

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**TESE DE DOUTORADO**

Método de Análise Exergética no Processamento  
Primário de Petróleo

**Método de Análise Exergética no Processamento  
Primário de Petróleo**

Autor: **Túlio André Paiva**

Orientador: **Prof. Dr. Rogério José da Silva**

Co-Orientador: **Prof. Dr. Marcelo José Pirani**

Itajubá, Outubro de 2017.

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ**  
**INSTITUTO DE ENGENHARIA MECÂNICA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA MECÂNICA**

**Túlio André Paiva**

**Método de Análise Exergética no Processamento  
Primário de Petróleo**

**Tese submetida ao Programa de Pós-Graduação em  
Engenharia Mecânica como parte dos requisitos para obtenção  
do Título de Doutor em Engenharia Mecânica**

**Área de Concentração:** Térmica, Fluidos e Máquinas de Fluxos.

**Orientador:** Prof. Dr. Rogério José da Silva

**Co-Orientador:** Prof. Dr. Marcelo José Pirani

**Itajubá, Outubro de 2017.**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE ITAJUBÁ  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM  
ENGENHARIA MECÂNICA**

**Túlio André Paiva**

**Método de Análise Exergética no Processamento  
Primário de Petróleo**

**Banca Examinadora:**

Prof. Dr. Aldo Ramos Santos (UNISANTA)

Prof. Dr. Luciano Fernando dos Santos Rossi (UTFPR)

Prof. Dr. Genésio José Menon (UNIFEI)

Prof<sup>a</sup>. Dra. Maria Luiza Grillo Renó (UNIFEI)

Prof. Dr. Marcelo José Pirani (UNIFEI)

Prof. Dr. Rogério José da Silva (UNIFEI)

**Itajubá – MG**

**2017**

## **Dedicatória**

Dedico este trabalho aos meus Pais, Paulo Roberto Paiva e Terezinha das Graças Paiva, pelo apoio em todos os aspectos de minha vida, e a minha adorável Shirley Castro pelo constante incentivo.

## **Agradecimentos**

Primeiramente agradeço a Deus, por sua imensa bondade e misericórdia, sem o qual nada disto seria possível.

Ao professor Dr. Rogério José da Silva, que me acolheu, acreditou no meu potencial, orientou e promoveu as discussões e ensinamentos necessários para realização de meu trabalho.

Ao professor Dr. Marcelo José Pirani, que me apoiou e ajudou em todas as etapas de meu processo de Doutorado.

Ao meu pai, Paulo Roberto Paiva, que nos momentos fáceis e difíceis sempre teve palavras de incentivo e apoio às decisões que tomei em minha vida.

À minha mãe, Terezinha das Graças Paiva, que independente de tudo sempre me apoiou e torceu pelo meu sucesso.

À minha Shirley Mara Passos de Castro, que ao meu lado me mostrou que, mesmo em tempos difíceis, sempre podemos tirar algo de positivo da situação.

Aos colegas Diana Silva Siqueira, Josué de Almeida Meystre, Maicon Queiroz Hilário entre outros que contribuíram e ajudaram no período de trabalho.

E aos demais professores, funcionários e colegas do programa de pós-graduação em Engenharia Mecânica que direta ou indiretamente contribuíram para o cumprimento deste trabalho.

## Resumo

**PAIVA, T. A. (2017).** *Método de Análise Exergética no Processamento Primário do Petróleo*. Itajubá, 184 p. Tese (Doutorado em Conversão de Energia) - Instituto de Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Itajubá.

O presente trabalho visou o desenvolvimento um método de análise exergética para plantas de processamento primário de petróleo. A análise exergética se apresenta como uma ferramenta eficaz em relação aos conceitos de termodinâmica, econômicos, ambientais para os processos termodinâmicos reais. O diferencial apresentado por este tipo de análise está no tratamento em relação às formas tradicionais da análise energética comumente utilizada, onde foram consideradas as gerações de entropias, as irreversibilidades que estão associadas aos processos termodinâmicos como um todo nos casos reais. As ocorrências de irreversibilidades restringem a disponibilidade (energia) real de transformação da energia em um determinado processo onde em dois diferentes sistemas avaliados podem apresentar a mesma quantidade de energia interna, porém com diferentes graus de entropia, que estão diretamente ligados aos diferentes processos de transformações aos quais foram submetidos. A análise energética proposta neste trabalho considerou duas plantas de processamento primário de petróleo sendo avaliado o quanto as irreversibilidades associadas aos processos de separação das fases afetam o resultado final. Conclui-se que os comportamentos exergéticos das duas plantas foram semelhantes dadas às diferenças entre os petróleos produzidos, apontando o acréscimo de irreversibilidade associado ao aumento de água produzida nas duas plantas de processamento primário de petróleo. As análises energéticas realizadas neste trabalho e a demonstração da metodologia aplicada no estudo do processamento primário de petróleo trazem como contribuição na utilização da Segunda Lei da Termodinâmica a abordagem dos diferentes constituintes do petróleo, tipo de petróleos além da diferenciação dos componentes em líquidos e gasosos.

**Palavras-chave:** Exergia, Processamento Primário de Petróleo, Análise Exergética.

# Abstract

**PAIVA, T. A. (2017).** Method of Exergetic Analysis in Primary Oil Processing. Itajubá, 184 p. Thesis (Doctorate in Energy Conversion) - Institute of Mechanical Engineering, Federal University of Itajubá.

The follow academic research was aimed the development a method of energetic analysis to plants in primary process of oil. Once the energetic analysis show in like an effective tool in order to concepts of thermodynamic, economics, environmental for the real thermodynamics process. The differential showed by that type of analysis is on treatment as regards to traditional forms of energetic analysis commonly used, where were considered the generations of entropy, the irreversibility that are associated to thermodynamic process on the whole in the real cases. The cases of irreversibility limit the real availability (energy) of transformation of energy in a determinated process where in two different systems evaluated can show the same quantity of internal energy, however with different levels of entropy, that are straightly connected to different process of transformation which were submitted. The energetic analysis proposed in this academic research considered two plants of primary process of primary oil being evaluated how much the irreversibility associated to process of phase separation affect the final result. Concluding that the energetic behavior with two plants were similar given the differences between the produced oils, pointing at addition of irreversibility associated to increase water produced on the two plants of primary process of oil. The energetic analysis realized in this academic research and a demonstration of applied methodology on studies of primary process of oil brig as contribution on application of Second Law of Thermodynamic and approach of different composes of oil, types of oils besides of distinction of composes in liquids and gases.

**Keyword:** Exergy, Primary Oil Processing, Exergetic Analysis.

## Lista de Figuras

Figura (1): Esquema de uma instalação de processamento primário. Fonte: Adaptado de Brasil <i>et al.</i> (2014). .....	27
Figura (2): Árvore de natal ou Manifold de produção. Fonte: TB Petroleum (2017). .....	29
Figura (3): Arquitetura de um campo submarino. Fonte: Firdauzi (2017). .....	30
Figura (4): Sistema com separação bifásica. Fonte: Brasil <i>et al.</i> (2014). .....	35
Figura (5): Sistema com separação trifásica e tratamento de óleo. Fonte: Brasil <i>et al.</i> (2014). .....	35
Figura (6): Representação esquemática de um separador bifásico horizontal. Fonte: Thomas (2004). .....	37
Figura (7): Representação esquemática de um separador trifásico vertical. Fonte: Brasil <i>et al.</i> (2014). .....	38
Figura (8): Fluxograma esquemático de um tanque de lavagem. Fonte: Cunha (2007). .....	42
Figura (9): Representação do tratador eletrostático (vista frontal) e seus eletrodos. Fonte: PETROBRAS (2007). .....	43
Figura (10): Queimador do tipo Flare. Fonte: Firdauzi (2017) .....	47
Figura (11): Sistema simples de tratamento de água oleosa. Fonte: Brasil <i>et al.</i> , (2014). .....	49
Figura (12): Desenho esquemático de uma unidade do tipo FPSO. Fonte: Adaptado de Firdauzi (2017). .....	50
Figura (13): Flotador de gás dissolvido. Fonte: Brasil <i>et al.</i> , (2014). .....	51
Figura (14): <i>Liner</i> de um hidrociclone e esquema de funcionamento. Fonte: PETROBRAS (2007). .....	52
Figura (15): Diagrama esquemático do processamento primário no poço 9-BD-8HP-RJS. Fonte: PETROBRAS (2007). .....	69
Figura (16): Diagrama esquemático do processamento primário do petróleo e gases. Fonte: PETROBRAS (2007). .....	71
Figura (17): Fluxograma simplificado do processo de separação e tratamento do óleo, água e gás da unidade <i>offshore</i> Membro de Siri. ....	74
Figura (18): Fluxos exergéticos da planta de processamento primário de Siri. ....	102
Figura (19): Irreversibilidades geradas no separador trifásico em função da quantidade de água - Planta Siri. ....	106
Figura (20): Diagrama esquemático simplificado do processamento primário do petróleo e gases – Planta Jubarte. Fonte: Adaptado de PETROBRAS (2004). .....	108
Figura (21): Fluxograma simplificado do processo de separação e tratamento do óleo, água e gás da unidade Jubarte. ....	110



Figura (22): Fluxos exergéticos da planta de processamento primário de Jubarte.....	113
Figura (23): Irreversibilidades geradas no separador trifásico em função da quantidade de água - Planta Jubarte. ....	116
Figura (24): Representação dos fluxos de entrada e saída no primeiro pré-aquecedor. ....	127
Figura (25): Representação dos fluxos de entrada e saída no segundo pré-aquecedor. ....	130
Figura (26): Representação dos fluxos de entrada e saída no aquecedor a vapor. ....	132
Figura (27): Representação dos fluxos de entrada e saída no separador trifásico. ....	134
Figura (28): Representação dos fluxos de entrada e saída no tratador eletrostático.....	136
Figura (29): Representação dos fluxos de entrada e saída no hidrociclone.....	139
Figura (30): Representação dos fluxos de entrada e saída do flotador. ....	141
Figura (31): Tanque de carga.....	142
Figura (32): Curva de produção de água e óleo na planta de processamento de Siri. ....	147
Figura (33): Curva de produção de água e óleo na planta de processamento de Jubarte- Fase 1 Completa. ....	151
Figura (34): Curva de produção de água e óleo na planta de processamento de Jubarte- Fase 1 - Parcial. ....	153

## Lista de Tabelas

Tabela (1): Classificação dos petróleos. Fonte: Meyer & Athanasi, (2003).....	33
Tabela (2): Condições operacionais dos principais equipamentos utilizados para o caso analisado.	73
Tabela (3): Dados operacionais para o Fluxo 01. ....	75
Tabela (4): Composição do óleo no poço 9-BD-18HP-RJS. ....	78
Tabela (5): Fração molar sem água dos componentes presentes na mistura oleosa. ....	79
Tabela (6): Volume específico, massa molar e volume específico molar dos elementos na mistura oleosa.....	80
Tabela (7): Quantidade molar de cada uma das substâncias presentes na mistura oleosa.....	81
Tabela (8): Vazão molar de cada um dos componentes presentes na mistura oleosa.....	83
Tabela (9): Vazão mássica de todos os 25 elementos presentes na mistura oleosa. ....	84
Tabela (10): Componentes no estado gasoso após separador trifásico. ....	86
Tabela (11): Componentes (hidrocarbonetos) no estado líquido da mistura oleosa. ....	86
Tabela (12): Constantes para calcular os calores específicos dos elementos da mistura.....	87
Tabela (13): Variações de entalpia e entropia dos componente da mistura oleosa.....	89
Tabela (14): Exergia física dos dez componentes gasosos da mistura oleosa no Fluxo 01. ....	90
Tabela (15): Exergia física dos 15 componentes líquidos da mistura oleosa no Fluxo 01. ....	91
Tabela (16): Exergia química padrão dos componentes da mistura oleosa. ....	92
Tabela (17): Relações atômicas para os seis componentes presentes na mistura oleosa. ....	93
Tabela (18): Poder calorífico inferior para os seis componentes presentes na mistura oleosa. ....	94
Tabela (19): Exergia química padrão para os seis componentes presentes na mistura oleosa. ....	94
Tabela (20): Comparação das exergias químicas calculadas em relação com as referências. ....	95
Tabela (21): Exergias totais calculadas para todos os fluxos da planta de processamento. ....	96
Tabela (22): Irreversibilidade e Eficiência exergética dos equipamentos da planta de Siri. ....	97
Tabela (23): Exergias dos fluxos que compõe a planta de processamento primário de Siri.....	99
Tabela (24): Transferência de exergia nos trocadores de calor - Siri. ....	100
Tabela (25): Irreversibilidade e Eficiência exergética dos equipamentos da planta de Siri. ....	101
Tabela (26): Variação de exergia devida aos fluxos. ....	103
Tabela (27): Curva de Irreversibilidade em função da quantidade de água produzida do poço - Siri. ....	105
Tabela (28): Exergias dos fluxos que compõe a planta de processamento primário de Jubarte.....	111

Tabela (29): Transferência de exergia nos trocadores de calor - Jubarte.....	111
Tabela (30): Irreversibilidade e Eficiência exergética dos equipamentos da planta de Jubarte.....	112
Tabela (31): Curva de irreversibilidade em função da quantidade de água produzida - Jubarte.....	115
Tabela (32): Comparação dos Resultados.....	117
Tabela (33): Resultados obtidos para o pré-aquecedor à água.....	128
Tabela (34): Resultados obtidos para o pré-aquecedor a óleo. ....	130
Tabela (35): Resultados obtidos para o aquecedor a vapor. ....	133
Tabela (36): Resultados obtidos para o separador trifásico. ....	135
Tabela (37): Resultados obtidos para o tratador eletrostático.....	137
Tabela (38): Resultados obtidos para o hidrociclone.....	139
Tabela (39): Resultados obtidos para o flotador. ....	141
Tabela (40): Resultados para o tanque de carga. ....	143
Tabela (41): Indicador de Produção Planta Siri – Curva de Produção. ....	146
Tabela (42): Irreversibilidade e Eficiência Exergética no separador em função da curva de produção (Siri).....	147
Tabela (43): Composição do óleo no poço – Fase 1 – Jubarte. ....	149
Tabela (44): Indicador de Produção Planta de Jubarte – Fase 1 Completa.....	150
Tabela (45): Indicador de Produção Planta de Jubarte – Fase 1 Parcial. ....	152
Tabela (46): Irreversibilidade e Eficiência Exergética no separador trifásico em função da curva de produção (Jubarte). ....	154
Tabela (47): Pressão e temperatura para os equipamentos de Siri.....	155
Tabela (48): Comparação dos valores calculados com a referência, em [kJ/kmol].....	156
Tabela (49): Exergia química padrão para todos os compostos presentes no fluxo. ....	156
Tabela (50): Variação de entalpia e entropia de cada substância. ....	157
Tabela (51): Capacidade de processamento do óleo.....	158
Tabela (52): Volume específico de cada componente presente no fluxo.....	158
Tabela (53): Fração em massa e massa total dos componentes do fluxo de entrada (1). ....	159
Tabela (54): Massa total de óleo, água e do Fluxo 01. ....	160
Tabela (55): Capacidade de processamento em (kg/s) da água e óleo.....	160
Tabela (56): Fluxo de entrada em kmol/s e fração molar dos respectivos componentes.....	161
Tabela (57): Valores para o cálculo da exergia química do Fluxo 01. ....	162
Tabela (58): Exergia Química do Fluxo 01. ....	162
Tabela (59): Valores para o cálculo da exergia final do Fluxo 01.....	163
Tabela (60): Exergia total do Fluxo 01 em MW.....	163
Tabela (61): Exergia química do Fluxo 02. ....	164
Tabela (62): Valores para calcular a exergia física do Fluxo 02.....	164

