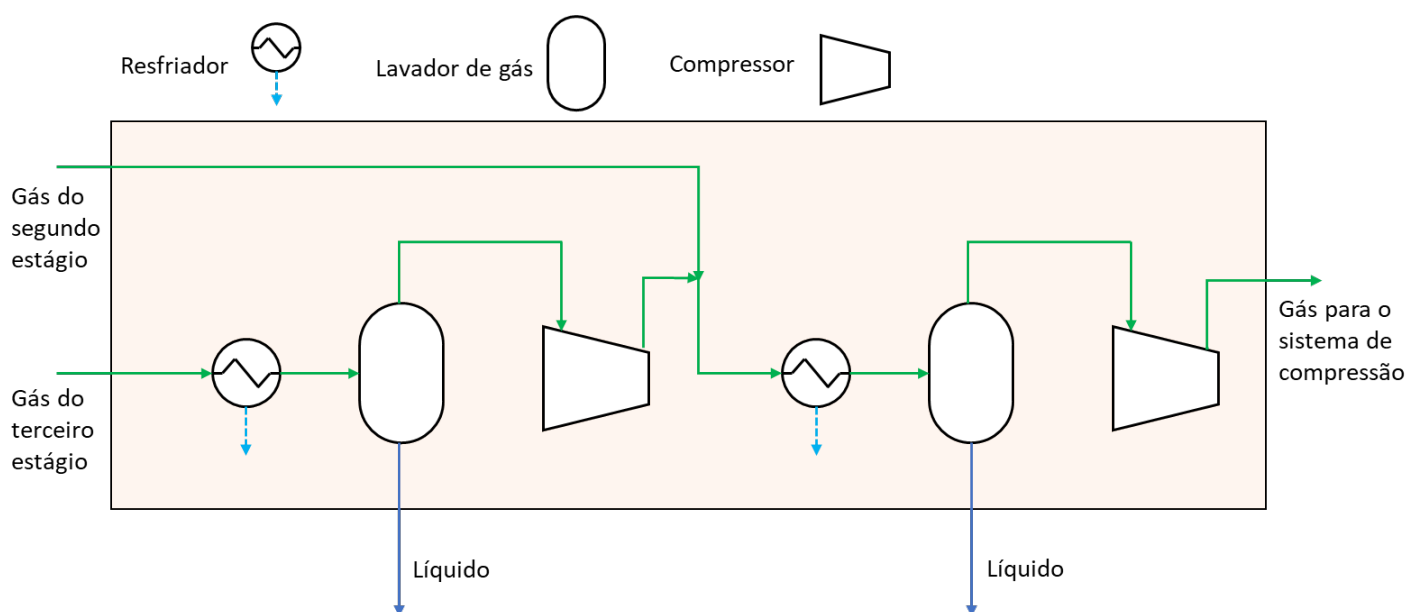


Figura 3.4 Esquema da unidade de recuperação de vapor.

3.1.1.4. Sistema de compressão dos gases

Assim como a unidade de recuperação de vapor, o sistema de tratamento de gás também consiste de vários estágios, cada um incluindo um trocador de calor, um lavador de gás e um compressor. Em alguns casos, pode haver um estágio de desidratação do gás, onde a quantidade de água contida no fluxo de gás é reduzida para prevenir a formação de hidratos nas tubulações. A Figura 3.5 apresenta um esquema simplificado do tratamento dos gases sem levar em conta nenhum estágio de desidratação.

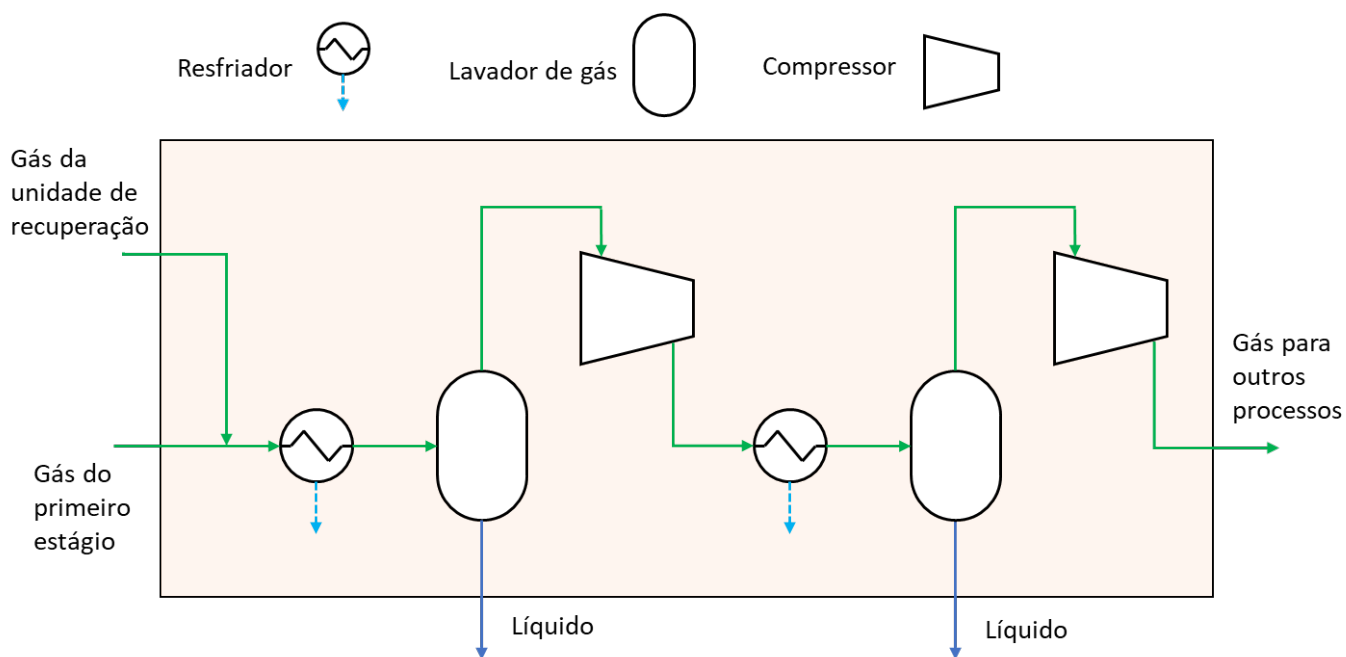


Figura 3.5 Esquema do sistema de compressão de gases.

3.1.2. Composição química

Os fluidos extraídos dos reservatórios são misturas complexas que contêm uma enorme gama de componentes químicos. A composição destas misturas varia bastante entre poços, e consiste principalmente de hidrocarbonetos. Junto com eles, entretanto, são extraídas impurezas como nitrogênio, sulfeto de hidrogênio e gás carbônico.

De modo geral, raramente é feita uma análise completa dos componentes do fluido de um reservatório. Por isso, esses fluidos são modelados como uma mistura de componentes conhecidos com componentes desconhecidos, estes últimos normalmente chamados de componentes hipotéticos ou pseudo-componentes.

Os componentes mais leves são representados por componentes existentes na natureza como metano, etano, propano e butanos. Já os componentes das frações mais pesadas são representados por componentes hipotéticos, que representam uma certa quantidade de componentes reais.

Quatro composições diferentes de reservatórios do pré-sal foram estudadas neste trabalho. Suas composições molares são apresentadas na Tabela 3.1

Tabela 3.1. Composição molar [%] dos fluidos usados no trabalho.

	Composição 1	Composição 2	Composição 3	Composição 4
CO ₂	8,24	16,00	26,08	0,86
N ₂	0,37	0,49	0,33	0,39
C ₁ – C ₄	65,92	63,82	50,26	77,88
C ₅ – C ₁₂	11,97	10,29	10,78	10,33
C ₁₃ – C ₁₉	5,88	4,67	4,61	4,47
C ₂₀ +	7,62	4,73	7,95	6,06
MW C ₂₀ +	536	581	486	481
SG C ₂₀ +	0,9594	0,9587	0,9616	0,9380

A Figura 3.6 apresenta de forma visual a distribuição molar de cada composição. A composição 2 é a que apresenta maior fração molar de componentes voláteis (hidrocarbonetos com até quatro carbonos mais dióxido de carbono e nitrogênio), seguida pelas composições 4, 3 e 1.

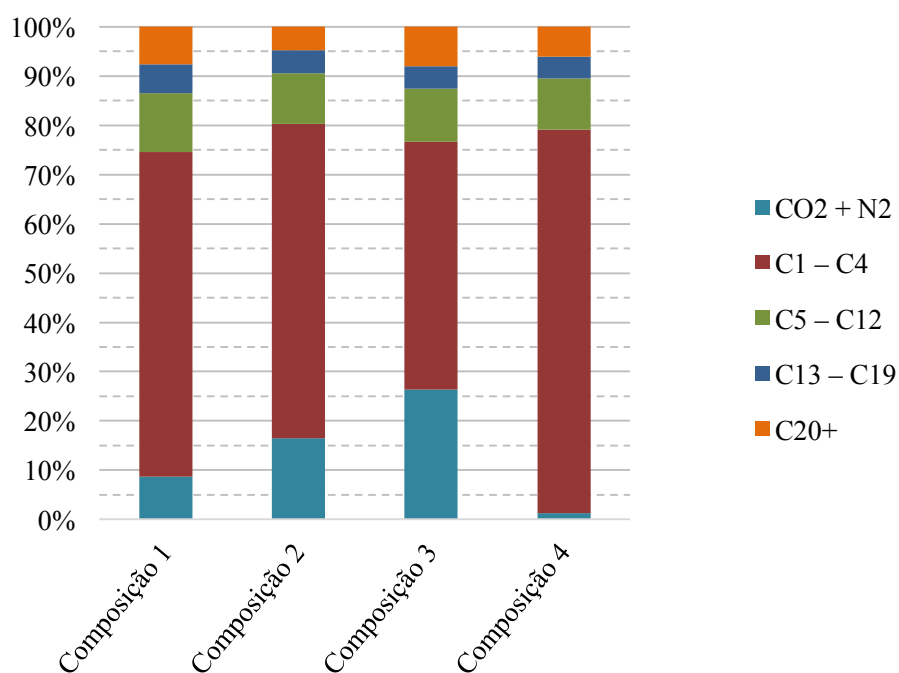


Figura 3.6 Distribuição molar para cada composição

3.1.3. Equação de estado

A equação de estado usada nas simulações para representar a mistura foi a equação de estado de Peng-Robinson. Essa equação pode ser usada para estimar com precisão as pressões de vapor de substâncias puras e as proporções de equilíbrio em misturas. Assim como a equação de estado de Soave-Redlich-Kwong (SRK), ela prevê com razoável precisão densidades de vapor e entalpias, no entanto a equação de Peng-Robinson consegue prever com maior precisão densidades de líquidos.

A equação de estado de Peng-Robinson é definida como:

$$p = \frac{RT}{V_m - b} - \frac{a\alpha}{V_m(V_m + b)} \quad (1)$$

Sendo:

$$a = \frac{0,42747 R^2 T_c^2}{p_c} \quad (2)$$

$$b = \frac{0,08664 R T_c}{p_c} \quad (3)$$

$$\alpha = \left(1 + (0,45508 + 1,55171\omega - 0,15613\omega^2)(1 - T_r^{0,5})\right)^2 \quad (4)$$

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (5)$$

Onde p é a pressão, T a temperatura absoluta, V_m o volume molar, R a constante dos gases, ω o fator acêntrico, a o parâmetro de atração, b é o co-volume de van der Waals e α um fator de escala igual a uma unidade para a temperatura crítica. Os subscritos c e r representam as propriedades crítica e reduzida respectivamente.

3.1.4. Parâmetros e hipóteses

Os parâmetros e restrições foram definidos com base em valores típicos de uma planta FPSO brasileira e na literatura técnica estudada. A Tabela 3.2 apresenta os

principais parâmetros e restrições utilizados neste trabalho. Dependendo da análise alguns valores podem variar, nestes casos, serão esclarecidos durante o texto.

Tabela 3.2. Parâmetros de operação e restrições da planta estudada.

Trem de Separação		
Número de estágios	2 - 4	-
Vazão de entrada de petróleo	150.000	barris/dia
Temperatura dos fluidos do poço	20	°C
Pressão na entrada	1,5	MPa
Unidade de Recuperação de Vapor		
Número de estágios	1 - 3	-
Eficiência isoentrópica dos compressores	80	%
Eficiência mecânica dos compressores	90	%
Temperatura nos resfriadores	35	°C
Sistema de Compressão dos Gases		
Número de estágios	2	-
Pressão no estágio final	8	MPa
Eficiência isoentrópica dos compressores	80	%
Eficiência mecânica dos compressores	90	%
Temperatura nos resfriadores	35	°C
Bombas		
Pressão de exportação do óleo	10	MPa
Eficiência das bombas	75	%

Foram simuladas três configurações de plantas diferentes, com 2, 3 e 4 estágios de separação. Em cada estágio, foram utilizados separadores trifásicos, exceto no último estágio de separação, que foi modelado por um tanque “*flash*”, separando o gás do líquido, acompanhado de um separador água-óleo. O número de estágios da unidade de recuperação de vapor variou de 1 a 3, sendo igual ao número de estágios de separação menos uma unidade. Já no sistema de compressão de gases foram utilizados 2 estágios. Um esquema da configuração utilizada para o caso com 3

estágios de separação é apresentado na Figura 3.7, as configurações com 2 e 4 estágios são apresentadas no ANEXO A.

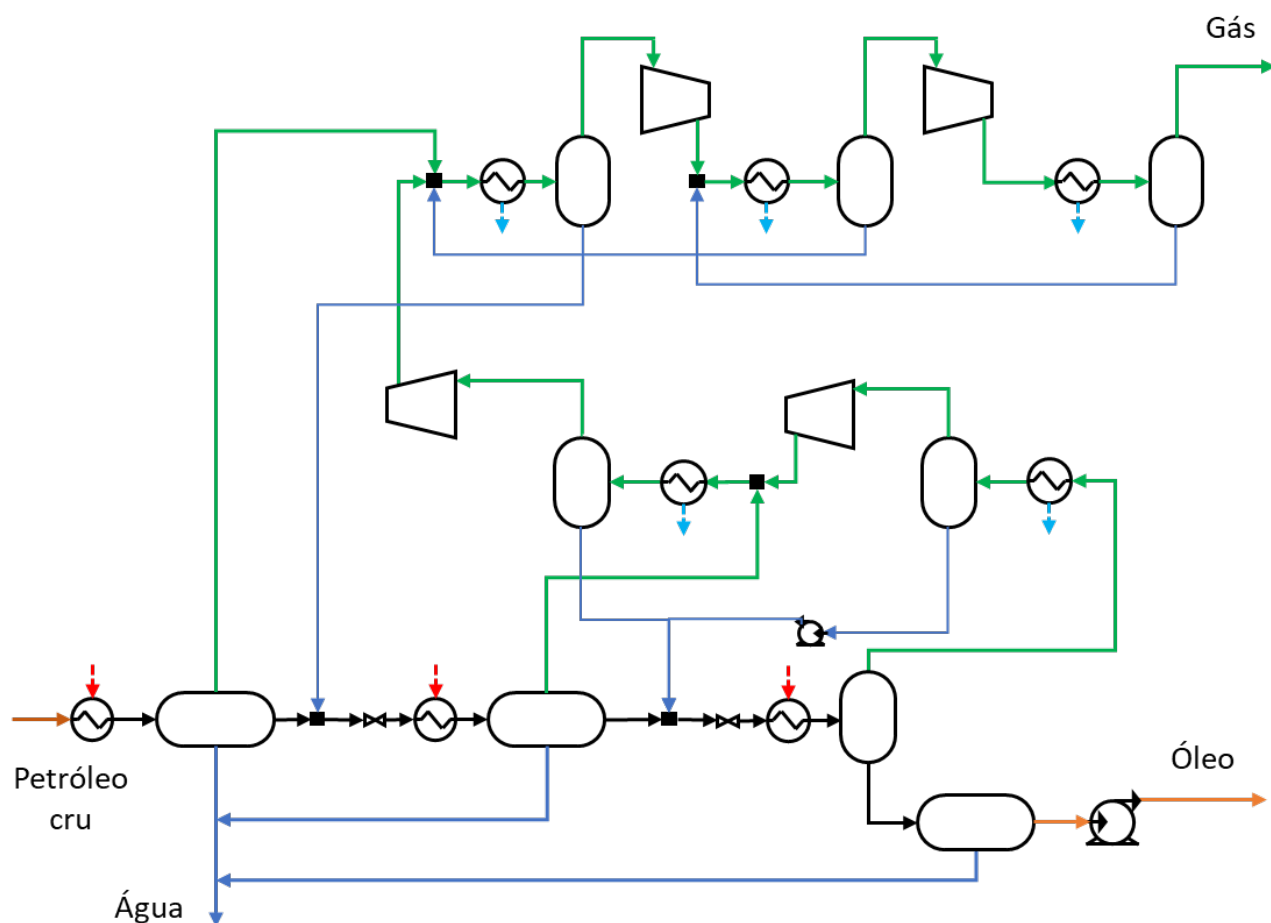


Figura 3.7 Esquema do modelo utilizado nas simulações para o caso com três estágios de separação.