Tabela (63): Exergia Física do Fluxo 02 em MW. ....	165
Tabela (64): Variações de Entalpia e Entropia para cálculo da exergia física do Fluxo 03. ....	165
Tabela (65): Exergia Física do Fluxo 03 em MW. ....	166
Tabela (66): Valores para cálculo da exergia final do Fluxo 04. ....	166
Tabela (67): Exergia Física do Fluxo 04 em MW. ....	167
Tabela (68): Dados sobre o Fluxo de gás (5). ....	168
Tabela (69): Frações molares dos componentes no fluxo de gás. ....	169
Tabela (70): Valores necessários para calcular a exergia química do Fluxo 05. ....	169
Tabela (71): Exergia química do Fluxo de Gás. ....	169
Tabela (72): Valores para o cálculo da exergia física do fluxo de gás (5). ....	170
Tabela (73): Exergia Física do Fluxo de Gás (5) em MW. ....	170
Tabela (74): Fluxo em kmol/s e em kg/s do óleo. ....	170
Tabela (75): Valores necessários para cálculo da exergia química do Fluxo 06. ....	171
Tabela (76): Exergia química do Fluxo de Óleo. ....	171
Tabela (77): Valores utilizados para calcular a exergia física do Fluxo de óleo (6). ....	172
Tabela (78): Exergia física do Fluxo de Óleo em MW. ....	172
Tabela (79): Massa de óleo no Fluxo de água em kg. ....	172
Tabela (80): Fluxo em kmol/s e em kg/s do fluxo de água. ....	173
Tabela (81): Frações molares e valores para cálculo da exergia química do Fluxo 07. ....	174
Tabela (82): Exergia química do Fluxo de água (7). ....	174
Tabela (83): Valores utilizados para calcular a exergia física do Fluxo de água (7). ....	175
Tabela (84): Exergia física do Fluxo de Água em MW. ....	175
Tabela (85): Fluxo em kmol/s e em kg/s do fluxo de água de produção ....	176
Tabela (86): Valores necessários para o cálculo da exergia química do Fluxo 08 de água. ....	176
Tabela (87): Exergia química do Fluxo 08 de água. ....	177
Tabela (88): Valores utilizados para calcular a exergia física do Fluxo 08 de água. ....	177
Tabela (89): Exergia Física (Total) do Fluxo 08 de água em MW. ....	177
Tabela (90): Exergias de entrada e saída de cada pré-aquecedor em kW. ....	178
Tabela (91): Exergia variada no primeiro pré-aquecedor pelo Fluxo 09 ....	179
Tabela (92): Exergia Total do Fluxo 09 de água em MW ....	179
Tabela (93): Frações molares e valores necessários para cálculo da exergia química ....	180
Tabela (94): Exergia química do Fluxo de óleo (10) ....	180
Tabela (95): Valores necessários para cálculo da exergia física. ....	180
Tabela (96): Exergia física do Fluxo 10 de óleo em MW. ....	181
Tabela (97): Exergia Transferida no Fluxo 10 no segundo pré-aquecedor. ....	181

Tabela (98): Exergia Física do Fluxo de óleo (11), em MW. ....	181
Tabela (99): Temperatura de saída dos Fluxos (9) e Fluxos (11). ....	182
Tabela (100): Frações molares e valores necessários para cálculo da exergia química.....	183
Tabela (101): Exergia química do Fluxo de óleo (12).....	183
Tabela (102): Valores necessários para cálculo da exergia física.....	184
Tabela (103): Exergia física do Fluxo 12 de óleo em MW.....	184

## Lista de Abreviaturas, Siglas e Simbologia.

(CCS)	Sistemas de captura de CO <sub>2</sub> ;
% <sub>água</sub>	Porcentagem total da água na mistura oleosa;
% <sub>óleo</sub>	Porcentagem total do óleo na mistura oleosa;
$\bar{n}_{CR}$	Massa molar dos componentes da mistura oleosa;
$\bar{P}_{CR,i}$	Peso molar dos componentes da mistura oleosa;
$\bar{P}_{T,água}$	Peso molar total da água;
$\bar{P}_{T,óleo}$	Peso molar total da mistura oleosa exceto a água;
$\bar{P}_{Total}$	Peso molar total da mistura oleosa;
$\dot{Q}_{M_{CR,i}}$	Vazão molar dos componentes da mistura oleosa;
$\dot{Q}_{água}$	Vazão mássica total da água;
$\dot{Q}_{M_{H_2O}}$	Vazão molar total da água;
$\dot{Q}_{M,óleo}$	Vazão molar total da mistura oleosa exceto a água;
$\dot{Q}_{M_{Total_01}}$	Vazão molar total da mistura oleosa do Fluxo 01;
$\dot{Q}_{óleo}$	Vazão mássica da mistura oleosa sem a presença da água;
$\dot{Q}_{Total_01}$	Vazão mássica total da mistura oleosa;
$\dot{V}_{óleo}$	Vazão volumétrica da mistura oleosa sem a presença da água;
$B^{CH}$	Exergia Química;
$b_i^o$	Exergia química padrão da substância;
$B^K$	Exergia cinética;
$B^M$	Exergia Mecânica associada à pressão do sistema;
$B^P$	Exergia Potencial;
$B^{PH}$	Exergia física;
$B^T$	Exergia térmica associada à temperatura do sistema;
$c_p$	Calor Específico à pressão constante;
$d_{Rel,água}$	Densidade relativa da água;

$d_{\text{Rel}_\text{óleo}}$	Densidade relativa da mistura oleosa sem a presença da água;
$h_o$	Entalpia específica do ambiente de referência;
$\dot{m}$	Vazão Mássica;
$n_i$	Massa molar;
$P_o$	Pressão de referência;
$s_o$	Entropia específica do ambiente de referência;
$T_o$	Temperatura do Ambiente de Referência;
$U_o$	Energia Interna de Referência;
$u_o$	Energia interna específica de referência;
$x_i$	Fração molar da substância;
$Y_{\text{CR}_i}$	Fração mássica total ou real da mistura
$Y_{\text{CR}}$	Fração molar dos componentes sem a presença da água;
$\vartheta_{\text{CR}}$	Volume específico dos componentes da mistura oleosa;
$\vartheta_o$	Volume específico de referência;
$\mu_i$	Potencial Químico Inicial;
A/O	Emulsão do tipo água em óleo;
AP	Água Produzida;
B	Exergia Total;
Bpd	Barris de petróleo dia;
BSW	<i>Basic Sediments and Water</i> ;
Capac_Prod	Capacidade de produção diária de óleo;
CR	Percentual ou composição molar dos componentes da mistura oleosa;
FPSO	<i>Floating Production Storage and Offloading</i> ;
g	Aceleração da Gravidade;
h	Entalpia específica;
m	Massa;
MEA	Monoetanolamina;
O/A	Emulsão do tipo óleo em água;
PPP	processamento primário do petróleo;
$R = 8,314 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}\cdot\text{K}} \right)$	Constante Universal dos Gases Perfeitos;
s	Entropia específica;
T	Temperatura;
TLD	Testes de longa duração;
TOG	Teor de óleo e graxas;

u	Energia interna específica;
U	Energia Interna;
UPE	Unidade Estacionária de Produção;
V	Velocidade relativa do sistema em relação a um sistema de referência estático no meio ambiente;
z	Diferença de cotas ou elevação do sistema relativa a um nível de referência no ambiente;
$\vartheta$	Volume específico;
$\rho_{\text{água}}$	Massa específica da água;
$\rho_{\text{óleo}}$	Massa específica da mistura oleosa sem a presença da água;



# Sumário

Capítulo 1 .....	20
1. INTRODUÇÃO.....	20
1.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS.....	20
1.2. OBJETIVOS .....	21
1.3. JUSTIFICATIVA.....	22
1.4. LIMITAÇÕES.....	24
1.5. DELINEAMENTO DO PRESENTE TRABALHO .....	24
Capítulo 2.....	26
2. PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO .....	26
2.1. INTRODUÇÃO .....	26
2.2. SISTEMAS DE SEPARAÇÃO DE FASES.....	33
2.3. SEPARAÇÃO DE LÍQUIDOS E GASES .....	36
2.4. SEPARAÇÃO E TRATAMENTO DO ÓLEO .....	41
2.5. SEPARAÇÃO E TRATAMENTO DOS GASES.....	45
2.5.1. Etapa de Remoção dos Gases Ácidos .....	45
2.5.2. Etapa de Desidratação.....	46
2.6. SEPARAÇÃO E TRATAMENTO DA ÁGUA .....	48
Capítulo 3.....	55
3. EXERGIA.....	55
3.1. INTRODUÇÃO .....	55
3.2. COMPONENTES DA EXERGIA.....	55
3.3. EXERGIA NA INDÚSTRIA DE PETRÓLEO .....	62
Capítulo 4.....	67
4. ANÁLISES EXERGÉTICAS DOS PRINCIPAIS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO.....	67
4.1. INTRODUÇÃO .....	67
4.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO ANALISADO.....	67
4.3. PROCEDIMENTOS DE CÁLCULOS.....	75

4.4. MÉTODO DE CÁLCULO DAS EXERGIAS.....	85
Capítulo 5.....	98
5. ESTUDOS DE CASOS E ANÁLISES.....	98
5.1. CASO 1: INSTALAÇÃO DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DO RESERVATÓRIO MEMBRO SIRI.....	98
5.2. CASO 2: INSTALAÇÃO DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DO RESERVATÓRIO JUBARTE .....	106
5.3. ANÁLISE COMPARATIVA DOS RESULTADOS.....	117
Capítulo 6.....	119
6. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES .....	119
6.1. CONCLUSÕES.....	119
6.2. SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS.....	120
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS .....	122
APÊNDICE A.....	127
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O PRÉ-AQUECEDOR À ÁGUA .....	127
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O PRÉ-AQUECEDOR A ÓLEO .....	129
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O AQUECEDOR A VAPOR.....	132
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O SEPARADOR TRIFÁSICO .....	134
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O TRATADOR ELETROSTÁTICO .....	136
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O HIDROCICLONE.....	138
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O FLOTADOR .....	140
MÉTODO DE CÁLCULO PARA O TANQUE DE CARGA.....	142
APÊNDICE B.....	145
EFEITOS DA CURVA DE PRODUÇÃO NAS EXERGIAS DO SEPARADOR TRIFÁSICO .....	145
a) Instalação de Processamento Primário Reservatório de Membro Siri.....	145
b) Instalação de Processamento Primário Reservatório de Jubarte.....	148
APÊNDICE C.....	155
CÁLCULOS E RESULTADOS DOS FLUXOS .....	155
a) Fluxo 01 – Entrada do 1º Pré-Aquecedor.....	159
b) Fluxo 02 - Entrada do 2º Pré-aquecedor.....	163
c) Fluxo 03 - Entrada do Aquecedor de Vapor .....	165
d) Fluxo 04 - Entrada do Separador Trifásico .....	166
e) Fluxo 05 – Fluxo de Gás na Saída do Separador.....	168
f) Fluxo 06 – Fluxo de Óleo na Saída do Separador.....	170

g)	Fluxo 07 – Fluxo de Água na Saída do Separador.....	172
h)	Fluxo 08 – Fluxo de Água na Saída do Hidrociclone.....	175
i)	Fluxo 09 – Fluxo de Água na Saída do Pré-Aquecedor.....	178
j)	Fluxo 10 – Fluxo de Óleo na Saída do Tratador .....	179
k)	Fluxo 11 – Fluxo de Óleo na Saída do Pré-Aquecedor.....	181
l)	Fluxo 12 – Fluxo de Água na Saída do Tratador .....	182

# Capítulo 1

## INTRODUÇÃO

### 1.1. CONSIDERAÇÕES INICIAIS

Os hidrocarbonetos presentes em misturas oleosas provenientes de poços produtores de petróleo apresentam grande variedade de constituintes, elevada exergia química associada a cada um destes elementos, além de variações significativas nas condições de operação tais como quantidade de água produzida, pressão e temperatura, por exemplo. Fatores estes que afetam diretamente os fluxos de energia, exergéticos e o rendimento termodinâmico no processamento primário do petróleo. Este trabalho considera a análise deste processo de produção de petróleo, considerando os fluxos exergéticos nos processos de separação das fases óleo, água e gás.

Dada à complexidade de uma unidade de processamento primário de petróleo, a grande variedade de elementos presentes na mistura oleosa além de processos que envolvem separação das fases água, gás e óleo, variações de temperatura e pressão, a metodologia requer uma abordagem mais elaborada para a análise da exergia química e física associadas a todos os fluxos deste processamento.

Apenas uma análise de eficiência energética baseada na primeira lei da termodinâmica não é suficiente para a avaliação do processamento primário de petróleo. Uma vez que a relação entre a quantidade de energia utilizada para o processo de separação das

fases leva em consideração apenas a quantidade de energia inicial e final do processo. Não fazendo distinção das qualidades e processos de transformação da energia envolvida.

Com o conceito de exergia, o cálculo da eficiência leva em conta as condições termodinâmicas do ambiente externo à unidade em que se realiza o processo global ou ao componente em que se efetua um processo específico. A capacidade de transformação de uma determinada quantidade de energia é medida em relação ao ambiente de referência e é referida a cada uma de suas formas, sendo essa capacidade de transformação denominada de exergia.

Com auxílio da análise exergética, que considera a qualidade da energia e a forma pela qual ocorre a variação de energia, será feita uma análise do processamento primário de petróleo, nos processos de separação das fases, quantificando os valores de exergia envolvidos em cada uma das etapas do processo. Com os valores de exergia que levam em consideração as variações das propriedades termodinâmicas tais como pressão e temperatura e variações da composição química de cada um dos fluxos do sistema será possível avaliar quantitativamente e qualitativamente o processo ponto a ponto em todo o sistema. Com os valores de exergia final de todas as etapas do processamento primário podem-se fazer comparações dos estados iniciais e finais de todas as etapas fornecendo base para a análise exergética aqui proposta.

A análise exergética visa identificar os processos de transformações físicas e químicas simultaneamente, identificando a contribuição das parcelas de exergia para cada um dos fluxos e por fim apresentar indicadores de melhoria no processo visando exclusivamente a exergia associada ao petróleo e ao gás produzidos.

Ficando evidente que essa abordagem proposta pelo método de análise exergética analisa não somente o processo de separação de petróleo como um todo, mas também cada um dos seus componentes constituintes, diferentes tipos de petróleo, proporções de óleo e água bem como componentes líquidos e gasosos, justificando a viabilidade do processamento e contribuição à problemática da produção de petróleo ao longo dos anos.

## **1.2. OBJETIVOS**

O objetivo principal desta tese de doutorado foi apresentar uma análise termodinâmica, baseada na Segunda Lei da Termodinâmica, em processamentos primários de

petróleos para duas plantas brasileiras a fim de demonstrar o comportamento e o desempenho termodinâmico e exergético nos processos de separação das fases do petróleo. Este método de análise considera e analisa a maioria dos componentes presentes na mistura oleosa, desde a parcela de água até as parcelas de hidrocarbonetos gasosos e líquidos, permitindo avaliar exergeticamente cada um dos componentes presentes no petróleo. Desta forma com os dados e resultados obtidos a partir deste método, é possível avaliar o rendimento exergético de cada uma das etapas e equipamentos utilizados no processo de separação das fases tendo como base cada componente constituinte e considerando suas combinações e somatórios na mistura oleosa total. Por fim permitir apontar e indicar os pontos e etapas onde ocorrem as maiores irreversibilidades no processo em análise.

Como objetivos específicos têm-se:

- Realizar uma revisão bibliográfica a fim de apresentar conhecimentos a respeito de processamento primário de petróleo e suas etapas de separação;
- Realizar o estudo exergético para duas instalações de processamento primário de petróleo;
- Verificar as etapas e equipamentos que apresentam as maiores eficiências e os melhores desempenhos no processo de separação das fases;
- Verificar os níveis de exergia associados ao petróleo residual na água de descarte e os níveis de exergia da água residual no óleo produzido;
- Propor melhorias ou ações para o aumento de eficiência exergética, redução de impactos associados aos resíduos com base na exergia e identificar pontos e etapas de maior destruição exergética.

### **1.3. JUSTIFICATIVA**

A produção de petróleo bruto ocorre com um fluxo simultâneo de óleo, gás e água em instalações de processamento primário de petróleo, e as quantidades destas fases devem ser avaliadas corretamente desde a etapa de projeto e ao longo da vida produtiva do poço produtor. Para se analisar um sistema de processamento primário de petróleo é necessário

conhecer as propriedades do poço tais como pressão, temperatura, composição dos componentes do poço, quantidade de água produzida e capacidade de produção de óleo.

A partir do *layout* real da instalação será possível compreender a sequência lógica das etapas e equipamentos de separação e obter um fluxograma que permita construir e representar todos os parâmetros associados aos fluxos e fases separadas ao longo de todo o processamento primário do petróleo.

Outro ponto importante relacionado ao processamento primário do petróleo, principalmente aos petróleos não convencionais, está relacionado com o grande aumento de sua produção nos últimos tempos, uma vez que estes petróleos e poços produtores com vida produtiva mais longa tendem a apresentar maior quantidade de água produzida. Este elevado volume de água junto ao petróleo se apresenta como um problema principalmente nas plantas *offshore*, pois são quantidades de fluidos sem interesse econômico que ocupam espaços significativos no interior da planta.

Ao longo da vida produtiva do poço a quantidade de água produzida tende a aumentar e de óleo a diminuir e com isso algumas plataformas recorrem aos processos de reinjeção desta água para estimular o poço aumentando a pressão interna para facilitar a produção do petróleo.

Assim o monitoramento e gerenciamento das etapas de separação das fases numa planta de processamento primário de petróleo devem ser considerados do início ao fim da produção do poço produtor, tendo em vista as variações das quantidades de água tanto por parte da vida do poço quanto por reinjeção representando problemas de transporte, espaço de armazenamento e custos de tratamento. Uma vez que todas essas quantidades de água em contato com o petróleo arrastam e/ou agregam pequenas parcelas de óleo e gases residuais que devem ser retiradas ou minimizadas ao máximo.

Com a análise exérgica, baseando na exergia total de cada um dos componentes do petróleo e conhecendo os mecanismos de separação das fases ao longo do processamento primário é possível também avaliar a parcela residual de óleo na água separada e o resíduo de água no óleo tratado, permitindo assim ter dados para argumentar sobre a qualidade final dos fluxos de óleo e água tratados.

## **1.4. LIMITAÇÕES**

Para a realização deste trabalho serão utilizados dados relativos às plantas de processamento primário de petróleo disponibilizado na literatura. Plantas que apresentam informações sobre a composição percentual molar dos componentes do poço produtor, fluxogramas das etapas e equipamentos de separação das fases e dados de operação. Para o método de análise exérgica, será desenvolvida uma metodologia específica, utilizando-se os softwares MatLab e Excel. Sendo este método baseado em simplificações de informações disponíveis e fluxogramas com a sequência lógica das principais etapas e equipamentos de separação de duas plantas de processamento. Com o método de análise, de forma lógica, sequencial e de fácil entendimento, é possível obter os dados do processamento primário de petróleo, e obter dados suficientes para a análise exérgica de cada etapa do processo.

## **1.5. DELINEAMENTO DO PRESENTE TRABALHO**

O presente trabalho está dividido em seis capítulos. No Capítulo 2 apresenta-se uma visão geral a respeito do processamento primário de petróleo, apresentando quais as características de um processo de separação de fases, tipos de equipamentos utilizados, finalizando com discussões a respeito da composição do petróleo e processos de tratamento de cada uma dessas fases. No Capítulo 3 apresenta-se uma revisão geral a respeito da exergia, explicando quais os tipos de exergias existentes e explicando cada uma de suas componentes e as formas de analisá-las. No Capítulo 4 descreve-se como o método de análise de exergia foi utilizado, descrevendo como as etapas de processamento primário foram organizadas, como foram utilizadas as informações a respeito da composição do petróleo, parâmetros de operação e proporções de óleo e água. Por fim, descrevendo como os cálculos das componentes de exergia bem como da exergia total foram realizados com o método, permitindo assim obter os valores de exergia total tanto na entrada quanto na saída dos equipamentos, bem como os valores de irreversibilidade e eficiência exérgica para cada um dos equipamentos considerados. No Capítulo 5 apresenta-se uma descrição das plantas de processamento primário de petróleo para dois casos que foram analisados neste estudo. Finalizando com uma análise comparativa de quais equipamentos são os mais eficientes e as irreversibilidades geradas com a variação das curvas de produção de óleo e água. Por fim, no



Capítulo 6 apresentam-se as conclusões finais obtidas do trabalho e propõem-se sugestões para trabalhos futuros.

## Capítulo 2

# PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO

## 2.1. INTRODUÇÃO

Segundo os autores Voldsund *et al.* (2014), Voldsund (2014), Carranza Sánchez e Oliveira Junior, (2015) e Brasil *et al.*, (2014), processamento primário de petróleo é definido como a primeira etapa de tratamento, ainda na fase de produção, onde o petróleo é submetido ao processo de separação de fases. O termo “primário” é utilizado para diferenciar esta etapa dos processamentos subsequentes na refinaria de petróleo.

No interior dos poços e reservatórios o petróleo é encontrado na fase líquida denominada como fase oleosa ou simplesmente óleo. Essa quantidade de fase oleosa ao chegar à superfície, quando submetidas a baixas pressões em relação ao interior dos reservatórios e/ou poços produtores, sofre separação dos hidrocarbonetos mais leves e alguns outros gases (Thomas, 2004; Brasil *et al.*, 2014).

Juntamente com as fases oleosa e gasosa, um poço produtor de petróleo produz determinada quantidade de água, decorrente do processo de injeção ou por já estar presente inicialmente no poço denominado como água conata, água de formação ou água produzida água produzida. Segundo os autores D’Aiola *et al.* (2016) e Amini *et al.*, (2012), esta quantidade de água produzida é trazida até a superfície juntamente com a fase oleosa, gases e algumas impurezas durante a produção do petróleo. Sendo de interesse econômico somente os hidrocarbonetos, é necessário equipar os campos produtores de equipamentos de produção, para que ocorra o processamento primário do petróleo, ou seja, a separação do óleo, do gás e da água.

Por fim, mas não menos importante, existe a preocupação socioambiental relacionada à água produzida, uma vez que a quantidade de água pode ser, na maioria dos casos, bastante abundante e com teores residuais de petróleo que podem afetar todos os níveis do meio ambiente como o ar, água, solo e todos os seres vivos, Brasil *et al.*, (2014). O processamento primário de petróleo, desta forma, tem como objetivo as seguintes etapas:

- Realizar a separação das três fases, oleosa, gasosa e aquosa, nos separadores de produção;
- Tratar a fase oleosa a fim de reduzir o teor de água emulsionada e de sais dissolvidos;
- Tratar a fase gasosa para reduzir o teor de vapor d'água e de outros possíveis contaminantes;
- Tratar a água separada do petróleo, para descarte e/ou reinjeção em poços produtores com um padrão de qualidade adequada a sua destinação final.

Na Figura (1) retirada do trabalho de Brasil *et al.*, (2014), está representado o fluxograma esquemático das principais etapas do processamento primário do petróleo, o qual ocorre na seção de produção de petróleo.

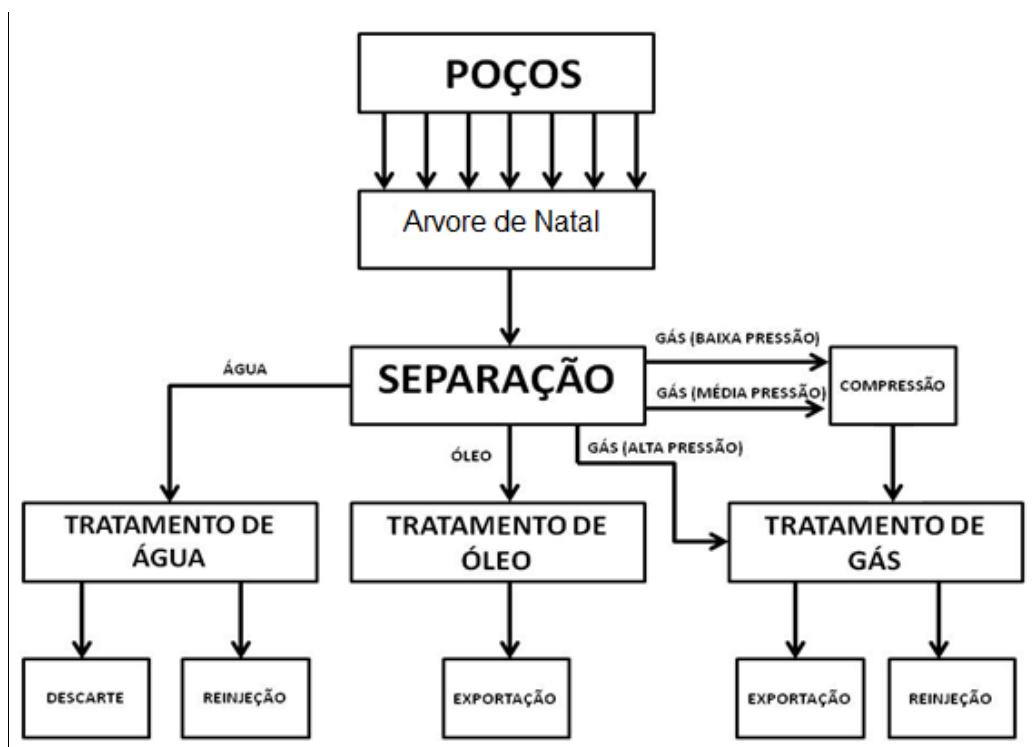


Figura (1): Esquema de uma instalação de processamento primário. Fonte: Adaptado de Brasil *et al.* (2014).

Pelo fluxograma é possível observar-se que toda a mistura oleosa proveniente dos poços produtores são direcionadas para um processo de separação. Existindo três diferentes caminhos, ou seja, um para a separação e tratamento da água, um caminho para tratamento e exportação do óleo e por fim o tratamento e exportação dos gases. Estes processos, tanto as instalações *onshore* quanto à *offshore*, utilizam processos similares de separação e tratamento, denominados instalações de produção.

As instalações de produção, dependendo da quantidade de petróleo produzido, levam em consideração a previsão de produção (curva de produção de óleo e água) e estudos de viabilidade técnico-econômica. Podem variar em complexidade, ou seja, as mais simples apresentam apenas vasos separadores bifásicos do tipo gás e óleo ou separadores trifásicos do tipo gás, óleo e água.

Já instalações de produção mais complexas, além de apresentarem os separadores bi e/ou trifásicos, podem apresentar equipamentos para o tratamento e compressão dos gases, tratamento do óleo e o tratamento da água, tanto para descarte quanto para a reinjeção nos poços, (Voldsund, 2014).

Voldsund *et al.* (2014), Voldsund (2014), D’Aiola *et al.*, (2016), Brasil *et al.*, (2014) e Thomas (2004), afirmam que as instalações de processamento primário têm como principal objetivo o de separar gás, óleo e água além de qualquer outro tipo de impureza, para que os hidrocarbonetos de interesse comercial permaneçam estáveis e possam ser transferidos para tratamento de refino nas refinarias. No fim do processamento primário de petróleo obtêm-se as fases separadas em condições de transporte (óleo e gás) ou de descarte e reinjeção no caso da água produzida.

As instalações de processamento primário de petróleo tem seu início na cabeça do poço, por meio de um equipamento constituído por um conjunto de válvulas, denominado “árvore da natal”, (TB Petroleum, 2017), representada na Figura (2).

As árvores de natal são um conjunto de válvulas, cuja principal função é permitir o controle do poço de produção ou da injeção de água, por exemplo, (Silva, 2015; Andrioli, 2010). Estas válvulas podem ser dos tipos molhada ou seca, sendo a molhada instalada na cabeça do poço no fundo do mar e a seca é instalada no topo do *riser* (tubulação de escoamento) na superfície da plataforma.

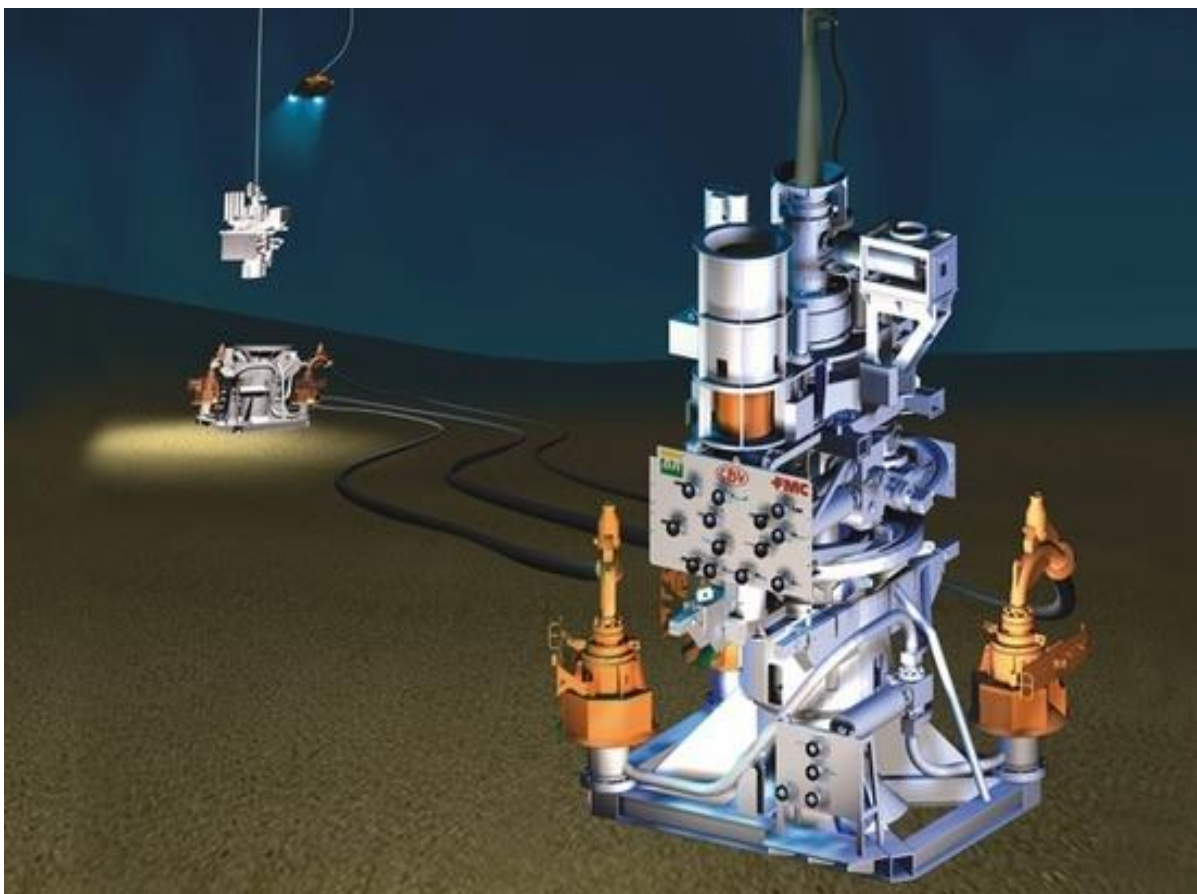


Figura (2): Árvore de natal ou Manifold de produção. Fonte: TB Petroleum (2017).