Foi considerada uma capacidade máxima de processamento de 150.000 barris de petróleo cru por dia (em volume líquido padrão) e este valor foi fixado como vazão de entrada para todas as simulações. A pressão e temperatura destes fluidos na entrada da planta foi mantida em 15 bar e 20 °C respectivamente.

A pressão de exportação de óleo foi fixada em 100 bar, enquanto que no sistema de compressão dos gases, o gás foi pré-comprimido até 80 bar, sendo que os processos posteriores de desidratação, separação de dióxido de carbono, o sistema de turbinas a gás e o sistemas de compressão para exportação e injeção não foram considerados. As perdas de pressão nas tubulações e equipamentos foram desprezadas, assim como as perdas de calor.

3.2. Análise Termodinâmica

Com a equação de estado e o modelo de processos definidos, foi desenvolvido o modelo termodinâmico da planta. Foram analisados os fluxos de energia, para mapear as transferências e o consumo energético da plataforma, e os fluxos de exergia, com o intuito de avaliar as ineficiências do sistema. Os diferentes métodos de análise são descritos nos itens a seguir.

3.2.1. Análise energética

A primeira lei da termodinâmica declara que energia não pode ser criada ou destruída, apenas transformada de uma forma para outra. Portanto, ela dá indicações dos processos em que energia é convertida, perdida ou dissipada.

Desprezando as energias cinéticas e potencial, para um certo volume de controle em regime permanente, o balanço de energia é dado por:

$$\dot{Q} - \dot{W} = \sum \dot{m}_{\text{sai}} h_{\text{sai}} - \sum \dot{m}_{\text{ent}} h_{\text{ent}} \quad (6)$$

Onde \dot{Q} é a taxa de transferência de calor, \dot{W} é a potência, \dot{m} é a vazão mássica para uma dada substância e h sua respectiva entalpia específica.

Em plataformas de petróleo, energia entra e sai do sistema tanto em fluxos de massa (e.g. petróleo cru extraído, ar para combustão, óleo, gás e água produzidos), como por calor (e.g. perdas de calor por radiação) e, eventualmente por energia elétrica importada ou exportada. A equação (7) apresenta um balanço de energia genérico para uma plataforma.

$$\dot{H}_{\text{petróleo cru}} + \dot{H}_{\text{imp}} + \dot{H}_{\text{ar}} + \dot{H}_{\text{água oceano}} + \dot{W}_{\text{imp}} = \sum_k \dot{H}_k + \dot{H}_{\text{gases comb.}} + \dot{H}_{\text{água rejeitada}} + \dot{W}_{\text{exp}} \quad (7)$$

Onde H se refere à taxa de energia presente nos fluxos de massa (petróleo cru que entra no trem de separação, gás importado, ar para combustão, água do oceano para

resfriamento, k para os diversos fluxos de óleo e gás, os gases de escape da turbina a gás e a água tratada e rejeitada para o oceano) e \dot{W}_{imp} e \dot{W}_{exp} se referem a energia elétrica importada ou exportada pela planta.

A maioria das plataformas de óleo e gás são sistemas autônomos e não importam nem gás nem energia elétrica. Além disso, o modelo utilizado não considera a central de produção de energia elétrica, apenas alguns dos sistemas da planta de processamento. Dessa forma, o balanço energético para um volume de controle que engloba o modelo representado na Figura 3.7 é dado por:

Toda planta

$$\dot{H}_{petróleo\ cru} + \dot{W}_{CP} + \dot{Q}_{quente} = \dot{H}_{óleo,bomb} + \dot{H}_{gás,comp} + \dot{H}_{água} + \dot{Q}_{frio} \quad (8)$$

Onde \dot{W}_{CP} , \dot{Q}_{quente} e \dot{Q}_{frio} são as demandas por energia elétrica, calor para aquecimento e rejeição de calor. Como a central de produção de energia elétrica e calor não foi considerada, foi assumido que a potência e taxa de transferência de calor necessários em cada sistema são fornecidos independentemente de seus valores.

Além disso, foram considerados os volumes de controle para cada sistema:

Trem de separação

$$\dot{H}_{petróleo\ cru} + \dot{W}_{CP,sep} + \dot{Q}_{quente} = \sum_{k,sep} \dot{H}_{k,sep} + \dot{H}_{água} \quad (9)$$

Unidade de recuperação de vapor

$$\dot{W}_{CP,urv} = \dot{Q}_{frio,urv} + \sum_{k,urv} \dot{H}_{k,urv} \quad (10)$$

Sistema de compressão dos gases

$$\dot{W}_{CP,comp} = \dot{Q}_{frio,comp} + \sum_{k,comp} \dot{H}_{k,comp} + \dot{H}_{gás,comp} \quad (11)$$

Bombeamento de óleo

$$\dot{H}_{óleo,sep} + \dot{W}_{CP,bomb} = \dot{H}_{óleo,bomb} \quad (12)$$

3.2.2. Análise exergetica

Exergia pode ser definida como o “*trabalho teórico máximo que um sistema pode gerar, quando este é trazido ao equilíbrio termodinâmico com o ambiente, enquanto o sistema interage apenas com este*” (KOTAS, 1985). Diferentemente da energia, a exergia pode ser destruída em processos reais. Um estudo exergetico permite identificar onde ocorrem as maiores irreversibilidades, avaliando não apenas a quantidade de energia, mas também sua qualidade. A exergia destruída em um dado volume de controle é dada por:

$$\dot{E}_d = \sum_j (1 - \frac{T_0}{T_j}) \dot{Q}_j + \dot{W} + \sum \dot{m}_{ent} e_{ent} - \sum \dot{m}_{sai} e_{sai} \quad (13)$$

onde:

\dot{E}_d é a exergia destruída;

T_0 e T_j são as temperaturas ambiente e instantânea;

e representa a exergia específica de um fluxo de massa.

Os balanços exergeticos para os mesmos volumes de controle da seção anterior são dados pelas seguintes equações:

Toda planta

$$\dot{E}_{\text{petróleo cru}} + \dot{E}_{CP}^W + \dot{E}_{\text{quente}}^Q = \dot{E}_{\text{óleo,bomb}} + \dot{E}_{\text{gás,comp}} + \dot{E}_{\text{água}} + \dot{E}_{\text{frio}}^Q + \dot{E}_d \quad (14)$$

Trem de separação

$$\dot{E}_{\text{petróleo cru}} + \dot{E}_{CP,sep}^W + \dot{E}_{\text{quente}}^Q = \sum_{k,sep} \dot{E}_{k,sep} + \dot{E}_{\text{água}} + \dot{E}_{d,sep} \quad (15)$$

Unidade de recuperação de vapor

$$\dot{E}_{CP,urv}^W = \dot{E}_{\text{frio,urv}}^Q + \sum_{k,urv} \dot{E}_{k,urv} + \dot{E}_{d,urv} \quad (16)$$

Sistema de compressão dos gases

$$\dot{E}_{CP,comp}^W = \dot{E}_{\text{frio,comp}}^Q + \sum_{k,comp} \dot{E}_{k,comp} + \dot{E}_{\text{gás,comp}} + \dot{E}_{d,comp} \quad (17)$$

Bombeamento de óleo

$$\dot{E}_{\text{óleo},sep} + \dot{E}_{CP,bomb}^W = \dot{E}_{\text{óleo},bomb} + \dot{E}_{d,bomb} \quad (18)$$

onde:

\dot{E} é o fluxo de exergia associado a uma dada corrente mássica;

\dot{E}^W indica o fluxo de exergia transferida por energia elétrica;

\dot{E}^Q é o fluxo de exergia térmica;

\dot{E}_d é a exergia destruída em cada volume de controle.

Pela sua definição, a exergia transferida por energia elétrica ou trabalho mecânico tem o mesmo valor que sua energia. Já a energia transferida por calor possui um valor menor que sua energia, dependendo da temperatura ambiente e da temperatura em que ocorre a transferência de calor. Como a rede de trocadores de calor não é analisada neste trabalho, a exergia térmica foi estimada assumindo que calor é transferido com uma diferença mínima de temperatura de 12 °C.

A condição ambiente para o cálculo da exergia térmica e do fluxo de exergia de cada escoamento de massa foi fixada a uma pressão de 1 atm e uma temperatura de 20 °C.

Com a ausência de interações nucleares, magnéticas e elétricas, a exergia dos fluxos de massa pode ser dividida em 4 componentes, exergia física, exergia química, exergia cinética e exergia potencial. As exergias cinética e potencial podem ser consideradas desprezíveis. A Equação (19) apresenta a exergia física específica de um fluxo de massa, que computa as diferenças de pressão e temperatura com o ambiente externo.

$$e = (h + h_0) - T_0(s - s_0) \quad (19)$$

A exergia química de cada fluxo de massa não foi calculada neste trabalho o que diminui a precisão da análise de exergia destruída, já que existem separadores e misturadores no modelo.

3.3. Indicadores de desempenho

Esta seção apresenta os indicadores utilizados para avaliar o desempenho dos modelos para as diferentes composições simuladas. Bons indicadores de desempenho permitem uma boa comparação entre as diferentes configurações e composições, apontando espaços para melhoria do sistema. Os indicadores são apresentados a seguir, sendo divididos em indicadores de processo e indicadores termodinâmicos,

3.3.1. Indicadores de processo

Em geral, o objetivo de plataforma de processamento primário é recuperar os hidrocarbonetos leves como metano, etano e propano no gás exportado, enquanto que os hidrocarbonetos mais pesados devem estar preferencialmente no óleo produzido. Butanos, podem estar tanto no gás quanto no óleo recuperados, dependendo da pressão de vapor do óleo exigida. Portanto, como salientado por Nguyen (2016), podemos utilizar os seguintes indicadores para avaliar a qualidade da separação destas fases:

Recuperação de hidrocarbonetos leves

$$r_{leve} = \frac{\sum_{c_1}^{c_4} \dot{n}_{i,gás}}{\sum_{c_1}^{c_4} \dot{n}_{i,alimentação}} \quad (20)$$

Recuperação de hidrocarbonetos pesados

$$r_{pesado} = \frac{\sum_{c_5+} \dot{n}_{i,óleo}}{\sum_{c_5+} \dot{n}_{i,alimentação}} \quad (21)$$

Eficiência da separação

$$\varepsilon_{sep} = r_{leve} * r_{pesado} \quad (22)$$

Como a produção de óleo é economicamente mais interessante que a do gás, os operadores de plantas de processamento primário tendem a buscar uma

maximização da sua produção. Por isso, em alguns casos também foi avaliado o desempenho quanto a capacidade produtiva de óleo (em volume líquido padrão) e sua pressão de vapor de Reid, que é obtida pelo método de ensaio ASTM-D-323.

3.3.2. Indicadores termodinâmicos

Os indicadores termodinâmicos foram divididos em duas categorias, os indicadores com base em energia e os indicadores com base em exergia. Os primeiros se utilizam apenas da Primeira Lei da Termodinâmica e são apresentados a seguir.

As plataformas podem ter seu desempenho analisado por sua intensidade energética, que leva em conta a energia utilizada na planta tanto por calor nos trocadores como por energia elétrica nas bombas e compressores.

Consumo de energia elétrica específica

$$\sigma_v = \frac{\dot{W}_{in}}{\dot{V}_{exp}} \quad (23)$$

$$\sigma_m = \frac{\dot{W}}{\dot{m}_{exp}} \quad (24)$$

Uso de energia específica

$$SEU_v = \frac{\dot{W}_{in} + \dot{Q}_{in}}{\dot{V}_{exp}} \quad (25)$$

$$SEU_m = \frac{\dot{W}_{in} + \dot{Q}_{in}}{\dot{m}_{exp}} \quad (26)$$

Os indicadores com base volumétrica são expressos em volume de óleo equivalente, em que o fator de conversão é definido por conversão sendo que 1000 metros cúbicos padrões de gás natural são iguais a 1 metro cúbico padrão de óleo equivalente. Além disso, para o cálculo desses indicadores foi assumido que o dióxido de carbono é completamente separado do gás produzido, porém, não foi computado os gases consumidos nas turbinas a gás para fornecimento de energia elétrica e calor.

Os indicadores energéticos não levam em conta a qualidade da energia e, portanto, todas as entradas de energia são tratadas igualmente. Estes mesmos indicadores podem ser apresentados utilizando o conceito de exergia, que se baseia na Segunda Lei da Termodinâmica e são menos ilusórios que as métricas baseadas em energia.

Consumo de exergia específica

$$SEC_v = \frac{\dot{E}_{in}^W + \dot{E}_{in}^Q}{\dot{V}_{exp}} \quad (27)$$

$$SEC_m = \frac{\dot{E}_{in}^W + \dot{E}_{in}^Q}{\dot{m}_{exp}} \quad (28)$$

Além do consumo exergético, podemos utilizar um indicador que mede as perdas e imperfeições de um sistema pela contabilização da exergia destruída.

Destruição de exergia específica

$$SED_v = \frac{\dot{E}_d}{\dot{V}_{exp}} \quad (29)$$

$$SED_m = \frac{\dot{E}_d}{\dot{m}_{exp}} \quad (30)$$

3.4. Análises paramétricas

Com o intuito de compreender como os diferentes parâmetros influenciam no desempenho final da plataforma e obter uma maior familiaridade com o modelo e software utilizados, num primeiro momento foram realizadas análises paramétricas do sistema. Foi estudada a influência do número de estágios de separação, avaliando os impactos da adição de novos estágios. Também foram estudados os níveis de pressão em cada um destes estágios e a influência da adição de aquecedores na entrada de cada estágio.

3.5. Otimização

Numa segunda etapa do trabalho, foram desenvolvidas rotinas de otimização através de um algoritmo genético. Foi desenvolvido uma interface entre o software de simulação Aspen Plus ® e a plataforma Excel ®. Através da programação por Visual Basics foi feita a comunicação entre os dois softwares. Enquanto as simulações eram realizadas via Aspen Plus, os resultados eram tratados e armazenados num arquivo Excel, que também computava as rotinas do algoritmo genético.