Estas tubulações denominadas *risers* são tubulações geralmente construídas de aço, onde a coluna de perfuração do poço passa em seu interior, de modo que o retorno do fluido de perfuração ocorre no espaço anular existente entre o *riser* e a coluna de perfuração.

Estes dutos permitem o transporte dos fluidos resultantes do processo de produção (óleo, gás e água) desde o poço de petróleo no fundo do mar até a plataforma de produção na superfície. Esses dutos, os *riser*, podem ser flexíveis ou rígidos (Silva, 2015; Tsukada, 2007; Silva, 2006).

As plantas de processamento primário de petróleo podem receber a produção de um ou mais poços na mesma instalação de superfície (poços satélites). Para isso é indicado o uso de das arvores de natal que reúne todos os fluidos produzidos e equaliza a pressão de alimentação da instalação de processamento primário, (Firdauzi, 2017, D’Aiola *et al.* , 2016; Vaz, 2009). Como exemplo deste tipo de arranjo ou arquitetura submarina, na Figura (3), é apresentando esquematicamente este tipo interligação:

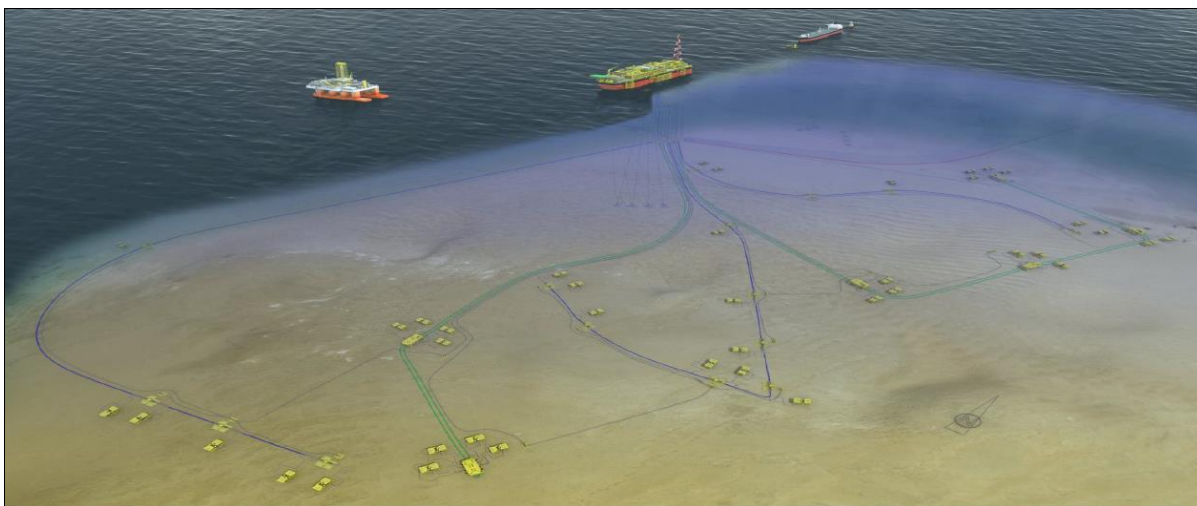


Figura (3): Arquitetura de um campo submarino. Fonte: Firdauzi (2017).

De acordo com Brasil *et al.*, (2014), processamento primário do petróleo é constituído basicamente de um conjunto de vasos separadores, bifásicos ou trifásicos, em sequência. Podem apresentar várias configurações ou *layouts* diferentes. Uma configuração se difere da outra pelo número de estágios ou equipamentos utilizados para garantir a qualidade mínima de separação desejada. Além disso, depende também do tipo dos hidrocarbonetos presentes no petróleo, quanto à densidade, cadeia carbônica e mesmo a quantidade de óleo e água produzidos pelo poço.

O petróleo efluente do último estágio do processo de separação das fases apresenta uma pequena parcela de água produzida. Esta parcela de água está dispersa no óleo em forma de pequenas gotículas com diâmetro de 1  $\mu\text{m}$  a 10  $\mu\text{m}$ , muitas vezes denominada de emulsão, (Brasil *et al.* 2014; Thomas 2004).

Esta água dispersa deve ser removida do óleo ou pelo menos reduzida. Para este processo de remoção ou redução de resíduos de água utilizam-se tratadores de óleo, separadores de fase e tratadores eletrostáticos, que podem utilizar combinações de alguns métodos conforme segue:

- Adição de compostos químicos desemulsificantes;
- Aquecimento e aplicação de campo eletromagnético;
- Separação por gravidade em um vaso de grande diâmetro.

Tipicamente, o petróleo leve é separado em um ou dois reservatórios, enquanto o óleo mais pesado pode passar por vasos separadores que operam com até três níveis

diferentes. Permitindo assim a maximização da produção de óleo, na mesma instalação de produção, (Brasil *et al.* 2014).

Os fluxos de gases obtidos a partir dos níveis intermediários e de baixas pressões devem ser comprimidos para serem transportados da instalação (offloading) ou serem direcionados para tratamento de gases. Estes fluxos gasosos, de acordo com Brasil *et al.*, (2014) e Thomas (2004), são denominados de gás natural úmido.

Estes gases úmidos que se condensam normalmente são encaminhados para plantas de processamento de gás natural, em terra. Onde podem ser reduzidos os teores de hidrocarbonetos mais pesados do que o etano ( $C_2H_6$ ), por exemplo. Por fim obtendo-se o gás natural para o uso final, como por exemplo, o combustível na própria plataforma. Uma parcela destes gases pode ser utilizada como “*gas lift*” também, ou seja, processo de ascensão artificial do petróleo. Processo que aumenta a pressão interna do reservatório, facilitando a saída do petróleo do poço.

A quantidade de água produzida que é separada nos separadores bi e trifásicos e tratadores eletrostáticos por muitas vezes também apresentam resíduos de óleo. Desta forma, esta parcela de água também deve ser tratada para eliminar ou reduzir a quantidade de resíduos de óleo. Estes resíduos de óleo, presentes na água separada, são um aspecto importante que devem ser levados em consideração uma vez que podem causar impactos ambientais com o seu descarte irregular, (Feitosa *et al.*, 2015; Brasil *et al.* 2014).

Dependendo da quantidade de resíduo de óleo que ainda permaneça na água separada, antes de ser descartada ou reinjetada novamente no poço, a água deve ser enquadrada com o mínimo de óleo permitido.

Contudo, alguns poços produtores por apresentarem grandes quantidades de água produzida, apresentam desafios ainda maiores, tanto no quesito de armazenamento e estocagem desta água, quanto no tratamento para descarte ou reinjeção. Com estas grandes quantidades fazem-se necessários equipamentos mais eficientes no processo de tratamento desta água. Visando minimizar ao máximo os impactos ambientais associados aos resíduos de óleos nesta água produzida, (Feitosa *et al.* 2015).

Estes aspectos associados aos grandes volumes de água produzida mostram que o gerenciamento da produção depende de cuidados específicos. Tanto em relação aos aspectos técnicos e operacionais da planta, mas também aspectos relacionados ao meio ambiente. O

que pode resultar, em alguns casos, de acordo com Feitosa *et al.* 2015 e Amini *et al.* 2012, custos elevados no gerenciamento da produção de petróleo.

De uma forma geral, em Brasil *et al.* (2014), os autores afirmam que o processamento primário de petróleo deve atender aos requisitos mínimos de separação das fases. Ou seja, toda a parcela de água, óleo e gases devem estar enquadradas de forma que:

- Os gases devem estar disponíveis a uma pressão especificada para exportação e devem conter teores de H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>O (vapor) conforme a legislação vigente;
- O petróleo não pode conter mais de 1 (%), em volume de água e de sedimentos (BS&W - *Basic Sediments and Water* – porcentagem em volume de água e sedimentos em relação ao volume total da emulsão);
- A concentração de sais dissolvidos na água residual deve ser de no máximo 225 (mg/l) por litro de petróleo;
- A água produzida a ser descartada deve apresentar padrões de lançamento de efluentes compatíveis às regulamentações ambientais vigentes. Por exemplo, no Brasil, de acordo com a Resolução CONAMA 393/07, limita que a concentração média mensal de teores de óleo e graxa na água descartada seja de 29 (mg/l), admitindo que lançamentos excepcionais diários apresente uma concentração máxima de 42 (mg/l);

Para Brasil *et al.*, (2014) e Thomas (2004), as instalações processamento primário de petróleo mais simples podem apresentar apenas separadores de produção do tipo óleo e gás, por exemplo. Uma vez que óleos de baixa viscosidade apresentam mais facilidade para o processo de separação dos gases e do óleo. Entretanto, poços produtores com petróleos mais viscosos e com quantidades significativas de água produzida, as plataformas podem ser mais complexas.

Em Meyer & Athanasi, (2003), para as misturas de hidrocarbonetos que estão nas condições de reservatório e permanecem como líquidos nas condições normais de pressão e temperatura na superfície apresentam-se com viscosidade absoluta menor ou igual a 10.000 centipoises, medida nas condições de temperatura original do reservatório e pressão de superfície, cuja classificação é dada para quatro categorias distintas, ou seja, petróleo leve, mediano, pesado e extrapesado conforme mostrado na Tabela (1):



Tabela (1): Classificação dos petróleos. Fonte: Meyer &amp; Athanasi, (2003).

Tipo de Óleo	Viscosidade (25°C)	Densidade API
	cP	°API
Leve	0,25 a 2	$\geq 31^\circ$
Mediano	2 a 100	$22^\circ \leq \text{API} < 31^\circ$
Pesado	100 a 5.000	$10^\circ \leq \text{API} < 22^\circ$
Extra pesado	$>100$ e $< 10.000$	$< 10^\circ$

As instalações mais complexas podem apresentar separadores de produção do tipo bi e/ou trifásicos bem como sistemas de aquecimento dependendo da viscosidade e densidade do petróleo, podem apresentar também tratadores eletrostáticos para tratamento do petróleo e equipamentos como os flutadores e hidrociclones para eliminação ou redução da quantidade de resíduo de óleo na água separada. Entender o processamento primário de petróleo não é somente conhecer a sequência de separação das fases, mas também conhecer qual a composição dos hidrocarbonetos presentes no poço a ser estudado.

## 2.2. SISTEMAS DE SEPARAÇÃO DE FASES

Uma vez que a mistura oleosa proveniente dos poços produtores e/ou reservatórios é produzida, a mesma deve ser submetida ao processamento primário de petróleo a fim de garantir a separação adequada de cada uma das fases em que ela é composta. Para petróleos com baixa viscosidade, por exemplo, apresentam melhores facilidades de serem separados da água e dos gases dissolvidos e, portanto, apresentam equipamentos de separação mais simples como separadores gravitacionais bifásicos ou trifásicos.

Por sua vez o petróleo com alta viscosidade necessita de equipamentos de pré-aquecimento para garantir uma melhor qualidade de separação das fases. Levando em consideração a complexidade da instalação de processamento primário de petróleo, pode-se dizer que os vasos separadores são os equipamentos mais importantes em uma instalação de processamento primário de petróleo podendo se apresentar como:

- Vaso separador gravitacional;
- Vaso tratador de óleo.

O processo de separação do gás e da água é baseado na diferença de densidade, porém a remoção da água presente na mistura oleosa (quebra de emulsão) é a mais complexa, uma vez que durante o processamento do petróleo, no caminho do reservatório até a superfície, esses dois líquidos se tornam uma emulsão, em consequência da agitação e do cisalhamento das gotas dos líquidos. Em conjunto com a separação de óleo e água, a separação dos gases e líquido é uma operação bastante importante e essencial na produção de petróleos em plataformas *on/offshore*.

A mistura oleosa proveniente dos poços produtores exhibe quantidades significativas de impurezas, água e gases dissolvidos que foram produzidos ou arrastados do reservatório e que devem ser separados. A separação, que ocorre na etapa inicial da produção, serve principalmente para evitar erosão, entupimento e corrosão dos equipamentos associados ao processo. Em função da presença de contaminantes e impurezas com caráter lipofílico, ou seja, com afinidade e ao mesmo tempo solúvel nos hidrocarbonetos, ocorre a formação de espuma sendo necessário a adição de antiespumantes, para facilitar a separação gás e óleo e de desemulsificantes para facilitar a separação água-óleo (Souza *et al.* 2016; Rezende, 2009).

Nas instalações de processamento primário de petróleo são utilizados mecanismos de separação bifásicos gravitacionais com o objetivo de separar as fases de petróleo, gás e água e remover os agentes emulsionantes presentes nas interfaces e permitir a coalescência das gotas de água, que está misturada ao petróleo bombeado (Silveira, 2015; Chilingarian, 1987).

Porém, inúmeros fatores influenciam a eficiência do separador, um destes problemas a ser resolvido é a formação das espumas, que dificulta o controle mecânico do nível de líquido, podendo levar a inundações dos tanques e equipamentos. Além de ocuparem grandes espaços nos vasos separadores, reduzindo a capacidade e eficiência do separador e levar ao arraste de líquido na fase gasosa e vice-versa, podem causar interrupções do processo de separação.

As maneiras de se prevenir a formação de espumas, segundo os autores Atehortua, (2015) e Resende (2009) estariam relacionadas na modificação do projeto do separador bifásico tornando a solução muitas vezes inviável devido ao espaço limitado de algumas plataformas, principalmente as *offshore*, ou a utilização de aditivos químicos (antiespumantes) como solução para prevenir ou quebrar a espuma, sendo o meio mais vantajoso e utilizado na produção de petróleo.