3.5.1. Algoritmo Genético

Os algoritmos genéticos são uma classe de algoritmos probabilísticos de otimização inspirados no processo biológico de evolução, utilizando os conceitos de Seleção Natural e Herança Genética propostos por Darwin em 1859. A mecânica do algoritmo envolve o desenvolvimento de novas soluções potenciais através de operações genéticas. Uma população representa um grupo de soluções potenciais, uma geração representa uma iteração do algoritmo, um cromossomo é equivalente a um ponto de operação e um gene é análogo a um parâmetro deste ponto de operação. Os algoritmos genéticos são capazes de fornecer uma procura eficaz e eficiente no domínio de soluções de um determinado problema e são bastante adequados para encontrar as melhores soluções em problemas não lineares e não contínuos (FITA, 2014)

A Figura 3.8 apresenta as principais etapas de um algoritmo genético. Inicialmente é criada uma população randômica de soluções com um tamanho suficiente para cobrir toda extensão de soluções possíveis. A aptidão é calculada a partir de uma função objetivo, através de funções de ranqueamento ou escalonamento. Os indivíduos com maior aptidão têm maior probabilidade de serem selecionados e transmitirem seus genes para a nova população. Para cada novo indivíduo uma quantidade N de pais é selecionado e seus cromossomos são recombinados para gerar o cromossomo do novo indivíduo. Existe também a

possibilidade de mutação (incremental ou completa) de cada gene de forma a garantir uma maior variabilidade na nova população.

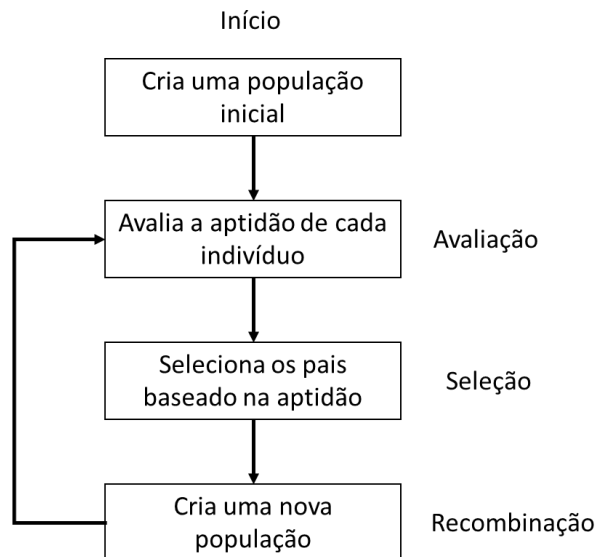


Figura 3.8 Esquema das principais rotinas de um algoritmo genético.

Em problemas que se busca a otimização de diversos objetivos não existe uma única solução, mas sim uma família de soluções com diferentes valores. A curva representada por estas soluções é chamada de fronteira de Pareto, esse tipo de solução acontece quando a melhora com relação a um dos objetivos resulta num pior desempenho com relação ao outro objetivo. A Figura 3.9 apresenta um exemplo de uma fronteira de Pareto, os pontos em vermelho representam as soluções ótimas enquanto que os pontos em cinza representam soluções não otimizadas.

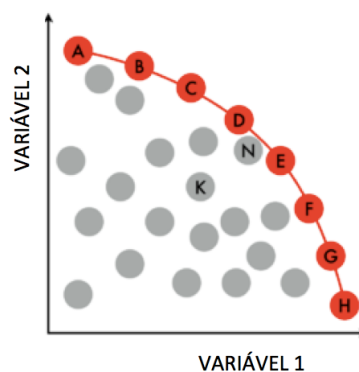


Figura 3.9 Exemplo de uma fronteira de Pareto

As variáveis que compõe os cromossomos utilizados nas simulações são apresentadas na Tabela 3.3. Cada variável representa um gene do cromossomo e tem seu valor entre os limites estipulados.

Tabela 3.3. Variáveis de decisão e seus limites utilizados no algoritmo genético.

Condições de operação	Variáveis	Unidade	-	
Trem de separação			2 estágios	3estágios
Número de estágios	N_{sep}	[-]	2	3
Pressão estágio 1	$p_{1,sep}$	[bar]	1,5 - 15	1,5 - 15
Pressão estágio 2	$p_{2,sep}$	[bar]	1,5 - $p_{1,sep}$	1,5 - $p_{1,sep}$
Pressão estágio 3	$p_{3,sep}$	[bar]	-	1,5 - $p_{2,sep}$
Aquecedor estágio 1	HEX_1	[-]	{0;1}	{0;1}
Temperatura estágio 1	$T_{1,sep}$	[°C]	30-100	30-100
Aquecedor estágio 2	HEX_2	[-]	{0;1}	{0;1}
Temperatura estágio 2	$T_{2,sep}$	[°C]	30-100	30-100
Aquecedor estágio 3	HEX_3	[-]	-	{0;1}
Temperatura estágio 3	$T_{3,sep}$	[°C]	-	30-100
Unidade de recuperação de vapor				
Número de estágios	N_{urv}	[-]	1	2
Pressão estágio 1	$p_{1,urv}$	[bar]	$p_{1,sep}$	1,5 - $p_{1,sep}$
Pressão estágio 2	$p_{2,urv}$	[bar]	-	$p_{1,sep}$
Temperatura	$T_{1,2,sep}$	[°C]	25 - 40	25 - 40
Sistema de compressão dos gases				
Número de estágios	N_{comp}	[-]	2	2
Pressão estágio 1	$p_{1,comp}$	[bar]	$p_{1,sep}$ - 100	$p_{1,sep}$ - 100
Pressão estágio 2	$p_{2,comp}$	[bar]	100	100
Temperatura	$T_{1,2,sep}$	[°C]	25 - 40	25 - 40

4. RESULTADOS E ANÁLISE

Neste capítulo são apresentados os resultados obtidos pelas simulações realizadas com o software Aspen Plus ®. Os resultados foram separados em duas partes, em um primeiro momento foram realizadas análises paramétricas nos modelos com 2, 3 e 4 estágios de separação com o objetivo de avaliar a influência de diferentes parâmetros no desempenho do processo. Na segunda parte são apresentados os resultados obtidos pela otimização da planta com para maximização da recuperação de hidrocarbonetos leves e pesados.

4.1. Análises Paramétricas

Nesta parte do trabalho foi avaliado como alguns parâmetros influenciam no desempenho do processo. Para isso, enquanto se variava o parâmetro em estudo, os outros eram mantidos constantes.

Foram estudadas as influências do número de estágios de separação, dos níveis de pressão desses estágios e da temperatura na entrada de cada estágio pela adição de aquecedores. As análises foram feitas em cima do desempenho quanto a capacidade e qualidade do óleo e gás produzidos, das demandas por carga térmica e consumo de energia elétrica e pela quantidade de exergia destruída.

4.1.1. Número de estágios de separação

Para estas simulações foi mantida uma vazão dos fluidos de entrada equivalente à 150 mil barris por dia com uma temperatura de 20 °C e uma pressão de entrada de 15 bar. O petróleo foi aquecido a uma temperatura de 50 °C antes do primeiro estágio de separação e a pressão do último estágio foi fixada em 1,5 bar.

A adição de estágios de separação se mostrou benéfica para produção de óleo para todas as composições avaliadas, como pode ser observado na Figura 4.1. Os ganhos variaram de 0,46% a 0,68% com o aumento de 2 para 3 estágios e de 0,13% a 0,21% com o aumento de 3 para 4 estágios, mostrando um caráter assintótico, ou

seja, a cada incremento de estágio de separação os ganhos para produção são cada vez menores. É importante ressaltar que esse aumento da capacidade produtiva de óleo implica numa redução da produção de gás.

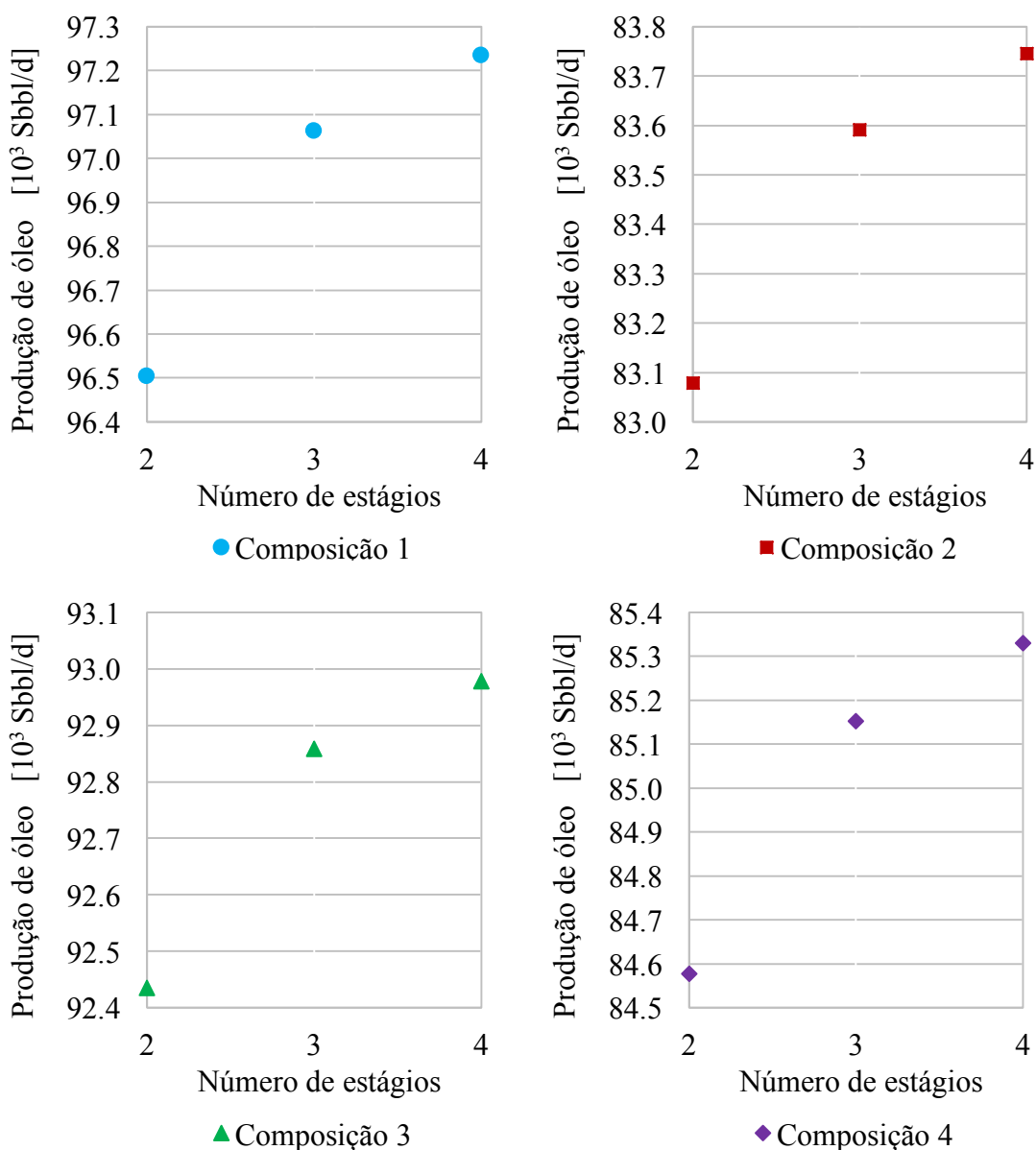


Figura 4.1 Produção de óleo para diferentes números de estágios de separação.

A Figura 4.2 apresenta a eficiência na recuperação de hidrocarbonetos leves e pesados para cada um dos casos. Observa-se um aumento na recuperação de hidrocarbonetos pesados junto com o óleo exportado, em contrapartida verifica-se uma redução na recuperação de hidrocarbonetos leves no gás produzido. Isso

significa que parte do aumento da capacidade de produção de óleo se deve à recuperação de hidrocarbonetos voláteis junto ao óleo, o que é evidenciado pela Figura 4.3, que apresenta a pressão de vapor de Reid do óleo produzido. Mesmo com uma mesma pressão no último estágio e uma temperatura muito próxima, os casos com maior número de estágios apresentaram uma pressão de vapor maior devido a uma maior fração molar de hidrocarbonetos leves presente no óleo.

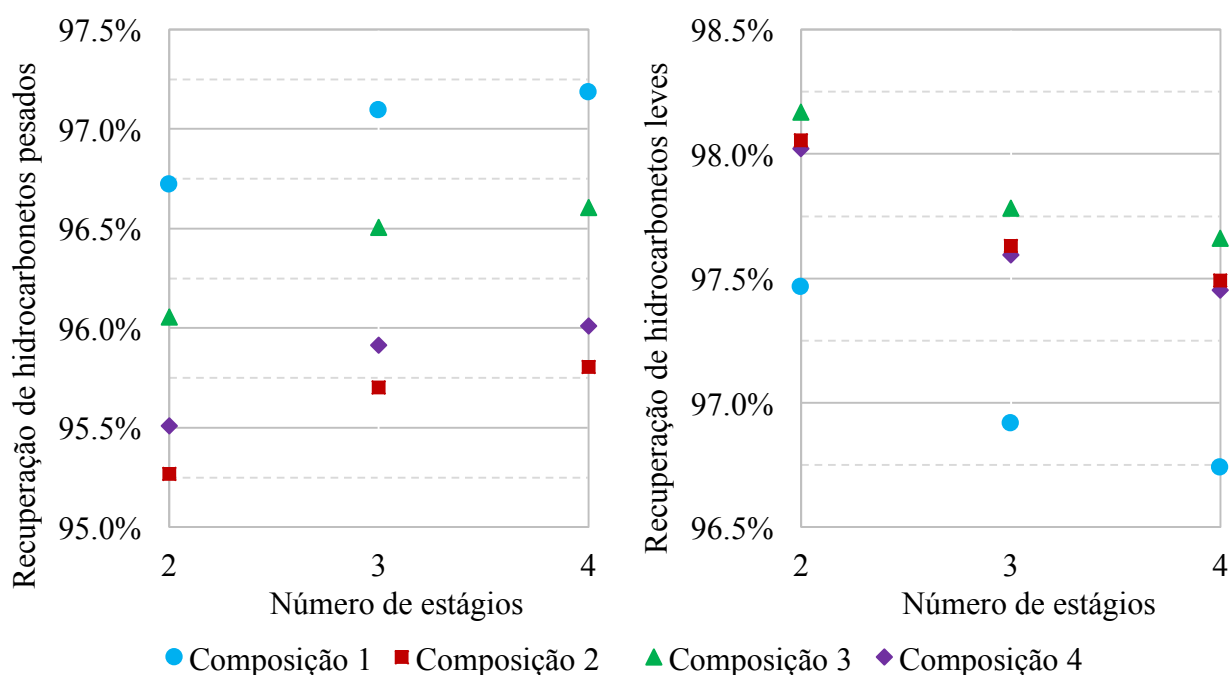


Figura 4.2 Recuperação de hidrocarbonetos pesados no óleo e recuperação de hidrocarbonetos leves no gás para diferentes números de estágios de separação.

A adição de estágios de separação também resultou em consumos menores de exergia. A integração de um ou mais níveis de pressão intermediários permite a volatilização de parte dos hidrocarbonetos de peso médio que, portanto, não são separados no último estágio de separação. Isso resulta em cargas menores nos compressores e num consumo de energia menor, já que estes hidrocarbonetos não são processados nos compressores de baixa pressão.