Sistemas mais simples de processamento primário de petróleo, conforme mencionado em Brasil *et al.* (2014), apresentam separadores apenas para a remoção dos gases em dois níveis de pressão diferentes para a estabilização do óleo, como pode ser visto na Figura (4):

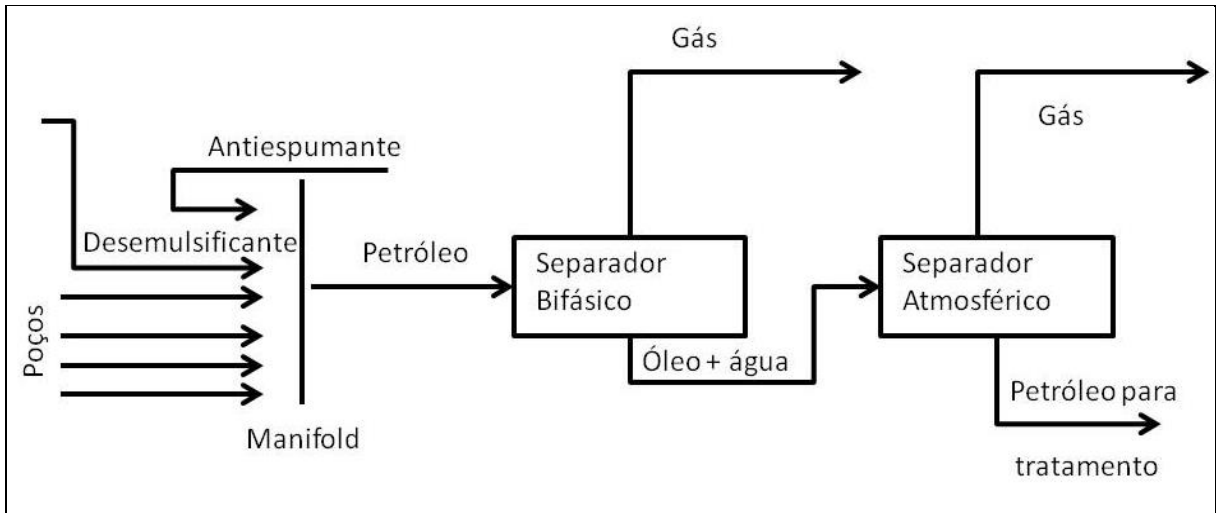


Figura (4): Sistema com separação bifásica. Fonte: Brasil *et al.* (2014).

A parcela de petróleo contendo somente água é bombeada para uma instalação central com maior capacidade, cujo objetivo é a separação e remoção da água. Já sistemas com grau de complexidades maiores são utilizados para separação do tipo trifásica permitindo que o petróleo produzido fique praticamente isento de gases dissolvidos e água livre. Estes sistemas mais completos, Figura (5), apresentam a separação trifásica feita em dois estágios.

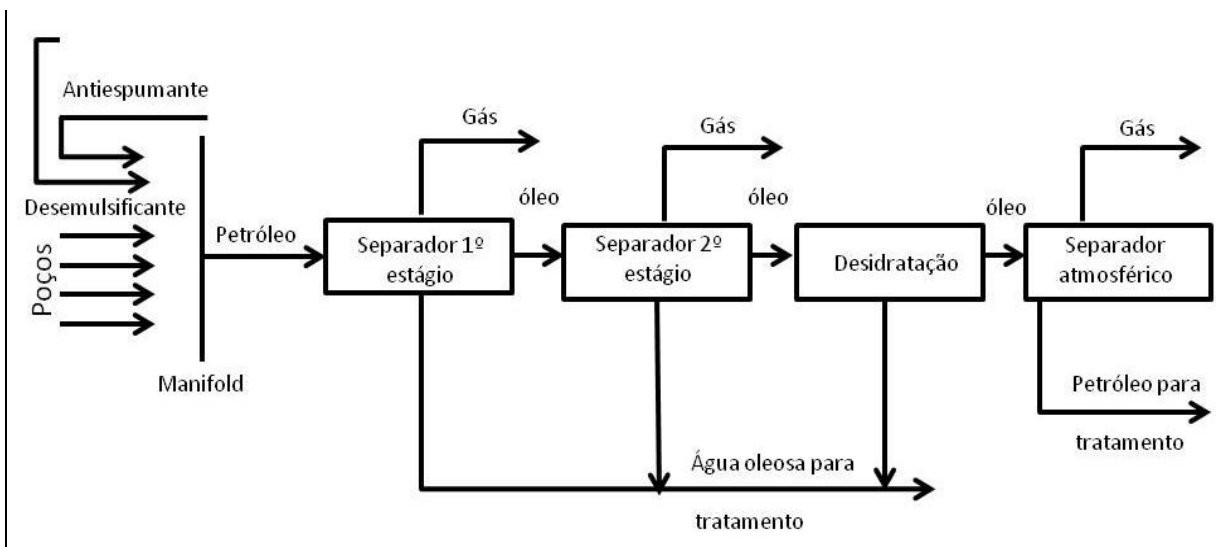


Figura (5): Sistema com separação trifásica e tratamento de óleo. Fonte: Brasil *et al.* (2014).

O primeiro e segundo estágios vistos na Figura (5) são também referentes à etapa de desidratação, cujo objetivo é a eliminação ou remoção da água emulsionada na mistura oleosa. Apresenta também uma etapa final para ajuste da pressão de vapor de óleo, evitando assim problemas na segurança do transporte e armazenamento deste óleo.

A decisão de se projetar uma instalação de processamento primário contendo separadores bifásicos ou trifásicos, ou mesmo instalações mais complexas, está diretamente relacionada com quesitos técnico-econômicos. As instalações com trocadores de calor nos quais a água quente, por exemplo, é utilizada para aquecer o petróleo, apesar dos custos, têm como objetivo facilitar a separação das fases (óleo e água), principalmente pela redução da viscosidade do óleo, facilitando a decantação (separação) da água oleosa que apresenta maior densidade relativa ao óleo, (Brasil *et al.* 2014).

Ressaltando que estas instalações mais complexas com trocadores de calor são as plataformas de processamento primário de grandes capacidades mais comuns. Vale a pena citar que na tomada de decisão para seleção dos equipamentos de separação das fases, as três propriedades mais importantes para serem levadas em consideração são a proporções de óleo, gás e água produzidos, pressão de operação, temperatura de operação e a composição dos hidrocarbonetos do poço produtor.

## **2.3. SEPARAÇÃO DE LÍQUIDOS E GASES**

A mistura oleosa proveniente dos poços produtores é constituída principalmente das fases óleo, água e gás em uma mistura praticamente homogênea ou emulsão. Nesta mistura ocorrem dispersões de gotículas de óleo na fase gasosa, bem como bolhas de gás na fase oleosa, portanto, existe a necessidade de equipamentos para promover uma separação eficiente da fase gasosa das fases líquidas.

Para Silva *et al.* (2011) a concepção e o dimensionamento destes equipamentos separadores são baseados na Lei de Stokes, ou seja, fundamentados no princípio de sedimentação e decantação (diferença de densidade) de uma partícula ou massa fluida em um meio contínuo fluido. Desta forma os separadores bifásicos e trifásicos estão entre os primeiros equipamentos posicionados na instalação de processamento primário de petróleo.

Sendo os separadores bifásicos responsáveis pela separação do gás do líquido, enquanto os separadores trifásicos responsáveis pela separação da água e gás do óleo, podendo ambos os separadores operarem em série ou em paralelo, (Brasil *et al.* 2014; Thomas, 2004).

Os separadores de produção ou separadores de fases podem ser encontrados na configuração horizontal ou vertical. A grande maioria das plataformas de processamento primário possuem separadores de fases na configuração horizontal conforme pode ser visto na Figura (6).

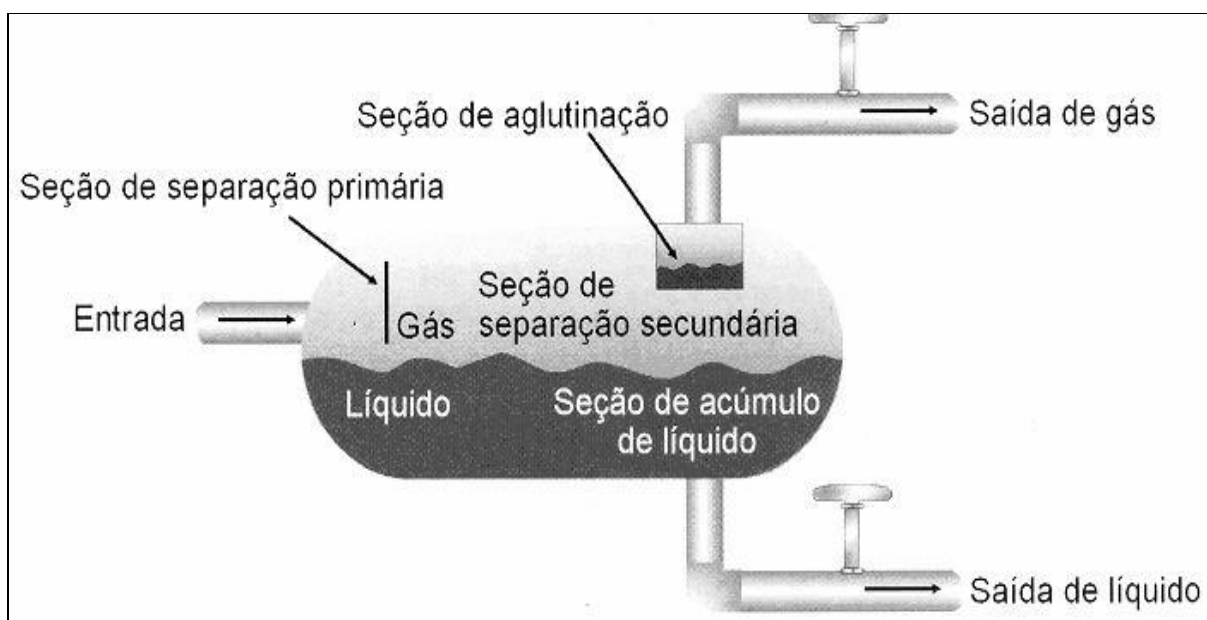


Figura (6): Representação esquemática de um separador bifásico horizontal. Fonte: Thomas (2004).

Estes equipamentos na configuração horizontal apresentam melhores eficiências nos processos de separação, uma vez que a área interfacial entre as fases é maior. Quanto maior a área interfacial melhor é o processo de separação entre as fases diferentes e maior o processo de aglutinação das fases semelhantes.

Os separadores horizontais são mais utilizados em processamentos que apresentam grandes quantidades de emulsão e altas razões gás/óleo. As grandes desvantagens estão relacionadas na remoção dos resíduos sólidos produzidos, uma vez que a geometria dificulta muito o processo de retirada dos mesmos. Estes equipamentos têm ainda uma menor capacidade de absorver as golfadas (rajadas de gás) nas variações dos fluxos (Brasil *et al.* 2014; Thomas, 2004).

Nos separadores na configuração vertical, Figura (7), sua geometria permite a deposição localizada de sólidos residuais da mistura oleosa no fundo do vaso separador, facilitando a remoção dos mesmos. Os vasos separadores verticais ocupam uma menor área para a instalação, porém, apresentam a desvantagem em uso *offshore* em relação ao manuseio por causa da altura do equipamento podendo em alguns casos dificultar o acesso aos dispositivos de controle na parte superior do equipamento.

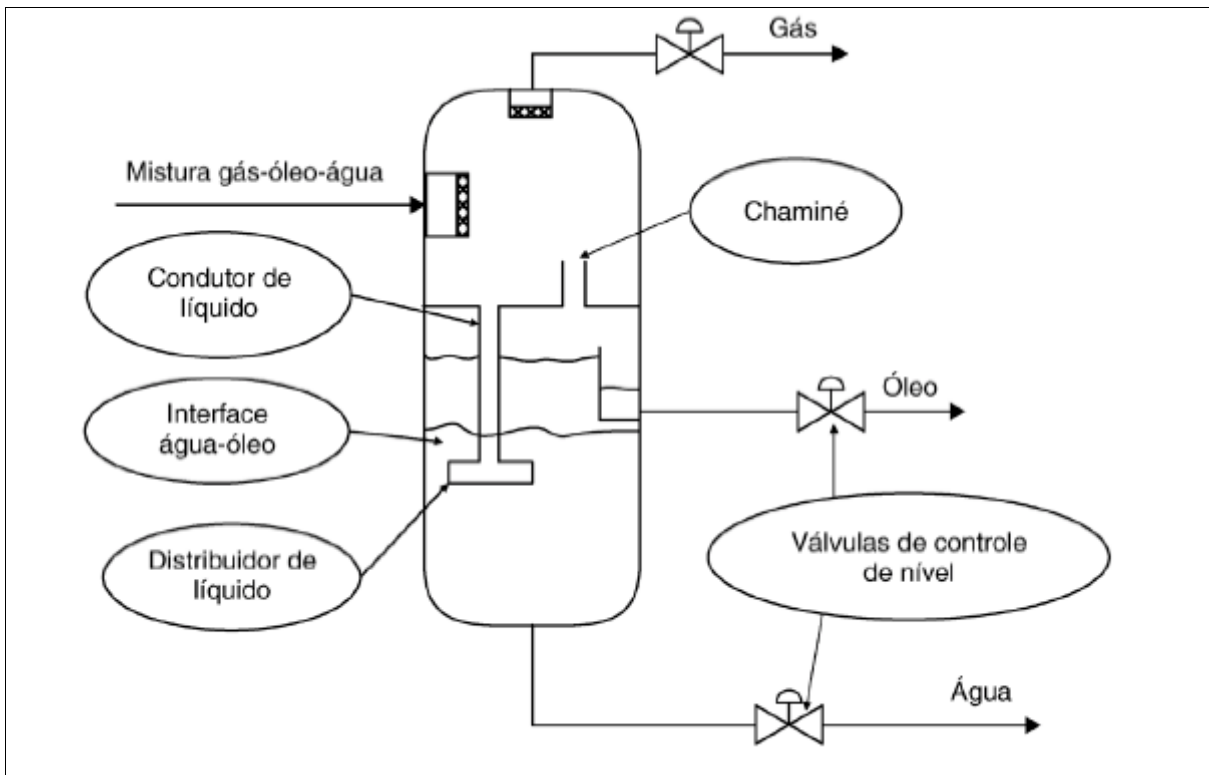


Figura (7): Representação esquemática de um separador trifásico vertical. Fonte: Brasil *et al.* (2014).

Os separadores de produção, além de serem classificados como verticais e horizontais de acordo com a quantidade de fases separadas. Os separadores bifásicos são equipamentos que permitem a separação de duas fases em um único equipamento. Permitem a separação da fase gasosa da fase líquida, por exemplo.

Os equipamentos do tipo trifásicos são utilizados para separar até três fases, ou seja, apresentam uma seção de separação primária para os gases, uma seção secundária para separação das fases líquidas e uma seção de acumulação, implicando uma terceira saída no vaso separador para controle e eliminação da água produzida.

Estes separadores trifásicos na sua grande maioria são utilizados para separar e remover qualquer quantidade de água livre (camada de água livre que apareça no fundo do separador após a decantação da emulsão) que esteja presente na mistura oleosa. O projeto dos

separadores trifásicos, Figura (7), é idêntico aos separadores bifásicos sendo que um espaço maior é previsto para a decantação da água e adicionalmente é previsto também um dispositivo para remoção de água livre (Thomas, 2004; Brasil *et al.* 2014).