A Figura 4.4 apresenta os resultados de consumo exergético específico para cada uma das simulações, os valores foram estimados assumindo uma separação ideal do dióxido de carbono. Para todas as simulações o sistema de compressão de gás foi o

maior responsável pelo consumo de exergia, por esse motivo, as composições que possuem uma maior fração molar de gás carbônico e hidrocarbonetos leves foram as que também apresentaram maior consumo exergético específico.

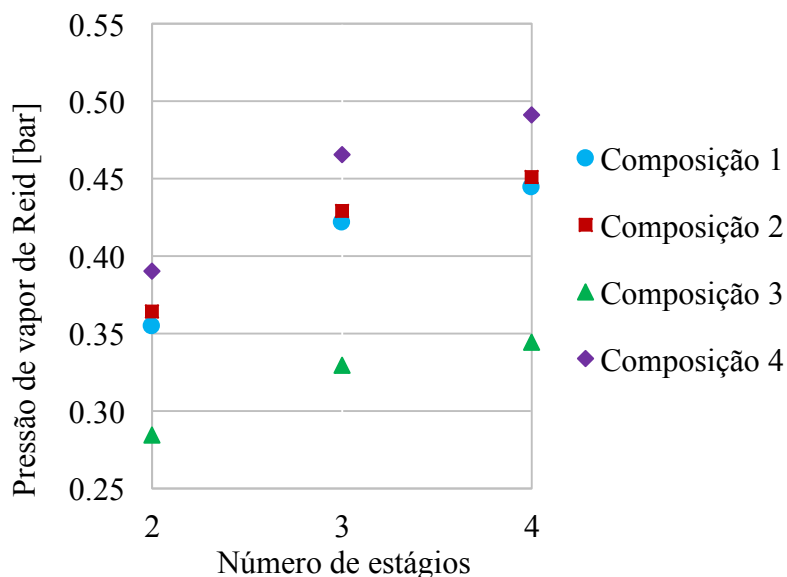


Figura 4.3 Pressão de vapor de Reid do óleo produzido para cada uma das simulações.

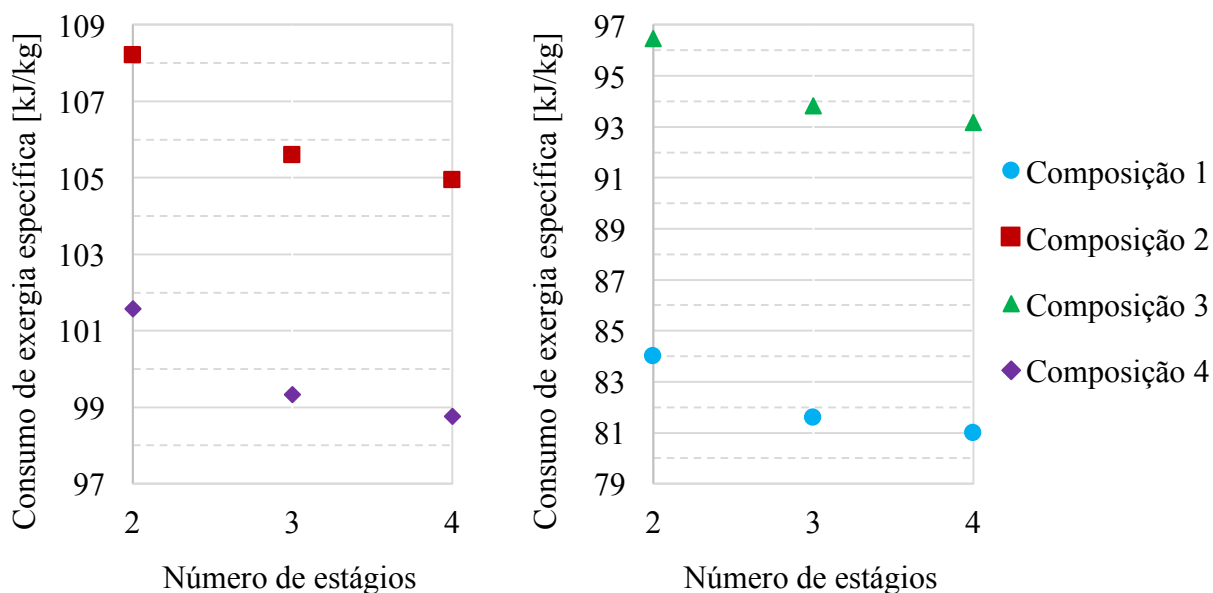


Figura 4.4 Consumo de exergia por massa de combustível produzido em função do número de estágios de separação.

O sistema de compressão de gás também foi o maior responsável pela destruição de exergia da planta como um todo. Essas destruições ocorreram devido às trocas de calor nos resfriadores e as ineficiências nos processos de compressão. Além do sistema de compressão, o trem de separação também apresentou altos valores de destruição de exergia, esses, associados às perdas de pressão nas válvulas de expansão e também às trocas de calor no aquecedor posicionado na entrada do primeiro estágio.

As Tabelas 4.1 e 4.2 apresentam os valores de exergia destruída para os casos com 2, 3 e 4 estágios de separação para cada uma das composições. Os resultados mostram que a adição de estágios de separação diminui os valores de exergia destruída. No trem separação isso ocorre, pois, uma menor quantidade de fluidos é expandida pelas válvulas de estrangulamento, já que parte dos gases é recuperado no estágio intermediário. Isso também implica em um menor consumo nos compressores da unidade de recuperação de vapor e que também resulta numa menor destruição exergética. Já no sistema de compressão a redução de exergia destruída está associada à menor circulação de hidrocarboneto médios e pesados.

Tabela 4.1. Resultados obtidos de exergia destruída nos diferentes volumes de controle para as composições 1 e 2.

	Número de estágios	Composição 1			Composição 2		
		2	3	4	2	3	4
Trem de separação	[kW]	1503,8	1326,7	1280,1	1431,1	1255,6	1209,5
Bombeamento de óleo	[kW]	233,4	237,9	239,3	209,1	213,2	214,5
Unidade de recuperação de vapor	[kW]	212,6	158,7	143,3	208,9	155,7	141,0
Sistema de compressão	[kW]	5129,5	4926,0	4879,5	6422,5	6223,8	6179,1
Total	[kW]	7079,3	6649,2	6542,2	8271,6	7848,4	7744,0

Tabela 4.2. Resultados obtidos de exergia destruída nos diferentes volumes de controle para as composições 3 e 4.

	Número de estágios	Composição 3			Composição 4		
		2	3	4	2	3	4
Trem de separação	[kW]	1507,4	1316,9	1265,1	1367,8	1220,1	1181,5
Bombeamento de óleo	[kW]	216,9	220,2	221,1	224,3	228,8	230,2
Unidade de recuperação de vapor	[kW]	218,3	159,9	144,1	180,4	133,2	118,5
Sistema de compressão	[kW]	5802,2	5601,9	5557,9	6137,1	5954,7	5912,7
Total	[kW]	7744,8	7298,9	7188,2	7909,6	7536,7	7442,8

Uma das principais especificações do óleo exportado é sua pressão de vapor. Como a adição de estágios resultou num aumento desta pressão, ilustrado pela Figura 4.3, também foi avaliado um cenário em que a pressão de vapor foi mantida constante para cada composição. Isso foi obtido com o aumento da pressão do último estágio de forma a nivelar a pressão de vapor.

Neste caso, não foi mais possível identificar um ganho na capacidade produtiva do óleo, entretanto, os resultados mostraram que as recuperações tanto de hidrocarbonetos pesados junto ao óleo como de hidrocarbonetos leves junto ao gás foram melhores para os casos com maior número de estágios. Além disso, embora o consumo de energia elétrica dos casos com menor número de estágios de separação tenha diminuído, seu consumo continuou maior que o dos casos com maior número de estágios. Os resultados para composições 1 e 4 neste cenário são apresentados na Tabela 4.3. As outras composições também apresentaram resultados similares.

Tabela 4.3. Resultados para as composições 1 e 4 com nivelamento da pressão de vapor de Reid do óleo produzido.

	Número de estágios	Composição 1			Composição 4		
		2	3	4	2	3	4
Pressão no último estágio	[bar]	2,4	1,7	1,5	2,55	1,72	1,5
Pressão de vapor de Reid	[bar]	0,44	0,44	0,44	0,49	0,49	0,49
Produção de óleo	[Sbbl/dia]	97268	97237	97234	85409	85336	85330
Recuperação de hidrocarbonetos pesados	[-]	97,09%	97,16%	97,19%	95,94%	95,99%	96,01%
Recuperação de hidrocarbonetos leves	[-]	96,62%	96,72%	96,74%	97,29%	97,43%	97,45%
Eficiência da separação	[-]	93,80%	93,97%	94,02%	93,34%	93,52%	93,57%
Consumo de energia específica	[kJ/kg]	73,4	72,9	72,6	90,8	90,5	90,3
Exergia destruída específica	[kJ/kg]	36,9	36,2	35,9	44,2	43,8	43,5

4.1.2. Níveis de pressão

Para estas simulações foram mantidos os mesmos parâmetros do estudo anterior com exceção das pressões na entrada de cada estágio. Foram avaliadas a pressão inicial no primeiro estágio, as pressões intermediárias (para os casos com 3 e 4 estágios) e a pressão final, do último estágio de separação.

Pressão de entrada

De modo geral é desejável que a pressão do primeiro estágio de separação seja a maior possível, garantindo que a maior quantidade de gás possível seja recuperada a alta pressão e, conseqüentemente, diminuindo a demanda por compressão de gás. Na Figura 4.5 pode-se observar a relação entre a pressão de entrada com a quantidade de potência de eixo necessária na planta para o caso com 3 estágios de separação. Como as composições 2 e 4 possuem uma maior fração molar de gás carbônico e hidrocarbonetos leves a potência necessária nos sistemas de compressão também serão maiores, uma vez que foi fixada uma mesma vazão de entrada.

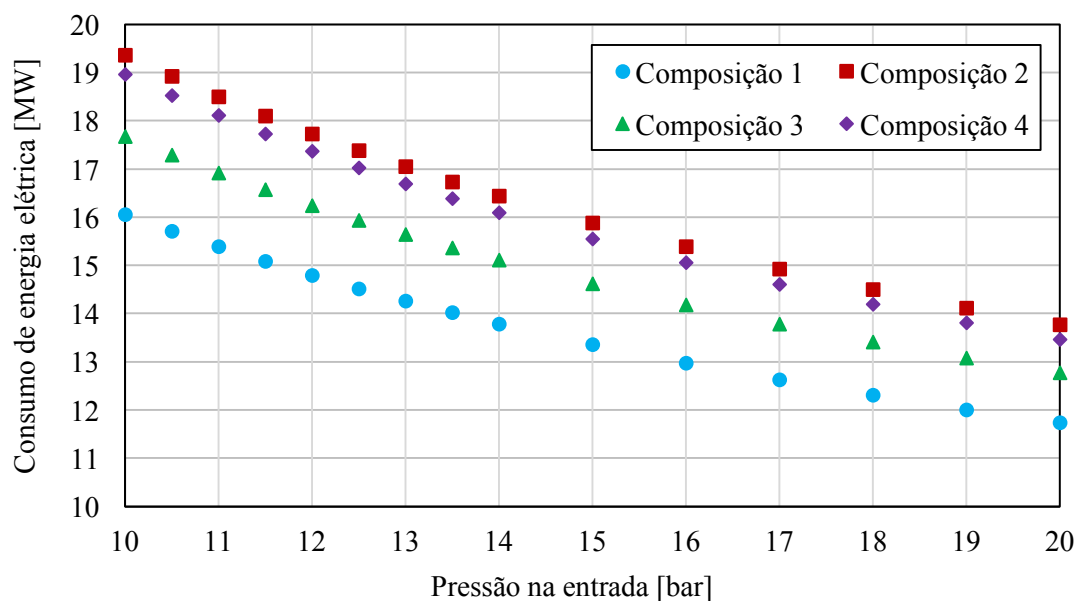


Figura 4.5 Potência de eixo necessária em função da pressão no primeiro estágio de separação para cada uma das composições.

Já as Tabelas 4.4 e 4.5 apresentam a exergia destruída em cada unidade para diferentes valores de pressão de entrada. Uma pressão de entrada maior implica numa maior destruição de exergia no trem de separação devido às válvulas que expandem o petróleo até a pressão do estágio final e também uma maior exergia destruída no sistema de recuperação de vapor. No entanto, esse aumento é compensado por uma grande redução na exergia destruída no sistema de compressão.

Tabela 4.4. Resultados obtidos de exergia destruída para diferentes pressões no primeiro estágio para as composições 1 e 2.

	Pressão de entrada [bar]	Composição 1			Composição 2		
		10	15	20	10	15	20
Trem de Separação	[kW]	1154,7	1326,7	1511,8	1093,0	1255,7	1434,5
Bombeamento de óleo	[kW]	234,4	237,9	239,6	209,4	213,2	215,5
Unidade de recuperação de vapor	[kW]	78,9	158,7	245,4	77,0	155,6	242,8
Sistema de compressão	[kW]	6308,1	4926,0	4127,5	7993,9	6224,2	5194,9
Total	[kW]	7776,1	6649,3	6124,3	9373,3	7848,7	7087,7

Tabela 4.5. Resultados obtidos de exergia destruída para diferentes pressões no primeiro estágio para as composições 3 e 4.

	Pressão de entrada [bar]	Composição 3			Composição 4		
		10	15	20	10	15	20
Trem de Separação	[kW]	1135,2	1317,0	1514,6	1075,3	1220,1	1377,7
Bombeamento de óleo	[kW]	217,3	220,2	221,7	224,4	228,8	231,3
Unidade de recuperação de vapor	[kW]	81,2	159,9	246,9	64,4	133,1	209,6
Sistema de compressão	[kW]	7177,0	5602,1	4686,5	7664,8	5954,8	4957,8
Total	[kW]	8610,7	7299,2	6669,7	9028,9	7536,8	6776,4

Pressão intermediária

Para os casos com 3 e 4 estágios de separação foram realizadas simulações para avaliar quais as pressões intermediárias ótimas tanto para maximizar a produção de óleo quanto para reduzir a demanda nos compressores da unidade de recuperação de vapor. A pressão inicial foi fixada em 15 bar, enquanto que a pressão final foi fixada em 1,5 bar.

A Figura 4.6 apresenta o aumento da produção de óleo com a adição de um terceiro estágio. Os ganhos máximos variaram de 430 barris por dia para a composição 3 até perto de 600 barris para a composição 4. Os ganhos foram bem próximos dos obtidos no item anterior, uma vez que as pressões intermediárias que maximizam a produção ficaram próximas de 4 bar enquanto que a pressão fixada no item anterior foi de 4,75 bar. Comparados com a produção total de óleo, os ganhos são relativamente pequenos, chegando a até 0,7% da produção total.

Já na Figura 4.7, podemos observar a potência exigida nos compressores da unidade de recuperação de vapor em função da pressão intermediária para o caso com 3 estágios de separação. A pressão em que o consumo desses compressores é mínimo ficou entre próxima de 5 bar para as quatro composições analisadas. Para todas as composições esta pressão em que o consumo é mínimo foi cerca de 1 bar maior do que a pressão que maximiza a produção de óleo, além disso, a Figura 4.7

indica que operações numa faixa próxima desta pressão ótima alteram pouco a potência consumida.

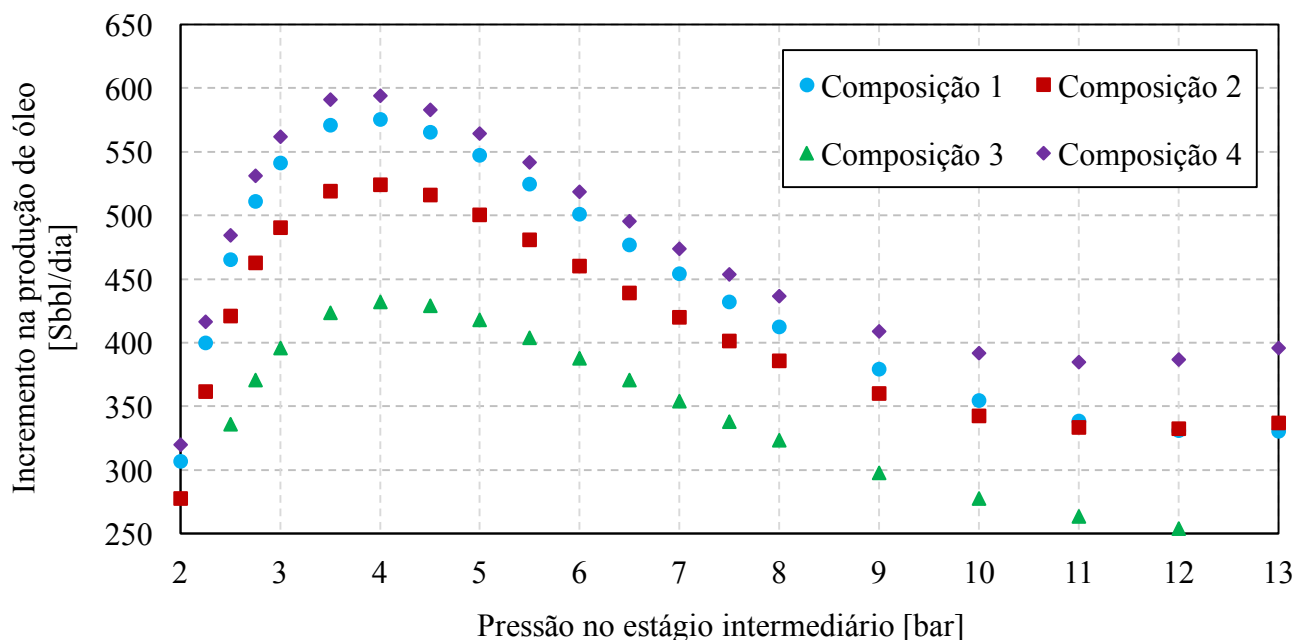


Figura 4.6 Incremento na produção de óleo com a adição de um terceiro estágio de separação em função da pressão intermediária.

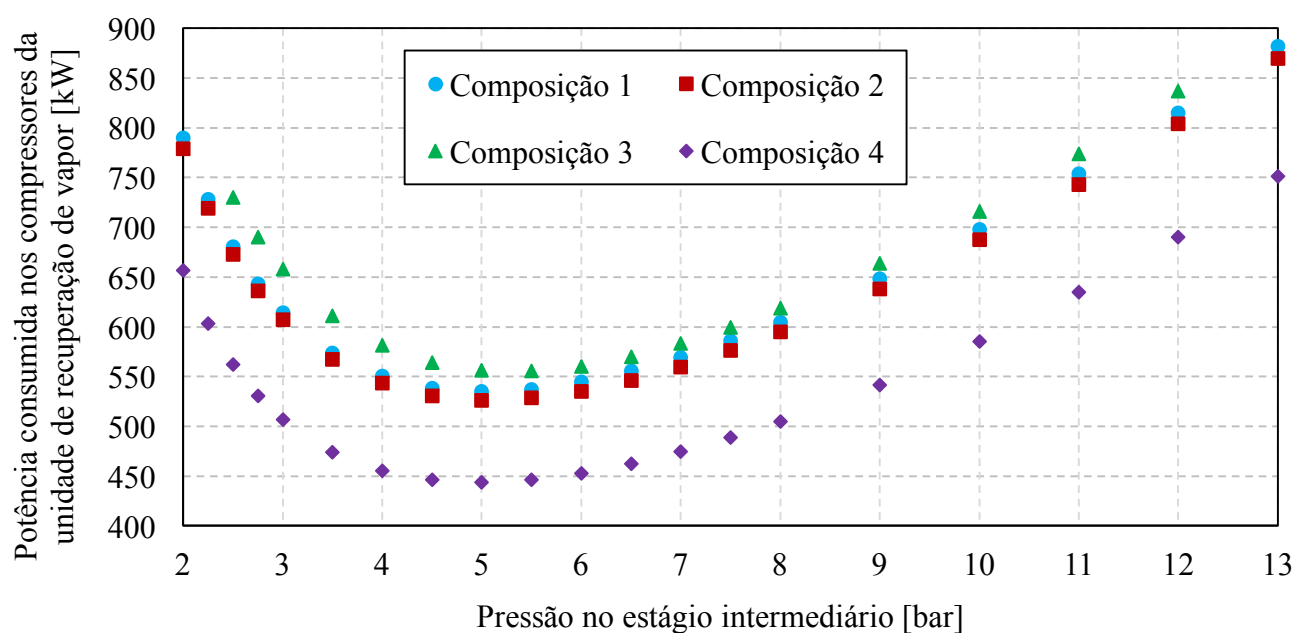


Figura 4.7 Potência necessária para acionar os compressores da unidade de recuperação de vapor em função da pressão intermediária.

Como observado anteriormente, a adição de um quarto estágio pode reduzir ainda mais o consumo de energia nos compressores da Unidade de Recuperação de Vapor. As Figuras 4.8 e 4.9 apresentam o consumo de energia em função das pressões intermediárias do segundo e terceiro estágios para a composição 3. Os gráficos mostram que o consumo mínimo ocorre para um nível de pressão próximo de 8 bar no segundo estágio e de 3,6 bar no terceiro estágio e, assim como no caso anterior, operações próximas desses níveis alteram pouco o consumo nos compressores. Comparando os cenários com menor consumo, é possível verificar uma redução de 975kW para 550kW com a adição do terceiro estágio, e para 430kW com a adição do quarto estágio.

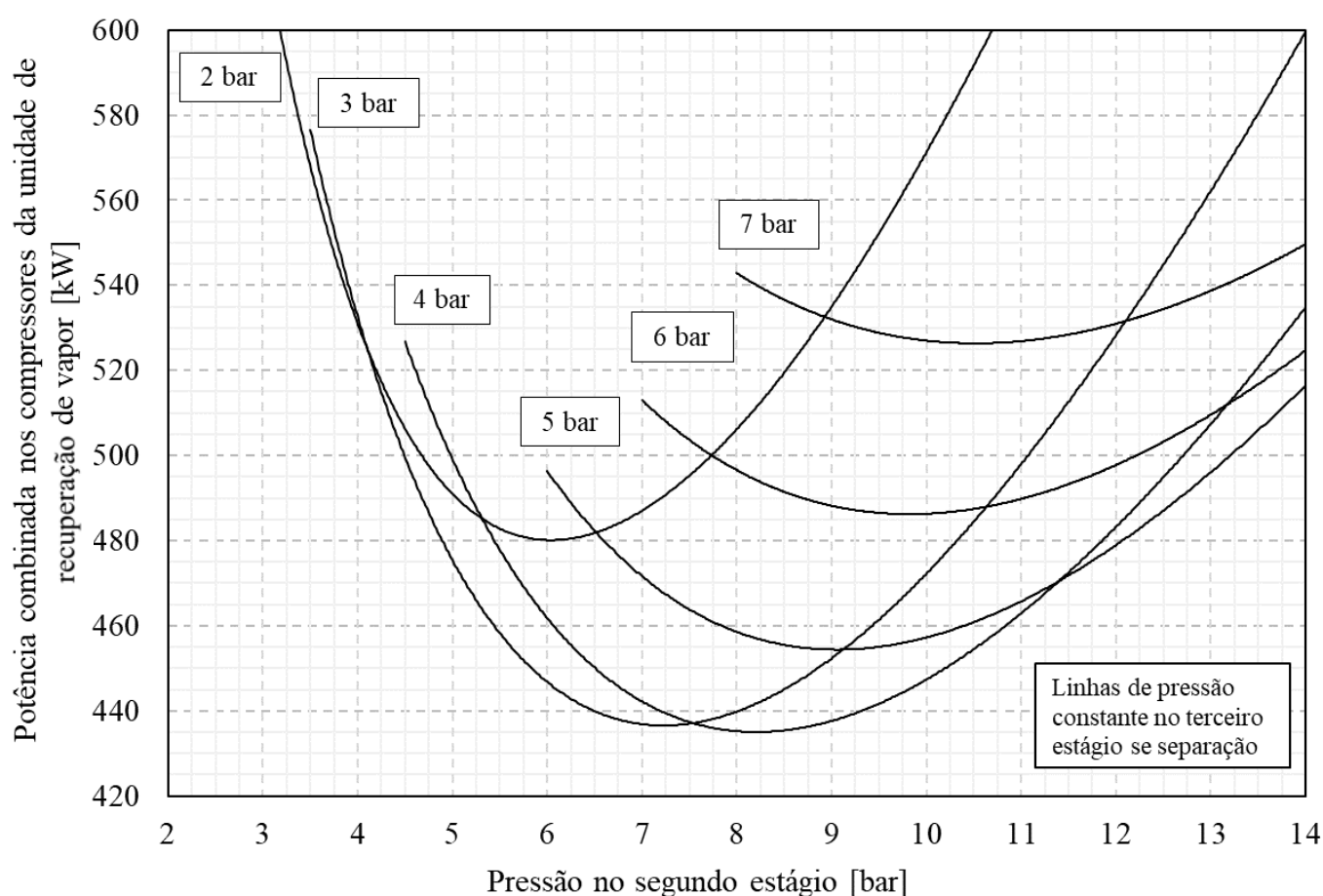


Figura 4.8 Potência consumida nos compressores da Unidade de Recuperação de Vapor em função da pressão no segundo estágio para a composição 3.

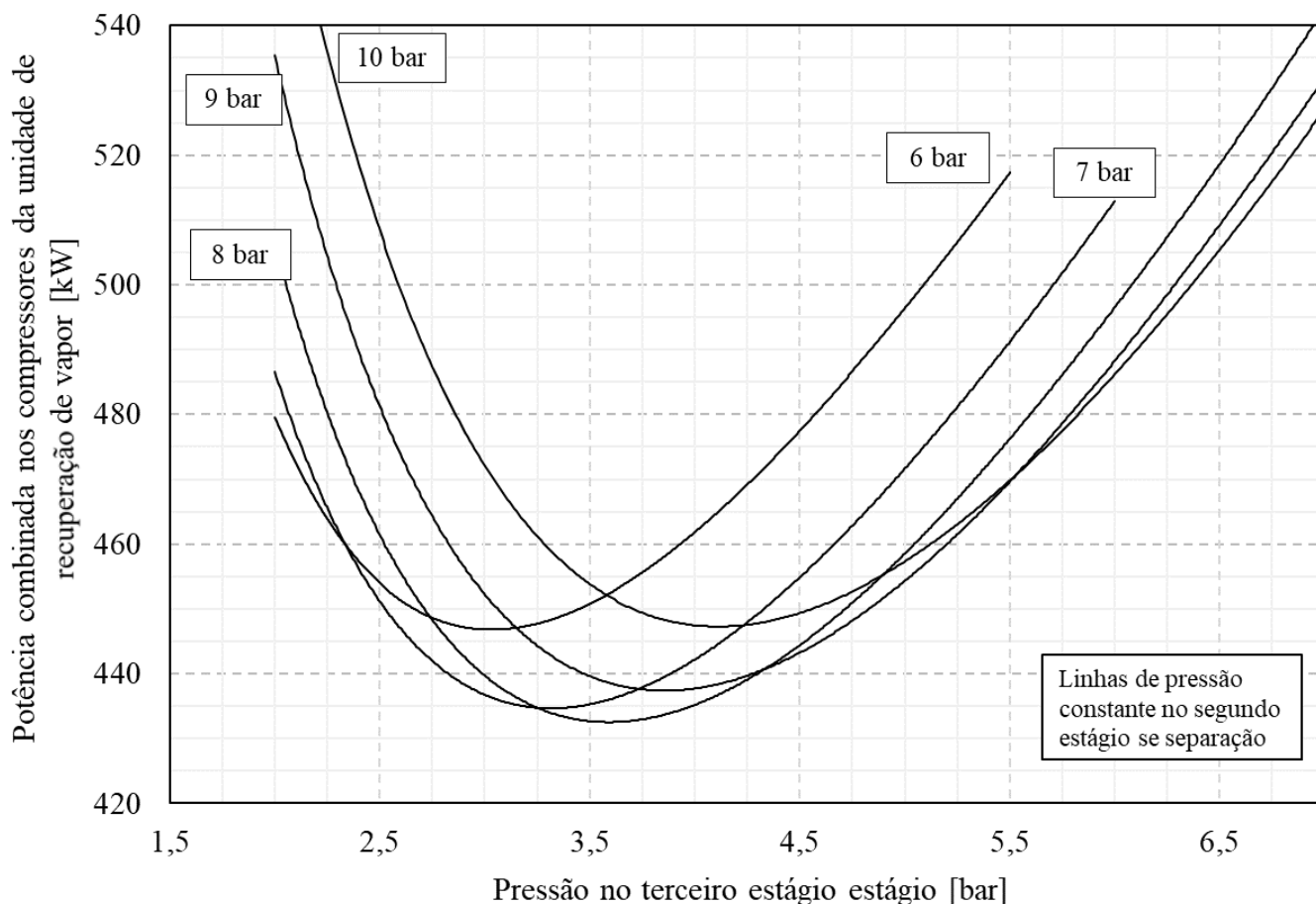


Figura 4.9 Potência consumida nos compressores da Unidade de Recuperação de Vapor em função da pressão no terceiro estágio para a composição 3.

4.1.3. Temperatura na entrada de cada estágio

Para estas simulações foi mantida a mesma vazão de entrada, porém foi adicionado uma quantidade de água correspondente a 10% da fração molar. A pressão e temperatura destes fluidos foi mantida em 15 bar e 20 °C respectivamente, e a temperatura na entrada de cada estágio foi variada por aquecedores. As simulações foram realizadas para o caso com 3 estágios de separação.

Os resultados mostram que o aquecimento da mistura é essencial para uma boa recuperação dos hidrocarbonetos leves, o que é evidenciado pela Figura 4.10, que apresenta a recuperação de hidrocarbonetos em função da temperatura do primeiro estágio. O aumento da temperatura beneficia a recuperação de hidrocarbonetos leves

enquanto que a recuperação das moléculas mais pesadas junto ao óleo tende a diminuir. Entretanto, observa-se que para temperaturas acima de 100 °C a recuperação de hidrocarbonetos pesados tem uma pequena melhora com o acréscimo da temperatura. As composições 3 e 4 apresentaram comportamento similar à composição 2.