No projeto dos separadores de produção, procura-se maximizar a produção de óleo e gás. Dependendo da composição dos hidrocarbonetos, das proporções de óleo e água e dos níveis de pressão e temperatura no processamento primário de petróleo estes equipamentos de separação devem apresentar diferentes etapas ou seções de separação, constituídas basicamente por:

- Seção primária de separação, onde a mistura oleosa pode atingir defletores do escoamento ou podem ser direcionadas para difusores que atribuem movimento giratório. Isto permite que os líquidos se decantem no fundo do equipamento, e nessa seção a maior parte da fase líquida é separada. Permitindo ainda a remoção rápida das rajadas de gás (golfadas) e das gotas de maiores diâmetros de líquidos evitando também o retorno de líquido para a fase gasosa;
- Seção de coleta de líquido, onde ocorre o processo de separação do gás dissolvido no líquido posterior a separação primária. Para que seja eficaz o volume de líquido deve permanecer um determinado tempo (tempo de residência) na seção de coleta para a separação do gás;
- Seção secundária de separação, nesta seção as gotas menores de líquido que foram arrastadas pelo gás são separadas. Mecanismo idêntico ao de coleta de líquido sendo bastante influenciado pela turbulência do gás.
- Seção de aglutinação, nesta seção as gotas de líquidos carregadas pelo fluxo de gás que não foram separadas nas seções anteriores são aglutinadas em meios porosos e recuperadas.

Em seus trabalhos, os autores Silveira (2015), Thomas (2004) e Brasil *et al.* (2014), abordam também problemas operacionais associados aos vasos separadores, que devem ser levados em consideração, como a formação de espuma, acúmulo de parafina, sedimentos, emulsões e arraste de óleo pelo fluxo de gás. A formação de espuma atrapalha o controle de nível de líquido dentro do separador, ocupando um volume muito grande e tomando espaço da fase de interesse, além de poder ser arrastada pelo fluxo de gás ou do óleo isento de gás. A espuma deve ser evitada, e em caso de formação da mesma o separador deve ser dotado com dispositivo de remoção de espuma, local para coalescência e separação das fases da espuma.

Outro problema encontrado em vasos separadores é a acumulação e obstrução por parafina. As parafinas, com alta massa molecular presentes no petróleo, podem se acumular e obstruir os dispositivos internos dos vasos, como placas coalescedoras e os eliminadores de névoas (*demister*) que possuem pequenos orifícios para fluxo de líquidos. Neste caso sendo necessário equipar os separadores com bocais para injeção de solventes de limpeza, para solubilização das parafinas ou mesmo vapor de água para derretimento dessas parafinas (Brasil *et al.* 2014; Thomas, 2004).

Pode ocorrer também em muitos casos o acúmulo de areia e sedimentos arrastados para os separadores. Esses sedimentos são causadores de erosão e deterioração de válvulas, causando em muitos casos a obstrução de elementos construtivos e operacionais internos dos vasos e redução do tempo de residência do líquido devido ao acúmulo no fundo do vaso separador. Caso o separador não seja dotado de dispositivos de remoção de areia e sedimentos, a operação deve ser interrompida para ser realizada a retirada destes sedimentos, onerando a produção e aumentando custos com limpeza.

As emulsões que também ocorrem nos separadores de fases, principalmente na interface óleo/água também são um problema, pois causam inconformidade nos controles de níveis dos reservatórios dos separadores. Com a formação e acúmulo de emulsão nos vasos separadores há uma redução no espaço para mistura oleosa no interior destes equipamentos e consequentemente reduzindo a quantidade de fases separadas no separador.

As emulsões apresentam, por outro lado, uma maior dificuldade de serem desfeitas e separadas, e quanto mais a formação e acúmulo das mesmas, maior deve ser o tempo para a separação das fases emulsionadas. Caso este tempo de separação for baixo ou a seção onde se encontra a emulsão for pequena, o tempo de retenção efetiva da mistura oleosa é reduzido. Sendo este o tempo mínimo necessário para garantir a separação das fases, e caso este tempo de retenção seja baixo, a eficiência de separação do processo é reduzido. Estas emulsões acumuladas podem ser evitadas ou dissolvidas com o aumento da temperatura ou adição de produtos químicos para minimizar sua formação, normalmente esta etapa é realizada na fase de tratamento do petróleo.

Por fim, existe o problema operacional a respeito do arraste de óleo pelo fluxo de gás. Tal situação pode ocorrer quando o nível de líquido no interior do separador está muito alto, ou quando existe alguma avaria em componentes internos, formação de espumas, obstrução da saída de líquido, projeto inadequado ou simplesmente quando o separador opera



acima de seu ponto de projeto. Já o arraste de gás pelo líquido (óleo e/ou gases) pode indicar níveis baixos de líquido ou falha no sistema de controle de nível (Brasil *et al.* 2014 e Thomas 2004).

## 2.4. SEPARAÇÃO E TRATAMENTO DO ÓLEO

No processamento primário de petróleo um dos grandes desafios é a separação e eliminação das grandes quantidades de água produzida nos poços produtores. Para diferentes fases imiscíveis, por exemplo, óleo e água, escoados juntos ao longo de uma tubulação em um percurso turbulento desde o reservatório até a superfície ocorrem o cisalhamento ou quebra de gotas da fase que se apresenta em menor quantidade.

Em se tratando de uma mistura oleosa de petróleo, com grandes quantidades de água em relação ao óleo ocorre o cisalhamento das gotas de óleo em meio a fase água. Sucedendo-se assim a formação das emulsões do tipo óleo em água (O/A), sendo a água o meio contínuo e o óleo a fase dispersa. Em contrapartida pode ocorrer também às emulsões com quantidades de óleo maiores (meio contínuo) que as quantidades de água (meio disperso). O processo de cisalhamento ocorre nas gotas de água, promovendo assim as emulsões do tipo água em óleo (A/O).

Para as emulsões do tipo água em óleo as gotas de água, meio disperso, com diâmetros maiores tendem a coalescer e se aglutinarem novamente formando novamente água livre. No caso das emulsões do tipo óleo em água o mesmo processo pode ocorrer com as gotas dispersas de óleo coalescendo e se separando em óleo livre. As emulsões, uma vez que ocorra o processo de coalescência das gotas tanto de água quanto de óleo, a quantidade de água livre se decanta, por apresentar maior massa específica, separada do óleo.

Nos separadores trifásicos, existem espaços suficientes para que estas gotas maiores tenham tempo para se decantarem. Porém, para gotas menores (entre 1  $\mu\text{m}$  e 10  $\mu\text{m}$ ) este tempo de residência, não é suficiente para a decantação, permanecendo dispersas no meio oleoso, formando assim as emulsões. As características destas emulsões variam em função de vários fatores como (Brasil *et al.*,2014; Thomas, 2004):

- As propriedades do poço onde o petróleo é produzido;

- A idade do poço produtor, uma vez que a quantidade água produzida aumenta com o passar do tempo;
- Método de recuperação dos poços produtores, com injeção de água, vapor, etc.

Nos casos em que ocorre a formação de emulsões, na superfície dos poços é necessária utilização de processos físico-químicos para aumentar o processo de coalescência das emulsões. O processo de coalescência pode ser realizado pela ação de calor, eletricidade e/ou adição de agentes desmulsificantes que enfraquecem e rompem a tensão superficial das gotículas aumentando a velocidade de coalescência das fases dispersas. Aos equipamentos de tratamento de óleo que fazem uso de aquecimento se dá o nome de tratadores e tanques de lavagem, sendo que alguns tratadores podem operar na faixa de 45° a 60° (C) e são bastante utilizados em plantas de petróleo *onshore*.

Nas áreas de produção terrestres é muito comum a utilização de tanques de lavagem, Figura (8), de grande capacidade, utilizados normalmente para grandes quantidades de água produzida e pouca produção de gás:

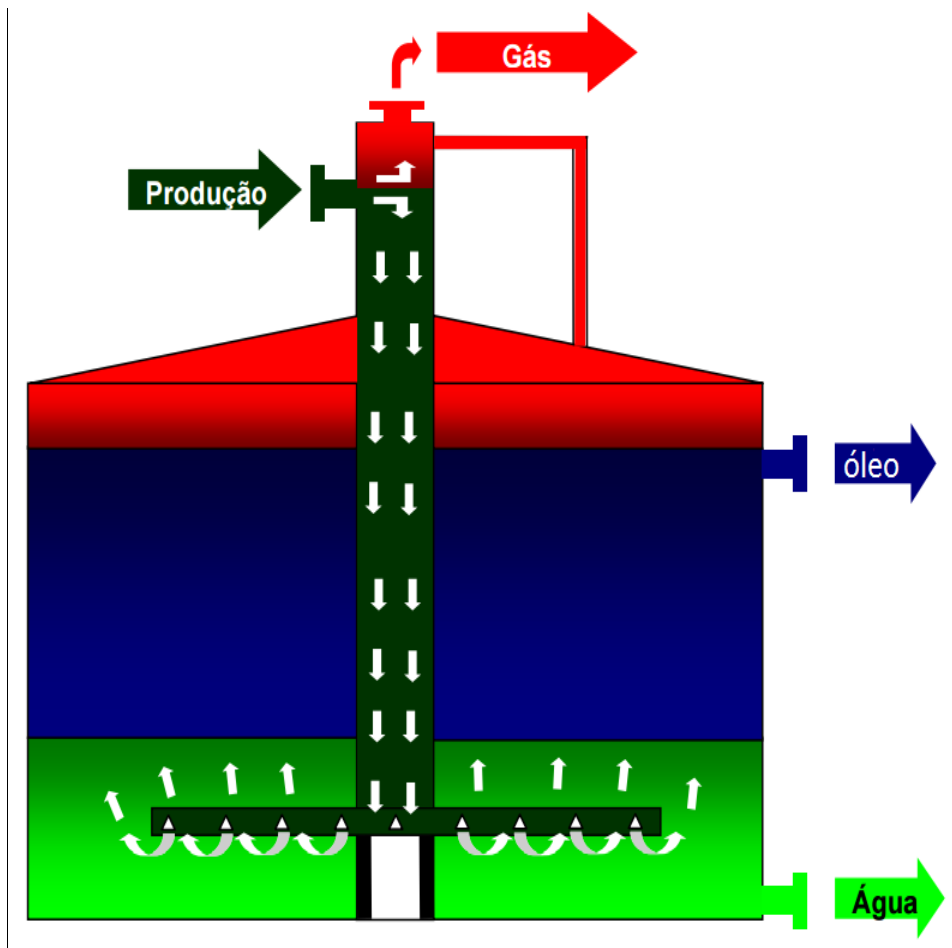


Figura (8): Fluxograma esquemático de um tanque de lavagem. Fonte: Cunha (2007).

O princípio de funcionamento dos tanques de lavagem, segundo Cunha (2007), é baseado no aumento da superfície de contato entre as duas fases que escoam juntas no equipamento. Em se tratado de emulsões, por exemplo, as fases dispersas se separaram do meio contínuo formando a fase livre no interior tanque. Esta quantidade de fase livre promove a lavagem da nova emulsão que entra no equipamento. A quantidade de água dispersa é coalescida (aglutinada) mais facilmente na água livre no fundo do tanque de lavagem, e a quantidade de óleo disperso também é coalescido no óleo separado na parte superior do equipamento. Outro ponto importante está relacionado a uniformidade da temperatura, permitindo pequenas variações e melhorando a separação das fases.

A emulsão é direcionada pela parte inferior do tanque, através de um distribuidor promovendo a uniformidade do fluxo ao longo de toda seção transversal do tanque. O processo de lavagem aumenta o contato das gotas de água com a fase dispersa (água separada) e melhora a eficiência de coalescência das gotas d'água.

A emulsão após ter sido “lavada” escoar para a parte superior do tanque de lavagem dando sequência aos processos de coalescência e sedimentação até ser retirada do equipamento. Já a água separada na parte inferior é monitorada por um controle de nível e retirada gradativamente. Os tanques de lavagem quando associados com tratamento termoquímico (aquecimento e injeção de desmulsificantes), podem operar perfeitamente como tratadores de óleos e, portanto, no último estágio de separação do processamento primário do petróleo. Em plataformas em alto mar “*offshore*”, onde normalmente os volumes processados são muito maiores e devido a restrições de peso e espaço, o sistema mais utilizado é o tratador Eletrostático, Figura (9), por atingir maior eficiência na coalescência das gotas e, portanto, na separação (Amarzguioui and Jacobsen, 2015; PETROBRÁS, 2007).

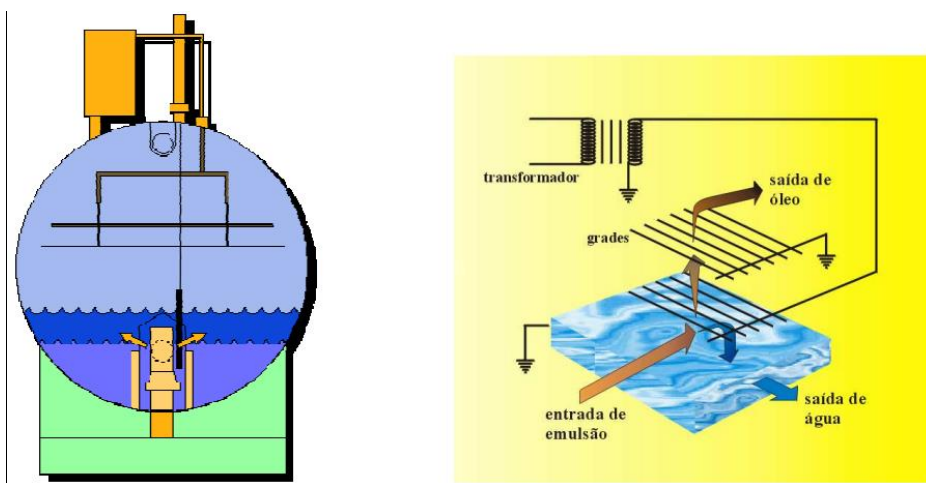


Figura (9): Representação do tratador eletrostático (vista frontal) e seus eletrodos. Fonte: PETROBRÁS (2007).

A aplicação de campos elétricos de alta intensidade entre 15000 (V) a 50000 (V) sobre uma emulsão provoca a polarização das gotículas de água. Principalmente pela migração de sais dissolvidos no interior das mesmas. Esta migração faz com que as gotas de água passem de formas esféricas para formas elípticas favorecendo a coalescência da água, ou seja, este efeito permite o alinhamento das gotas na direção do campo. Estando as gotas com polos induzidos de sinais contrários, criando uma força de atração e promovendo a coalescências das gotículas de água (Amarzguioui and Jacobsen, 2015).

Nos tratadores eletrostáticos, a mistura oleosa geralmente é introduzida pela parte inferior do equipamento e distribuída ao longo do equipamento. A mistura oleosa é inicialmente submetida a uma pré-lavagem pela água livre anteriormente separada. O que permite a remoção de sais minerais e outras partículas presentes na mistura. Promove também a coalescência de grande parte das gotas de água dispersa. Pela diferença de densidade entre a água, mais densa, e o óleo, mais denso.

Estando a mistura ou emulsão com menores quantidades de água, esta mistura fica mais próxima dos eletrodos, permitindo assim sucessivas reduções nas fases dispersas de água, a medida que o campo elétrico fica mais intenso entre as interfaces de óleo, água e os eletrodos, (Amarzguioui and Jacobsen, 2015; Thomas, 2004). De acordo com os autores, normalmente podem ser utilizados dois tipos básicos de tratadores eletrostáticos, ou seja, os de baixas velocidades, que a mistura oleosa ou emulsão é introduzida no equipamento de forma laminar, geralmente utilizados em refinarias, e os tratadores de altas velocidades em que a mistura oleosa é inserida em regimes turbulentos mais utilizados em processamento primário de petróleo em plataformas on/offshore.

Adicionalmente ao tratamento eletrostático, petróleos mais pesados e mais viscosos requerem processos de aquecimento de pelo menos 120° (C), para garantir melhores resultados de separação, uma vez que o aquecimento diminui a viscosidade das fases permitindo a movimentação mais fácil das fases dispersas.