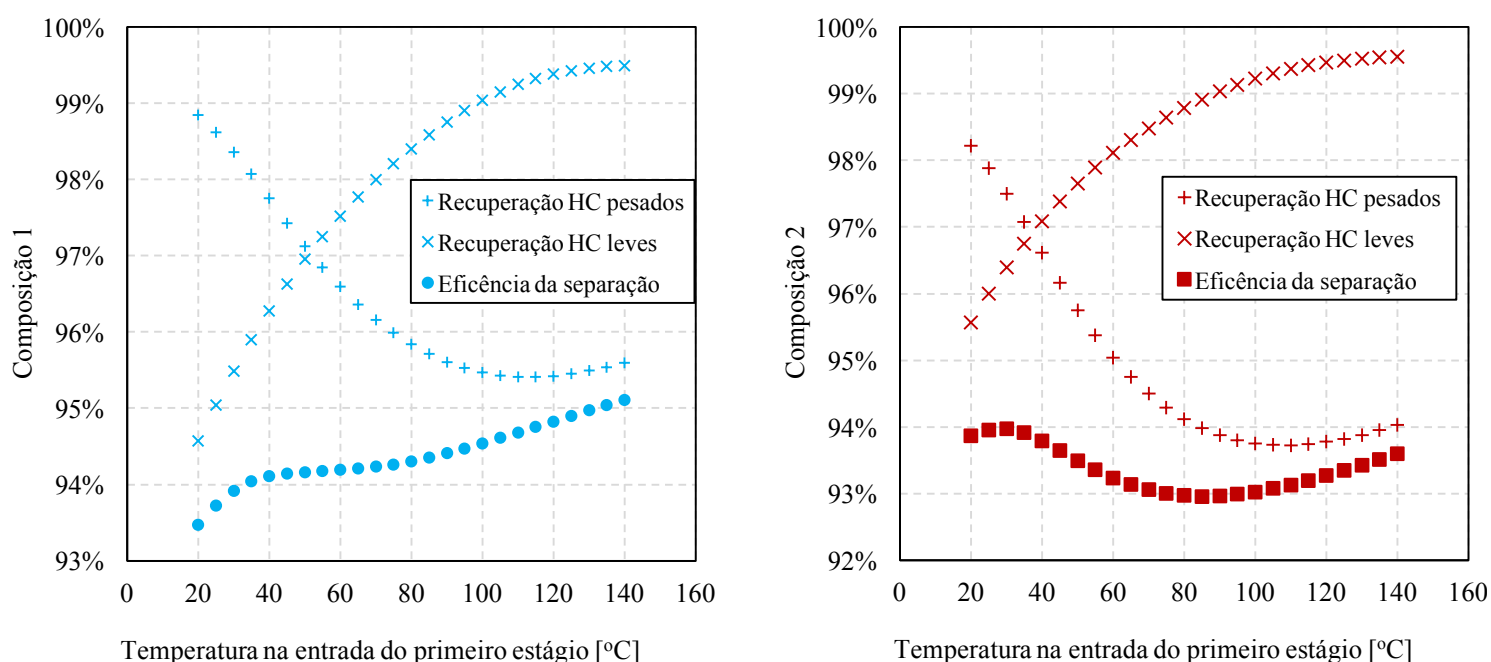


Figura 4.10 Recuperação de hidrocarbonetos pesados e leves e a eficiência da separação em função da temperatura de entrada no primeiro estágio de separação

Além da temperatura, outro fator que se mostrou importante foi o posicionamento do aquecedor. A Figura 4.11 apresenta a recuperação de hidrocarbonetos em função do posicionamento do aquecedor e sua temperatura para a composição 1. Verifica-se que quando o aquecedor foi posicionado em um estágio subsequente foi possível obter uma melhor eficiência global de separação, definida como o produto da recuperação de hidrocarbonetos leves com a recuperação de hidrocarbonetos pesados.

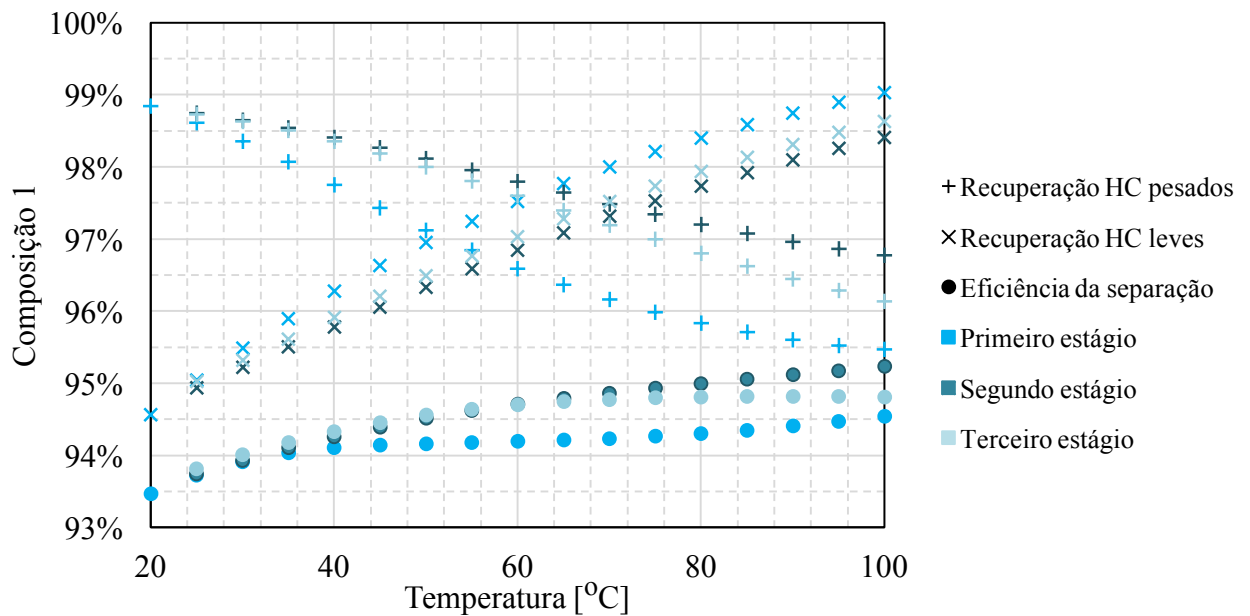


Figura 4.11 Desempenho da separação em função do posicionamento do aquecedor e de sua temperatura.

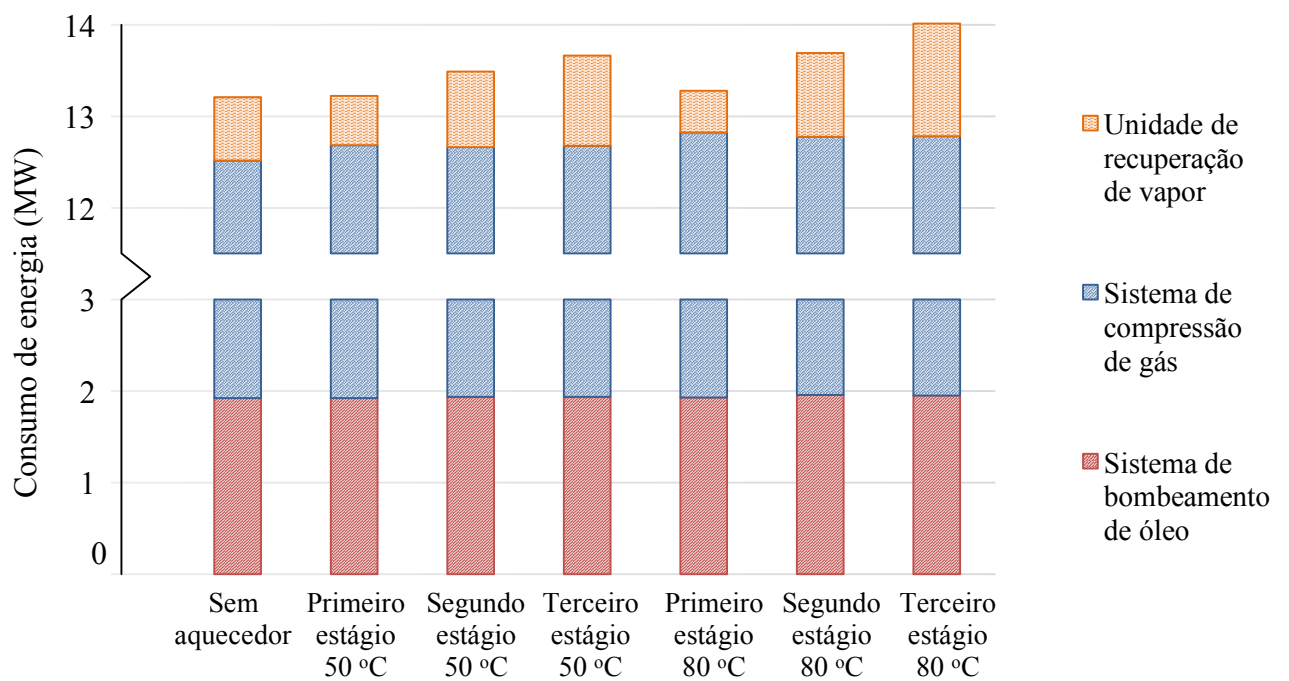


Figura 4.12 Consumo de energia elétrica em cada unidade para diferentes posicionamentos do aquecedor. Resultados obtidos para a composição 1.

O posicionamento do aquecedor também impacta tanto na quantidade de calor como de energia elétrica necessários na planta., como evidenciado pelas Figuras 4.12 e 4.13. Um aquecedor localizado logo no primeiro estágio diminui a demanda nos compressores da Unidade de Recuperação de Vapor já que uma maior parte dos gases é recuperada no primeiro estágio. Quando posicionado em estágios subsequentes, a potência necessária nos compressores aumenta já que uma parte maior dos gases é recupera em estágios posteriores.

Em contrapartida, a carga térmica necessária para elevar a uma dada temperatura diminui quando o aquecedor é colocado depois do primeiro estágio, uma vez que a água e o gás removidos no primeiro estágio não são mais aquecidos.

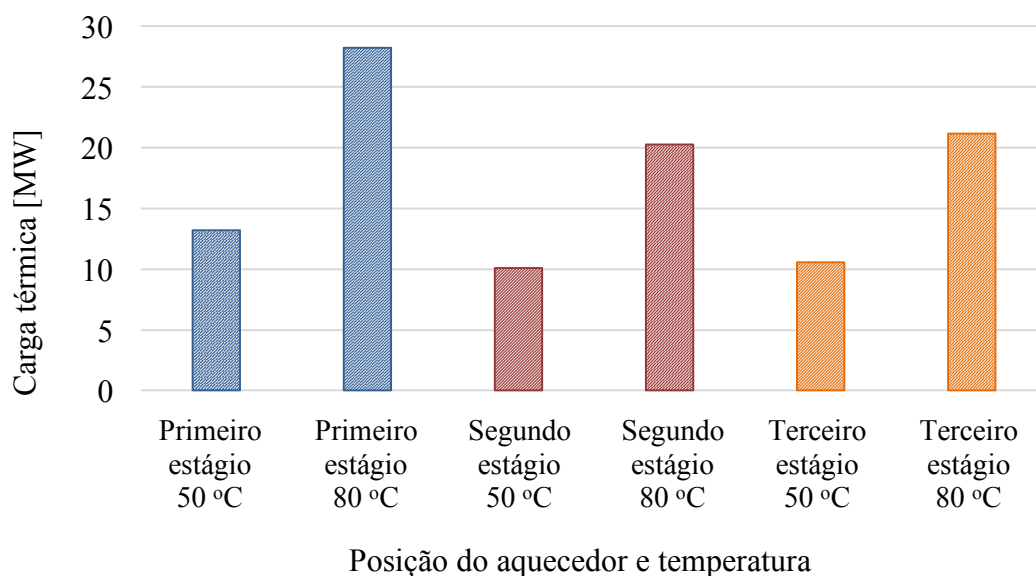


Figura 4.13 Carga térmica necessária em função do posicionamento do aquecedor.
Resultados obtidos para a composição 1

4.2. Otimização

Nesta parte do trabalho são apresentados os resultados obtidos com as rotinas de otimização com algoritmo genético. Foi escolhida como função objetivo a maximização da recuperação tanto de hidrocarbonetos pesados quanto leves, visando aumentar a eficiência de separação da planta.

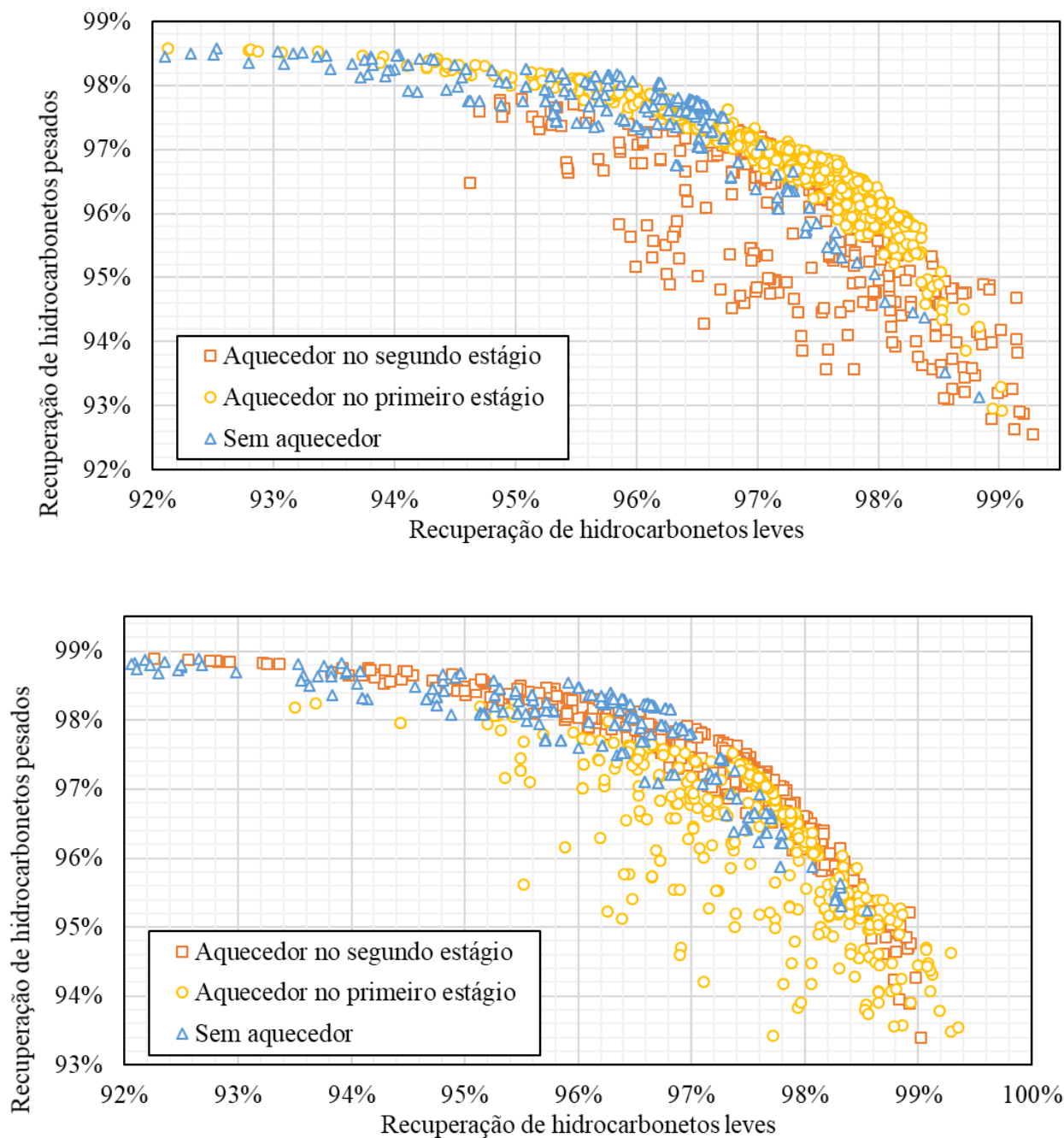


Figura 4.14 Resultados para otimização da separação para configuração com 2 estágios para a composição 3 (superior) e para a composição 4 (inferior)

Assim como na seção anterior, os resultados das simulações mostraram que a adição de aquecedores é essencial para uma melhor recuperação de hidrocarbonetos leves. Além disso, a configuração com 3 estágios de separação associado a um aquecedor no segundo ou terceiro estágio foi a que apresentou os melhores

resultados quanto a eficiência de separação, permitindo uma boa recuperação tanto de hidrocarbonetos leves quanto pesados. Quando utilizado uma combinação com 3 estágios e aquecedores foi observado uma expansão na fronteira de Pareto, como pode ser observado na Figura 4.16, permitindo melhores recuperações para o gás e para o óleo.

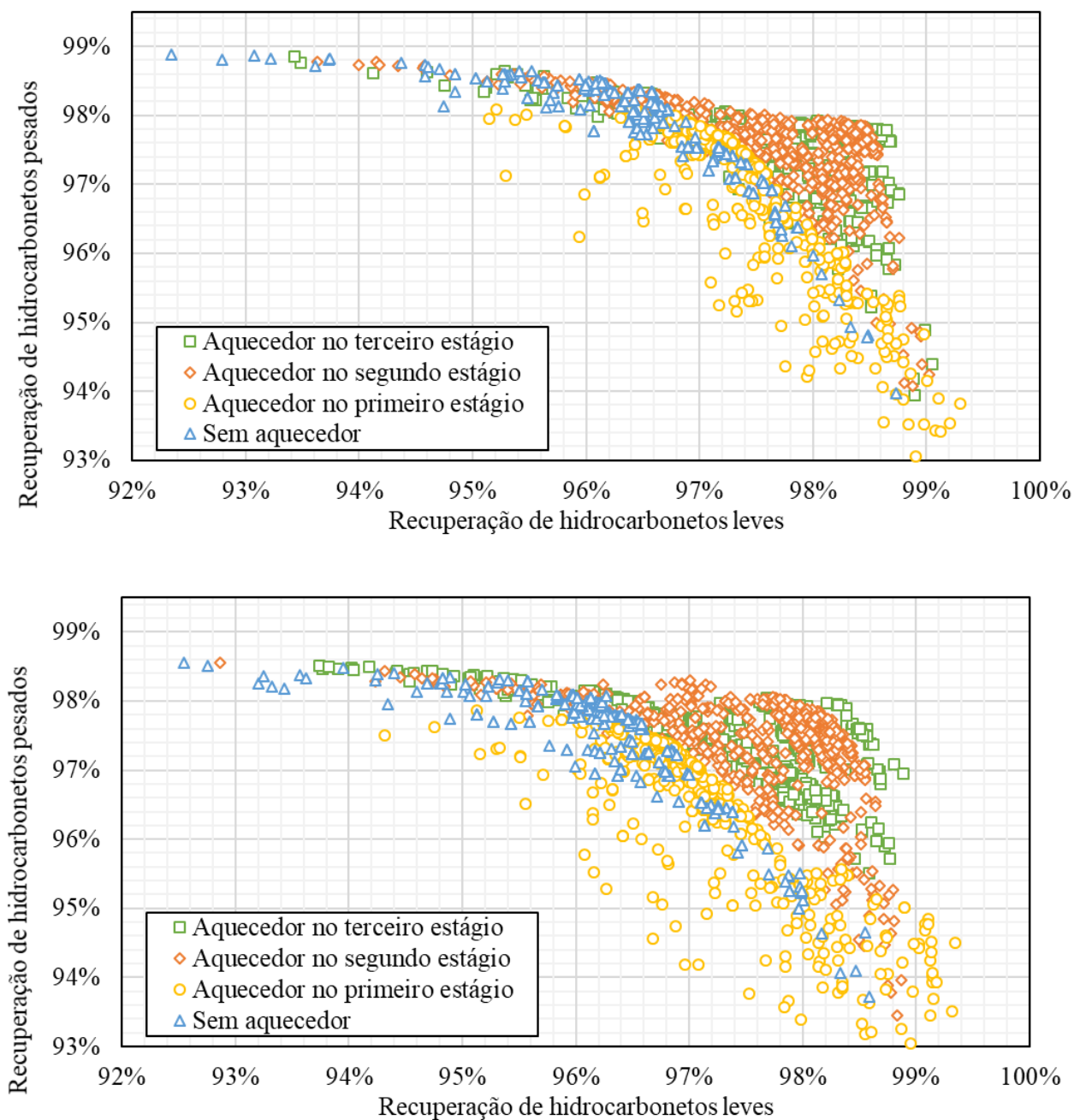


Figura 4.15 Resultados para otimização da separação para configuração com 3 estágios para a composição 3 (superior) e para a composição 4 (inferior)

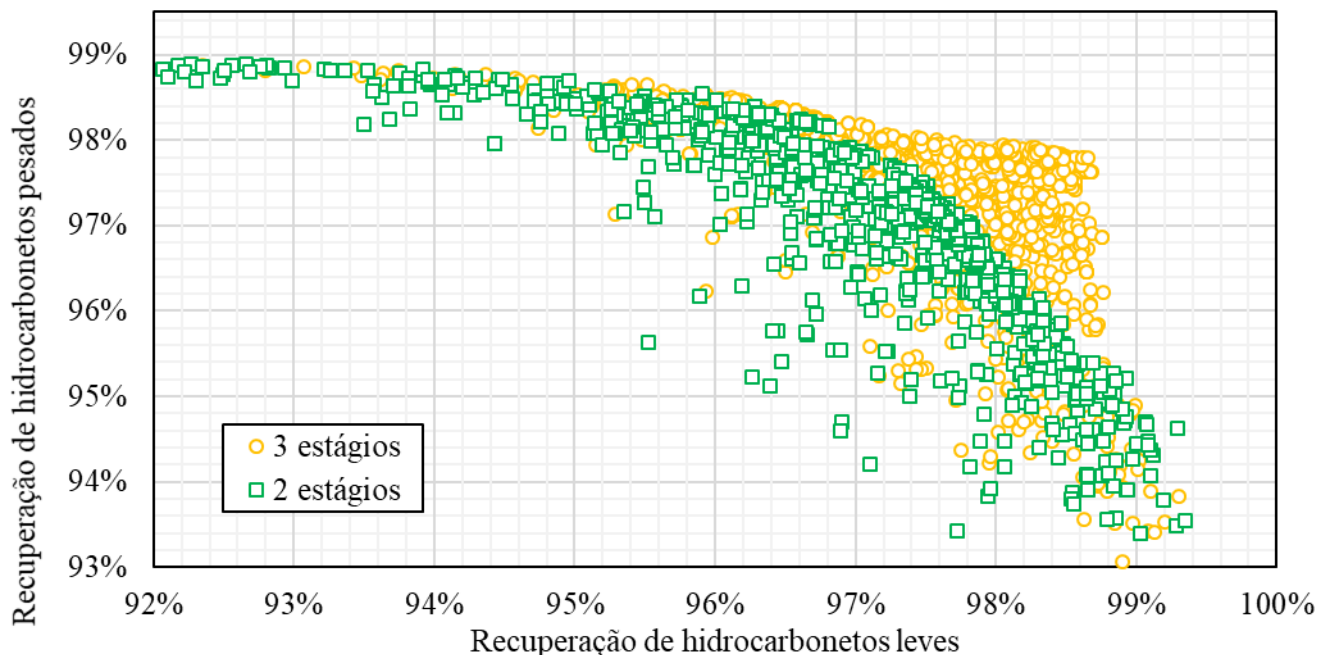


Figura 4.16 Comparação dos resultados das configurações com 2 e 3 estágios para a composição 3.

As Figuras 4.17, 4.18 e 4.19 apresentam a demanda por calor, energia elétrica e exergia para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3. Pode-se observar que os resultados da região ótima, que apresentam boa recuperação de óleo e gás, demonstram uma alta demanda por carga térmica, entretanto, quando comparado com os demais resultados, o consumo de energia elétrica e também de exergia não são dos mais elevados. Os resultados mostram uma tendência de aumento no consumo de calor, potência e exergia junto com a melhora da recuperação dos gases, estes dois últimos associados a uma maior quantidade de hidrocarbonetos intermediários circulando nos compressores. De maneira geral, para as condições de entrada utilizadas, uma maior recuperação de gases ficou associado a um maior consumo de exergia enquanto que uma melhor recuperação de óleo ficou associada a um consumo exergético menor.

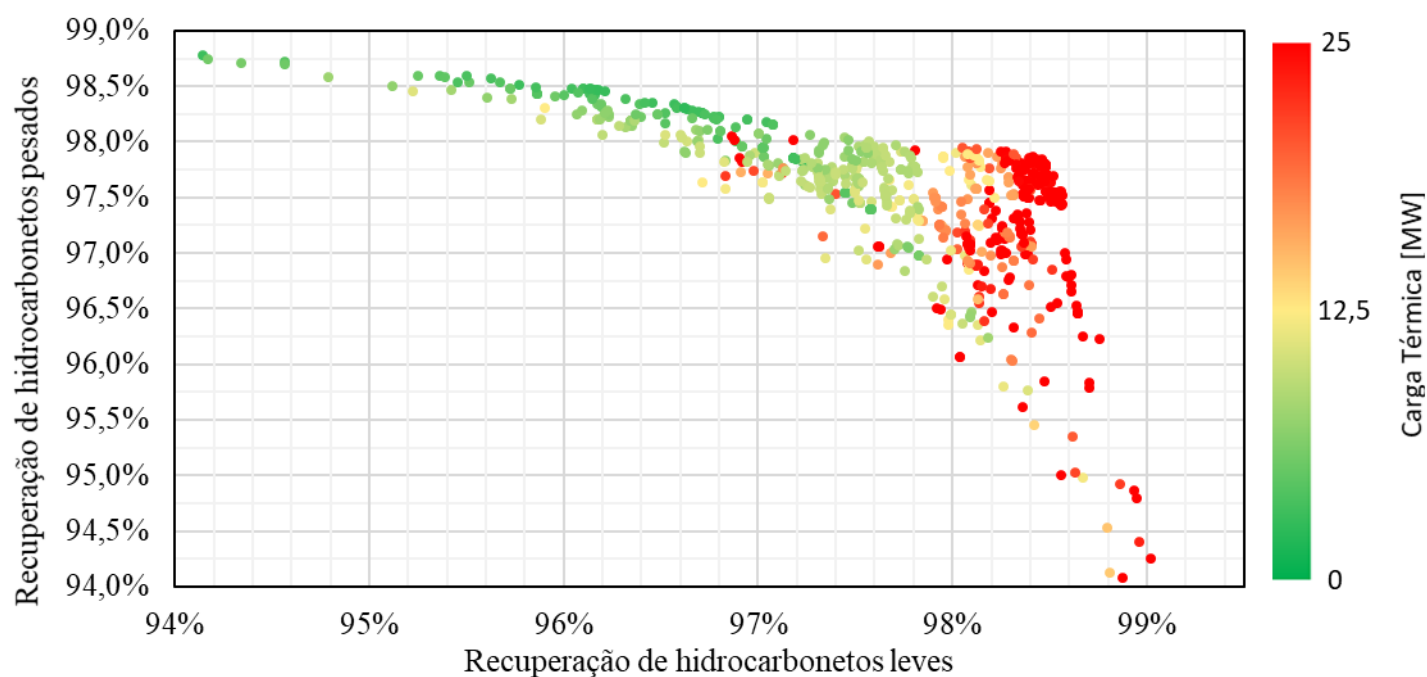


Figura 4.17 Comparação do consumo de carga térmica para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3

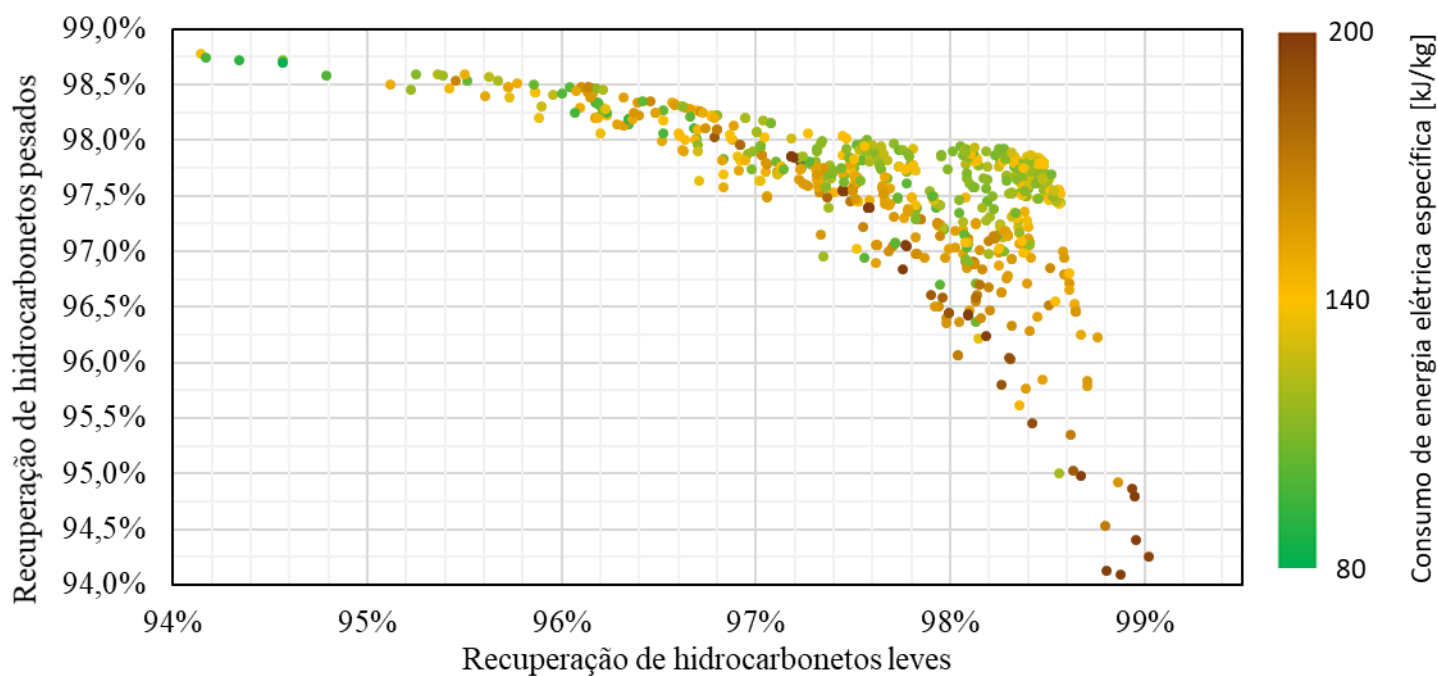


Figura 4.18 Comparação do consumo de energia elétrica para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3