Em alguns casos o processo de separação da água dispersa no óleo não é muito fácil e pode onerar ainda mais a etapa de processamento primário de petróleo. Desta forma, a grande maioria das plataformas de processamento produzem o óleo com um BSW de até 1% e quantidades mínimas de sais dissolvidos de até 225 (mg/l), conforme citado anteriormente, (Martins, 2017; Thomas, 2004).

## 2.5. SEPARAÇÃO E TRATAMENTO DOS GASES

Segundo Rocha, (2015) e Lopes, (2003), os procedimentos para obtenção do gás natural têm início na cabeça do poço produtor e inclui processos de purificação do gás “*in natura*”. A composição do gás natural varia significativamente dependendo do tipo e da idade do poço em que está sendo produzido, podendo conter misturas de hidrocarbonetos leves, desde o metano ( $\text{CH}_4$ ) até hidrocarbonetos parafínicos com o mínimo de sete átomos de carbono, além de quantidades variáveis de gás sulfídrico, dióxido de carbono, nitrogênio e vapor d’água. A composição destes gases consiste em uma mistura de hidrocarbonetos agregados com certa quantidade de impurezas, sendo as mais comuns o  $\text{CO}_2$ ,  $\text{O}_2$ ,  $\text{N}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$  e He, (Brasil *et al.*, 2014).

Sendo estes gases tratados como impurezas, os mesmos devem ser removidos também do petróleo. A presença destes gases pode gerar problemas operacionais, do tipo variação de pressão em válvulas e medidores, acelerar o processo de corrosão pelo ácido sulfídrico ( $\text{H}_2\text{S}$ ) em válvulas e tubulações, entre outros. O tratamento do gás é realizado por um conjunto de processos físicos e químicos, onde essa quantidade de gás é submetida a uma redução dos teores de contaminantes a fim de atender as especificações de mercado, segurança no transporte e tratamento posterior (Thomas, 2004).

O sulfeto de hidrogênio ( $\text{H}_2\text{S}$ ), considerado como gás azedo, quando superior a 5,7 miligramas por metro cúbico de gás natural, valor equivalente a 4 (ppm) em volume, além de ser considerado um contaminante, ele sobrecarrega o sistema de bombeamento e os gasodutos, e também pode causar problemas de corrosão nos sistemas de transporte da instalação, (Rocha, 2015; Brasil *et al.*, 2014). Outro ponto importante está relacionado à baixa ou nenhuma importância econômica deste gases. Assim, transportar estes gases junto com o petróleo também causam custos desnecessários para o processamento primário.

### 2.5.1. Etapa de Remoção dos Gases Ácidos

Uma etapa parcial para o tratamento dos gases consiste na remoção dos gases ácidos,  $\text{CO}_2$  e  $\text{H}_2\text{S}$  presentes no petróleo. A remoção destes gases garante a segurança operacional e redução de efeitos corrosivos, conforme mencionado anteriormente.

Para isso, segundo Brasil *et al.* (2014), utilizam-se como processo de tratamento os seguintes procedimentos:

- Tratamento com solução de MEA (monoetanolamina) largamente empregada para remoção de CO<sub>2</sub> e H<sub>2</sub>S;
- Tratamento de adsorção por peneiras moleculares, bastante utilizadas em refinarias para purificação do hidrogênio;
- Processo de permeação por membranas poliméricas para separação dos gases.

A etapa de permeação por membrana em especial, além de permitir a redução de grandes quantidades de gases, sem interesse comercial, também garante que os gases mais corrosivos não danifiquem os equipamentos utilizados na instalação de processamento primário de petróleo, conferindo melhor qualidade aos gases processados.

## 2.5.2. Etapa de Desidratação

A desidratação dos gases pode ser feita principalmente de duas formas, (Brasil *et al.*, 2014), por meio da absorção ou pela adsorção. No processo de absorção é utilizado um solvente líquido para absorver estes gases, como exemplo, par binário água e amônia, onde a amônia é absorvida e se mistura à água, dada a afinidade química entre as duas substâncias.

O processo por absorção é realizado em um vaso por onde os gases fluem em contra fluxo a uma solução de monetilenoglicol ou trietilenoglicol (álcool), com grande poder higroscópico (absorção de água).

As soluções de álcoois podem ser recuperadas por aquecimento posterior para que a solução possa retornar ao processo novamente. O álcool trietilenoglicol é o mais utilizado, segundo os autores, uma vez que é mais fácil de ser regenerado, pois possui um maior ponto de ebulição e maior temperatura de degradação. Além disso, apresenta menor pressão de vapor, menores perdas por evaporação, e apresenta ainda menores custos de investimento e manutenção.

Para o processo de adsorção é utilizado um elemento sólido como a sílica gel, alumina, peneira molecular ou mesmo permeação através de membranas poliméricas. Desta segunda forma, os gases são adsorvidos, por estes elementos sólidos. Quando estes elementos

estão saturados ou perdem sua capacidade de adsorver os gases são submetidos a recondiçõamentos (recuperação) ou mesmo trocados para processos subsequentes, (Brasil *et al.*, 2014).

Uma alternativa bastante utilizada e econômica, para solucionar os problemas causados pela presença da água nos gases, é a aplicação de produtos inibidores segundo Brasil *et al.* (2014) e Thomas (2004). Os inibidores mais utilizados são o metanol, etanol anidro, monoetilenoglicol, dietilenoglicol e o trietilenoglicol, que também podem ser regenerados com o aquecimento. Ao final do processo de desidratação os gases presentes na mistura oleosa são direcionados para uma unidade de processamento, para promover a separação das frações mais leves, como metano e etano das frações pesadas com cadeias carbônicas maiores, uma vez que as frações mais pesadas apresentam um valor comercial maior.

Para Brasil *et al.* (2014) e Thomas (2004), o gás natural, quando se apresenta numa parcela de Líquido de Gás Natural (LGN) é denominado de gás úmido, já o gás residual (metano e etano) é denominado de gás seco, uma vez que não possui hidrocarbonetos condensáveis. Para a maioria das plataformas de processamento primário de petróleo, grande parte da produção de gases residuais pode ser queimadas na própria instalação, para geração de energia elétrica e energia térmica para os processos envolvidos. Existem também os casos que estes gases podem ser queimados em queimadores do tipo *flare*, Figura (10), dependendo da lei ambiental vigente, e podem também ser misturados ao óleo tratado e transferido (*Offloading*) para a refinaria.



Figura (10): Queimador do tipo Flare. Fonte: Firdauzi (2017)

## 2.6. SEPARAÇÃO E TRATAMENTO DA ÁGUA

O controle da água produzida junto com petróleo se trata de um grande desafio para as indústrias petrolíferas. Este aspecto é muito importante uma vez que o tratamento desta água depende necessariamente de sua destinação final, que irá influenciar o tipo de tratamento que será utilizado. Para atender estes desafios as instalações de processamento primário de petróleo podem optar pelo descarte, pela reinjeção em poços ou mesmo pelo reuso.

Em todos estes casos é necessário realizar o tratamento adequado desta água, visando não somente proteger o meio ambiente, mas também a capacidade para estocagem dessa quantidade de água, ou a qualidade desta água para não causar problemas nos processos de reuso, por exemplo.

A água produzida que fica aprisionada nas formações subterrâneas ao escoar junto com o petróleo na maioria dos casos é bastante volumosa. Segundo Nascimento (2009), o volume desta água varia bastante, podendo chegar a valores em volume da ordem de 50% a 100% ao fim da vida dos poços produtores. Assim, o gerenciamento destas águas tem por finalidade recuperar parte do óleo presente na emulsão e adequá-las para o destino final. Essa quantidade de água sem interesse econômico deve ser tratada com cuidados específicos tanto nos aspectos técnicos visando à qualidade do óleo e gás fornecidos a refinaria, quanto ao aspecto ambiental, (Amini *et al.*, 2012; Thomas, 2004).

Importante também salientar que as plataformas de petróleo devem atender também as exigências operacionais da instalação de processamento que poderão ou não utilizar esta água produzida como insumo. Isto porque os sedimentos, resíduos de óleo presentes na água ou concentrações de  $H_2S$  e  $CO_2$  dissolvidos na água devem necessariamente ser reduzidos ao máximo, evitando assim sedimentação, tamponamento dos reservatórios, desenvolvimento e proliferação de bactérias redutoras de sulfato (responsáveis pela formação dos gases sulfídricos) e por fim evitar processos de corrosão pela formação de  $H_2S$ , (Motta *et al.*, 2013; Jesus, 2011)

O objetivo principal do tratamento da água produzida é a máxima remoção possível de óleo, que possa ainda estar disperso na água, ou em forma de emulsão ou dissolvido. O óleo sob a forma de emulsão é o mais difícil de resolver, devido ao elevado grau de dificuldade encontrado para a sua remoção. Os equipamentos mais utilizados para a remoção



das gotas dispersas de óleo em meio a água são os flutuadores, hidrociclones e os separadores gravitacionais.

Estes equipamentos visam adequar a qualidade da água para atender regulamentações ambientais vigentes, ou seja, o descarte de qualquer quantidade desta água só pode ser realizado de acordo com a regulamentação do CONAMA e com os regulamentos estaduais e/ou municipais. Embora a água produzida em um poço produtor contenha diversos compostos químicos e impurezas, a resolução CONAMA 393/07, por exemplo, limita apenas o teor de óleo e graxa (Brasil *et al.*, 2014).

A água separada nos separadores de produção é direcionada para um vaso desgaseificador de baixa pressão e alto tempo de residência conforme Figura (11). Para garantir maior remoção dos hidrocarbonetos gasosos que ainda possam estar presentes na água ou mesmo óleo residual.

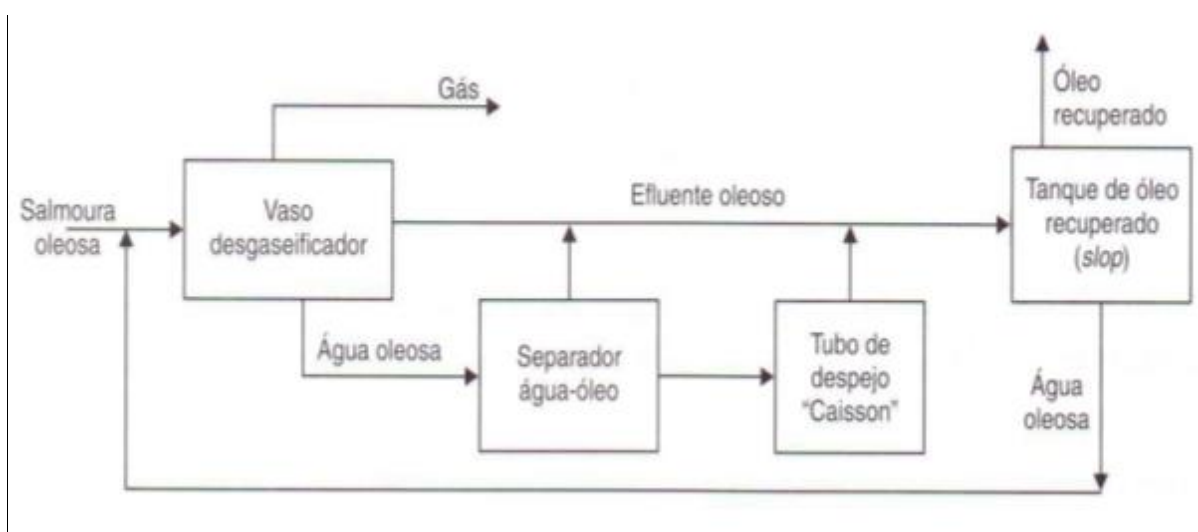


Figura (11): Sistema simples de tratamento de água oleosa. Fonte: Brasil *et al.*, (2014).

Os gases removidos, na grande maioria dos casos, são encaminhados para a queima e os resíduos de óleo separados no vaso desgaseificador são direcionados para um separador do tipo água/óleo. Uma vez que os resíduos de óleo são retirados da água no separador água/óleo são direcionados para as tubulações de despejo (plataformas *offshore*). Nestas tubulações são coletados todos os resíduos de óleo separados das etapas de processamento e este montante direcionado para um tanque de tratamento e recuperação de óleo.

Qualquer quantidade de óleo que ainda for arrastado, sob a forma de uma camada sobrenadante no interior do tubo de despejo, é bombeada de volta à superfície para o tanque

de resíduos. Assim todos os efluentes oleosos que seguem para esse tanque de resíduo constituem uma corrente chamada de *slop*, sendo este tipo de sistema ainda muito encontrado em plataformas de produção de petróleo atualmente, (Brasil *et al.*, 2014).

A água com resíduos de óleo que sai do tanque de óleo de recuperação, *slop*, seja para descarte ou reuso deve ser adequada para tal. Assim esta quantidade de água é direcionada para hidrociclones e flotadores.

Estes equipamentos têm por finalidade garantir uma separação melhor e final destas quantidades de água, sendo também os mais utilizados em plataformas offshore ou em unidades do tipo *Floating Production Storage and Offloading* FPSO, conforme Figura (12), (Firdauzi, 2017, Sánchez *et al.* 2015 e PETROBRÁS, 2007). Na maioria dos casos, a passagem pelos de hidrociclones e flotadores já é suficiente para o ajuste e enquadramento para descarte destes efluentes.

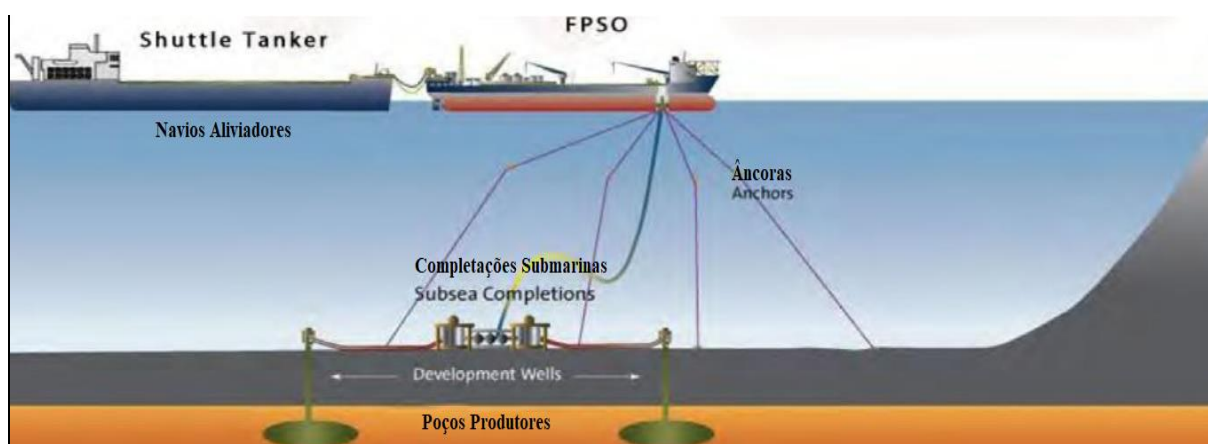


Figura (12): Desenho esquemático de uma unidade do tipo FPSO. Fonte: Adaptado de Firdauzi (2017).