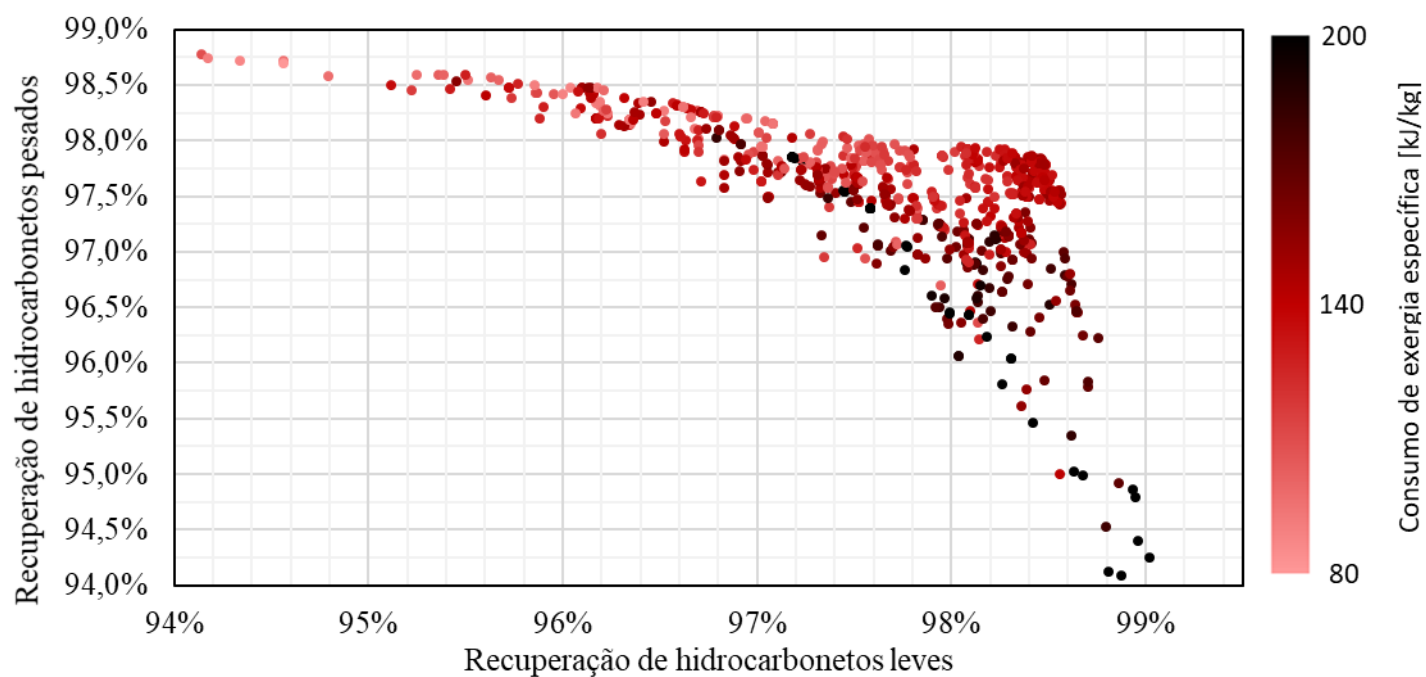


Figura 4.19 Comparação do consumo de exergia para o conjunto de resultados do caso com 3 estágios de separação e um aquecedor na entrada do segundo estágio para a composição 3

5. CONCLUSÃO

Neste trabalho foi estudado como as diferentes variáveis de projeto influenciam no desempenho de uma planta de processamento primário com características da região do pré-sal. Foi dado enfoque ao sistema de separação e aos sistemas diretamente associados a ele, sendo avaliado o desempenho do processo de separação e o consumo exergético necessário para diversas configurações.

Um modelo generalizado da planta foi desenvolvido com base na literatura técnica, assim como as diferentes composições utilizadas no estudo. Num primeiro momento foram realizadas análises paramétricas para avaliar como as diferentes variáveis de projeto (número de estágios, níveis de pressão e temperatura) impactam separadamente no desempenho geral da planta. Já numa segunda parte do trabalho foi desenvolvida uma rotina em algoritmo genético que buscou maximizar a eficiência da separação levando em conta todas as variáveis ao mesmo tempo.

Através das análises paramétricas e das rotinas de otimização foi observado que o incremento de estágios de separação e a adição de aquecedores na entrada destes estágios beneficiou a recuperação tanto do óleo quanto do gás. Uma boa recuperação destas duas fases se mostrou conflitante, de modo que a melhora da recuperação de hidrocarbonetos leves esteve associada a um piora na recuperação de hidrocarbonetos pesados e vice-versa. De modo geral, para as condições de entrada utilizadas, uma melhor recuperação de gases ficou associado a um maior consumo de exergia enquanto que uma melhor recuperação de óleo ficou associada a um consumo exergético menor. Além disso os resultados mostraram que a adição de estágios de separação e de aquecedores possibilita uma expansão da fronteira de Pareto, permitindo soluções mais eficientes.

LISTA DE REFERÊNCIAS

AGÊNCIA INTERNACIONAL DE ENERGIA. *World Energy Outlook 2017*, 2017
Disponível em: <<http://www.iea.org/weo2017/#section-1-4>>. Acessado em 16/11/2017.

ASPEN TECHNOLOGY. *Aspen Plus – Modeling Petroleum Processes*. Aspen Technology, Burlington, USA, 1999.

BOTHAMLEY, M. *Offshore Processing Options for Oil Platforms*. In *Proceedings of the SEP Annual Technical Conference and Exhibition*, Houston, USA, 2014.

CARRANZA, Y. S. *Exergy and Environmental Assessment of FPSO Offshore Platforms with CO₂ Capture and Storage*. Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, 2017.

FITA, A. *Multiobjective Programming with Continuous Genetic Algorithm*. International Journal of Scientific & Technology. 3(9): 135-149. 2014

KOTAS, T. J. *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Krieger Publishing, Malabar, USA, 1995.

KUNERT, R. et al. *Processamento Primário de Petróleo*. Universidade Petrobrás Escola de Ciências e Tecnologia E&P. Rio de Janeiro, 2007.

NGUYEN, T. V., OLIVEIRA JUNIOR, S. *Optimization of Preliminary Systems Designs for Offshore Oil and Gas Production*. CPOTE, 2016.

NGUYEN, T. V., *Modelling, Analysis and Optimization of Energy Systems on Offshore Platforms*. 2014. 376p. Technical University of Denmark, Dinamarca, 2014.

MANNING, F. S., THOMPSON, R. E., *Oilfield Processing of Petroleum: Natural Gas*, volume 1. PennWell Books, Tulsa, USA, 1991.

MANNING, F. S., THOMPSON, R. E., *Oilfield Processing of Petroleum: Crude oil*, volume 2. PennWell Books, Tulsa, USA, 1991.

OLIVEIRA JUNIOR, S., HOMBEECK, M. V. *Exergy Analysis of Petroleum Separation Processes in Offshore Platforms*. *Energy Conversion and Management*, 38(15-17): 1577–1584, 1997.

PENG, D.Y, ROBINSON, D.B. *A New Two-Constant Equation of State*. *Industrial & Engineering Chemistry Fundamentals*, 1976.

PETROBRAS. *FPSO Cidade de Ilhabela goes into operation in the Sapinhoá field, in the Santos Basin pre-salt cluster*, 2014. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/pt/nossas-atividades/areas-de-atuacao/exploracao-e-producao-de-petroleo-e-gas/pre-sal/>>. Acessado em 12/09/2017

PETROBRAS. *Produção no pré-sal bate novo recorde e ultrapassa a barreira de 500 mil barris de petróleo por dia*, 2014. Disponível em: <<http://www.petrobras.com.br/fatos-e-dados/mais-uma-conquista-no-pre-sal-500-mil-barris-por-dia.htm>>. Acessado em 12/09/2017

VOLDSUND, M., ERTESVÅG, I. S., HE, W., KJELSTRUP, S. *Exergy analysis of the oil and gas processing a real production day on a North Sea oil platform*. *Energy*, 55:716-27, 2013.

VOLDSUND, M., NGUYEN, T. V., ELMGAARD, B., ERTESVAG, I. S., ROSJORDE, A., JOSSANG, K., KJELSTRUP, S., *Exergy destruction and losses on four North Sea offshore platforms: A comparative study of the oil and gas processing plants*. *Energy*, 1-14, 2014.

ANEXO A – MODELOS DAS PLANTAS SIMULADAS

Foram analisadas três configurações diferentes nas simulações, com 2, 3 e 4 estágios de separação. As Figura B.1 e Figura B.2 apresentam os modelos de 2 e 4 estágios respectivamente. O modelo com 3 estágios é apresentado no capítulo 3, pela Figura 3.7.

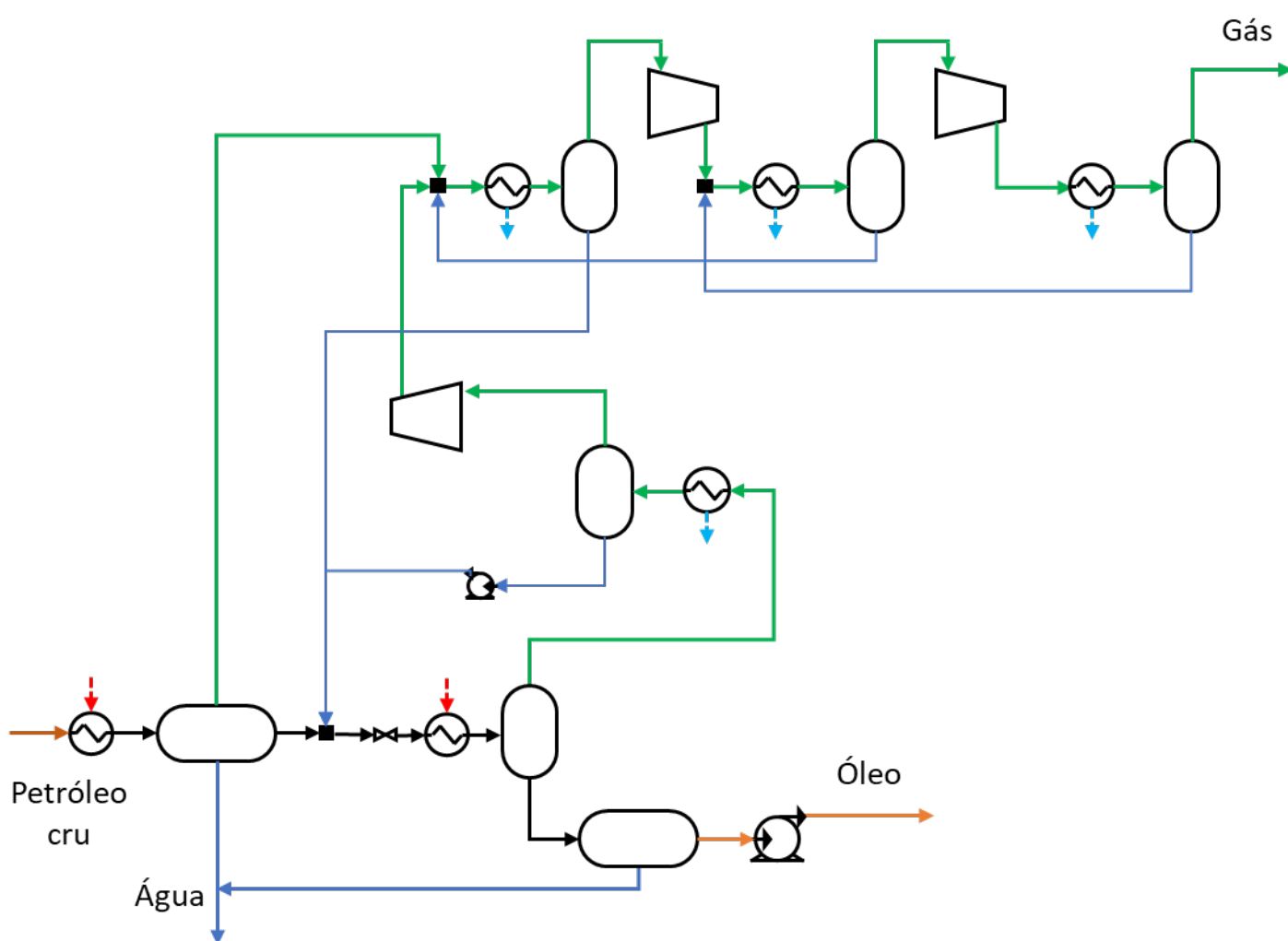


Figura B.1 Esquema do modelo utilizado nas simulações para o caso com dois estágios de separação.

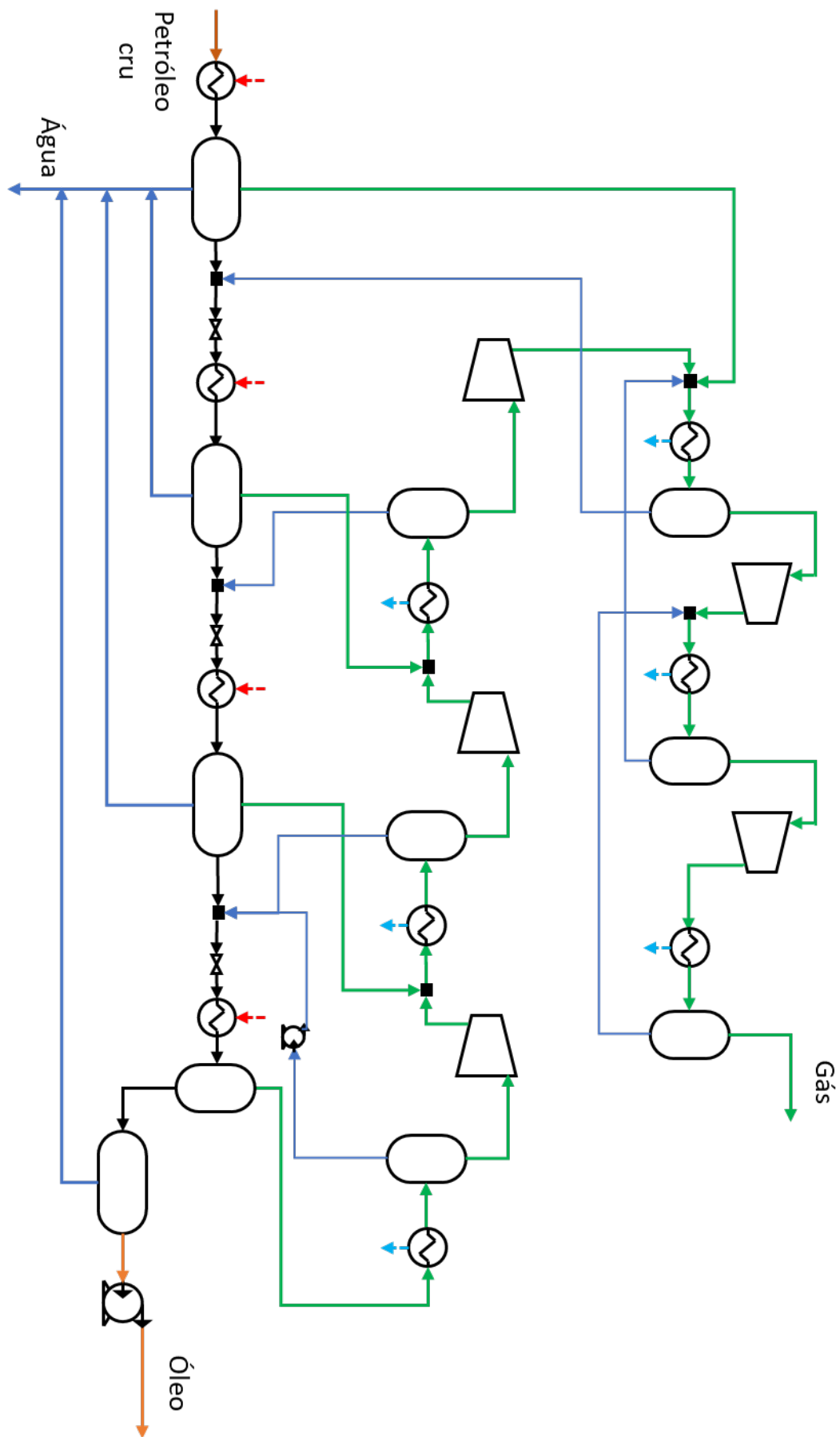


Figura B.2 Esquema do modelo utilizado nas simulações para o caso com quatro estágios de separação.