De acordo com Firdauzi (2017), uma unidade do tipo FPSO, oferece as vantagens de eliminar os custos de tubulações, oleoduto e/ou gasoduto, de longas distâncias para unidades terrestres, são mais eficazes em locais remotos e em águas profundas e em situações de mau tempo o FPSO pode se libertar do sistema de ancoramento por razões de segurança, entre outros. Em alguns casos, tem-se tornado prática o uso de grandes tanques gravitacionais, do tipo tanques *slop*, para o ajuste da água em unidades FPSO, porém estes tanques apresentam um alto tempo de residência, altas concentrações de sulfato e condições anaeróbias, o que favorece o crescimento de bactérias redutoras de sulfato, conseqüentemente aumenta a produção de H<sub>2</sub>S. Tendo em vista o aumento na sedimentação de particulados e aumento no processo de separação do óleo disperso na água, os flotadores, Figura (13), por exemplo,

utilizam microbolhas na câmara de flotação para promover o arraste das partículas de óleo para a parte superior do flotador.

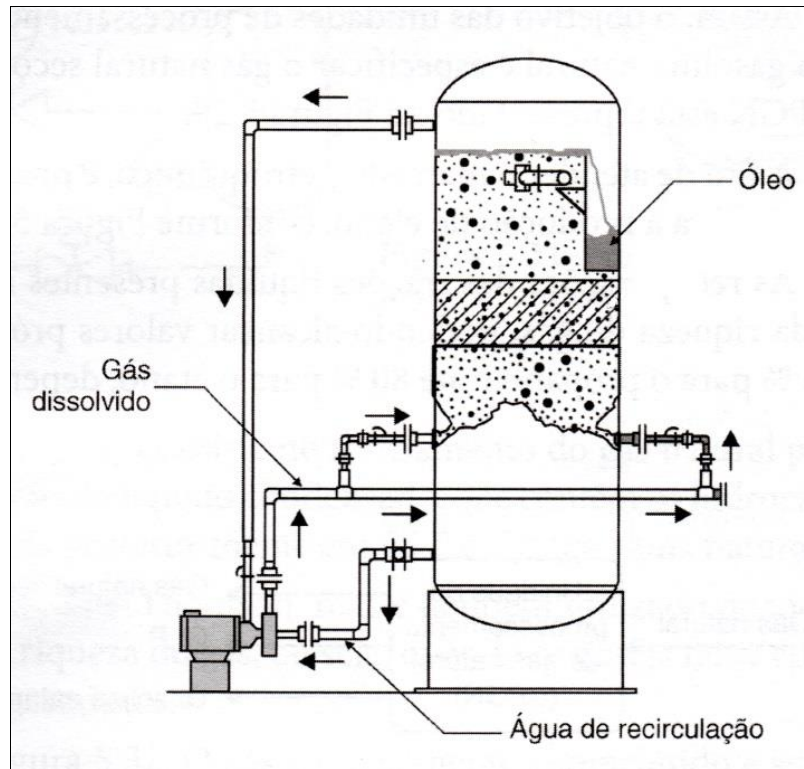


Figura (13): Flotador de gás dissolvido. Fonte: Brasil *et al.*, (2014).

A flotação, segundo Brasil *et al.* (2014) e Thomas (2004) baseia-se no aumento da diferença entre a densidade das fases. O processo de flotação consiste basicamente na geração de microbolhas de ar ou gases (hidrocarbonetos) que colidem com as partículas de óleo disperso. Com estas colisões frequentes nas partículas dispersas, as mesmas se aproximam e ocorre a coalescência (aglutinação) destas gotas de óleo umas as outras.

O óleo então coalescido com gotas maiores são arrastados mais facilmente para parte superior do flotador. Desta forma, o óleo então separado na parte superior do equipamento é removido da água.

Os hidrociclones, Figura (14), também são equipamentos muito utilizados nas plataformas de processamento primário de petróleo para acelerar o processo de separação através do aumento do parâmetro relativo à força de campo, força centrífuga (PETROBRAS, 2007; Thomas, 2004).

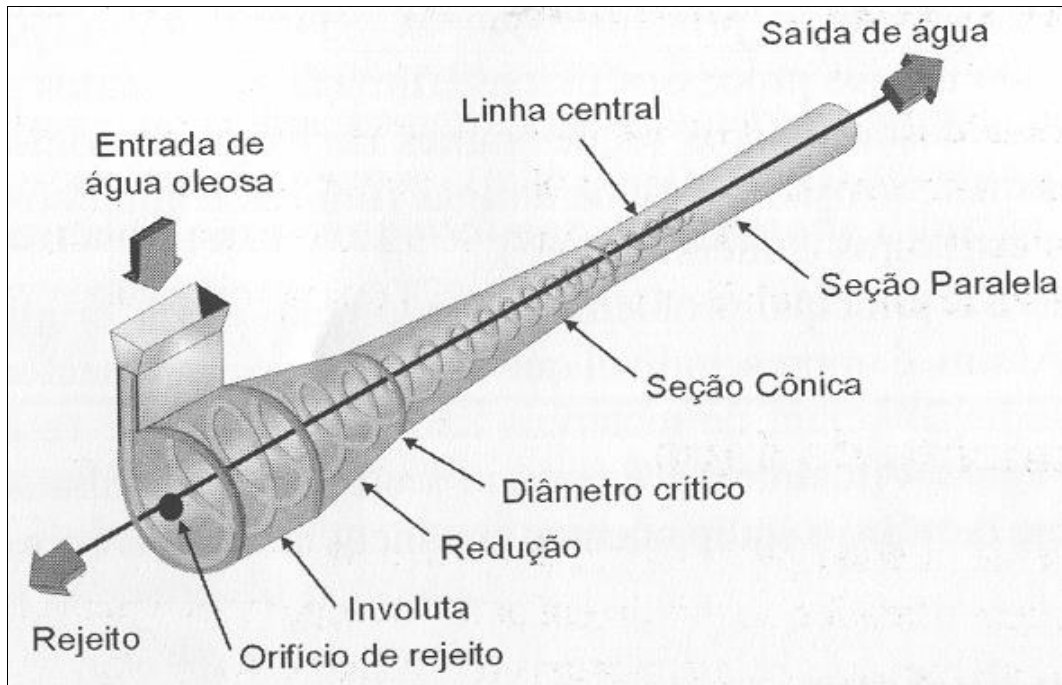


Figura (14): *Liner* de um hidrociclone e esquema de funcionamento. Fonte: PETROBRAS (2007).

O *liner* do hidrociclone, segundo Oliveira (2013), consiste na seção cônica acoplada a uma porção cilíndrica (seção paralela) na qual é encaixada uma entrada tangencial para a alimentação da água oleosa. Sendo basicamente um *liner* a configuração básica e unitária de um hidrociclone. Desta forma pode-se dizer que hidrociclone pode ser composto por um ou mais *liners*. Dentre as vantagens do uso de hidrociclones para tratamento de água oleosa destacam-se:

- Compacto, apresentam grande capacidade por área instalada;
- Não possuem partes móveis, necessitam baixa manutenção mecânica e baixo consumo de energia;
- Não sofrem efeito do balanço marítimo, pois operam a elevadas velocidades lineares.

Em contrapartida, os hidrociclones também apresentam algumas desvantagens:

- Em uma passagem, dificilmente conseguem enquadrar o TOG em 29 (mg/l);
- Podem sofrer abrasão comprometendo a estrutura interna dos *liners*;
- São mais susceptíveis a incrustações devido ao pequeno diâmetro dos *liners*.

Nos hidrociclones, compostos pelos *liners*, Figura (14), o volume de água com resíduo de óleo é introduzido sob uma determinada pressão operacional, na maioria dos casos entre 5 a 10 (bar). Estes valores estão relacionados diretamente com os tipos de equipamentos de separação utilizados à montante.

A água com resíduo de óleo entra no hidrociclone de forma tangencial pelo cabeçote, maior dimensão do *liner*. A água é então forçada a passar pelas involutas em forma espiral acompanhando a linha central do *liner*. Desta forma, com a redução gradativa da seção a vazão de água, com rotação, é submetida a aceleração tangencial. Com esta aceleração e com maiores velocidades a força centrífuga aumenta cerca de 1000 vezes em relação a força da gravidade.

A fase contínua de água, com maior massa específica que as partículas de óleo, são arrastadas radialmente para as extremidades (paredes) do *liner*, enquanto que as partículas de óleo passam a se concentrar no centro do equipamento. Devido a geometria construtiva dos hidrociclones, considerando os perfis de pressão e velocidade da mistura água e óleo, a parcela de óleo separada da água é drenada por orifícios de 1,5 a 3 (mm) de diâmetro no centro do cabeçote de cada um dos *liners*.

A fase contínua da água, com menor quantidade de óleo disperso, ao ser direcionado para as paredes do equipamento apresenta menor velocidade tangencial, e desta forma é removida pela saída de água tratada do *liner*. Esta quantidade de água só pode ser descartada caso esteja de acordo às especificações regulamentadas pelo órgão de controle do meio ambiente, limitadora das quantidades de poluentes (teor de óleo, graxa, H<sub>2</sub>S, etc.) nos efluentes aquosos, do contrário um sucessivo tratamento deve ser realizado para subsequente redução de óleo, (Brasil *et al.* 2014; Oliveira, 2013; Thomas, 2004).

Para Thomas (2004), a recomendação de utilização dos hidrociclones seria o mais próximo possível dos campos produtores ou plataformas. Isto evitaria problemas associados ao armazenamento e transporte de grandes quantidades de água com resíduos de óleo, problemas estes relacionados a vazamento ou mesmo acúmulo. Estas quantidades significativas de água com resíduo de óleo são um grande problema, pois podem ocupar grandes espaços nas instalações de processamento primário de petróleo.

Do ponto de vista ambiental, com o aumento da quantidade de água produzida associada ao petróleo, equipamentos e processos mais eficazes e rápidos são necessários para que o processo de produção de petróleo não seja comprometido ou desacelerado. Entretanto

deve ser levado em consideração o impacto ambiental associado ao descarte desta água com resíduos de óleo, pois a mesma pode causar grandes prejuízos ao meio ambiente, (Gobbi, 2013).

A água produzida com resíduos de óleo em grande quantidade deve passar por um processo eficiente para garantir o enquadramento e qualidade de acordo com a legislação vigente. De acordo com Gobbi, (2013), o autor aponta que as legislações em grande parte do mundo, especificam uma média mensal com teores de óleo e graxas de aproximadamente 40 (mg/l).

Já para o Brasil, conforme mencionado anteriormente, a resolução do CONAMA 357/2005 estabelecia que para o descarte o limite de óleos e graxas na água produzida era de até 20 (mg/l). Agora, para descarte contínuo em plataformas marítimas de petróleo e gás natural, especificamente, aplica-se a Resolução do CONAMA 393/2007, que estabelece a média aritmética simples mensal do teor de óleos e graxas de até 29 (mg/l), com valor máximo diário de 42 (mg/l).

## Capítulo 3

### EXERGIA

#### 3.1. INTRODUÇÃO

A exergia é definida como o máximo trabalho que pode ser obtido quando uma determinada quantidade de substância é avaliada em relação ao estado de equilíbrio termodinâmico, mecânico, térmico ou químico, com o meio ambiente e abrangendo interações apenas dos componentes do meio e através de processos reversíveis. Sendo a exergia também definida como disponibilidade ou máximo potencial de trabalho de uma substância, uma vez que é definido o ambiente de referência em que se encontra a mesma (Panton, 2014, Szargut *et al.*, 1988 e Kotas, 1985).

Ainda de acordo com Szargut *et al.* (1988), a propriedade exergia avalia a máxima capacidade que uma determinada quantidade de matéria ou vazão mássica detém para causar mudanças, ou seja, um potencial inerente (que existe) uma vez que esta quantidade ou fluxo de matéria não está em equilíbrio com o meio ambiente que a circunda. Diferentemente da análise de Primeira Lei da Termodinâmica ou Lei da Conservação de Energia, as irreversibilidades inerentes aos processos reais destroem parte da exergia do processo.

#### 3.2. COMPONENTES DA EXERGIA

A exergia, de acordo com Voldsund *et al.* (2014), Voldsund (2014), Nguyen (2013), Jossang (2013) e Kotas (1985), desconsiderando os efeitos nucleares, magnéticos e de tensão superficial, pode ser dividida em quatro componentes, conforme Equação (1):

$$B = B^P + B^K + B^{PH} + B^{CH} \quad (1)$$

Sendo:

B- Exergia Total do sistema;

$B^P$  - Exergia Potencial;

$B^K$  - Exergia Cinética;

$B^{PH}$  - Exergia Física ou Exergia Termomecânica;

$B^{CH}$  - Exergia química.

A Exergia Potencial ( $B^P$ ), associada à energia potencial é avaliada sem considerar a temperatura ou a pressão do meio ambiente, dada pela Equação (2), devida diretamente pela diferença de cotas entre o sistema e o meio ambiente, sendo (m) a massa da substância, (g) a aceleração gravitacional e (z) a diferença de cotas em relação à referência:

$$B^P = m \cdot g \cdot z \quad (2)$$

A Exergia Cinética ( $B^K$ ), associada à energia cinética, também avaliada sem considerar a temperatura ou a pressão do meio ambiente é dada pela Equação (3), devida à variação de velocidade do sistema em relação ao referencial, sendo  $\vartheta$  a velocidade relativa em relação a um sistema de referência estático no meio ambiente:

$$B^K = \frac{m \cdot \vartheta^2}{2} \quad (3)$$

Exergia Física ou Exergia Termomecânica ( $B^{PH}$ ) está associada ao desequilíbrio físico (temperatura e/ou pressão) do sistema com o meio ambiente que o circunda (Voldsund 2014, Nguyen, 2013, Jossang, 2013 e Szargut, 1988). O componente Físico da Exergia de uma substância ou matéria representa a capacidade de se produzir trabalho, mediante o desequilíbrio térmico e mecânico com o meio ambiente.



Kotas (1985) define a exergia física como a máxima quantidade de trabalho que pode ser obtida, quando um determinado fluxo é trazido do seu estado inicial ( $T_i, P_i$ ) até o estado de referência definido por ( $T_o, P_o$ ), mediante processos físicos envolvendo interações térmicas com o meio ambiente. Desta forma a exergia física de um fluxo é a soma de sua componente térmica resultante da diferença de temperatura entre o fluxo e o meio ambiente e também da diferença de pressão entre o mesmo fluxo e o meio de referência.

De acordo com Tsatsaronis (1993), a exergia térmica não pode ser negativa, porém a exergia mecânica pode obter valores menores que zero na situação em que a pressão de um fluxo for menor que a pressão do meio de referência. Este valor, segundo o autor, significa que o trabalho deve ser realizado sobre o fluxo, para levá-lo ao equilíbrio mecânico com o meio de referência.

A Exergia Física, segundo Voldsund (2014), Nguyen (2013), Moran *et al.* (2013), Van Wylen e Sonntag (1985) e Tsatsaronis (1993) é formada por duas componentes: Exergia Mecânica ( $B^M$ ) associada à pressão do sistema que resulta da diferença de pressão entre o fluxo mássico e o meio de referência e a Exergia Térmica ( $B^T$ ) associada à temperatura do sistema resultante da diferença de temperatura entre o fluxo e o meio de referência, conforme a Equação (4):

$$B^{PH} = B^M + B^T \quad (4)$$

Para Voldsund (2014), Nguyen (2013), Jossang (2013), Cengel e Boles (2006), a exergia física ( $B^{PH}$ ) de um sistema pode ser determinada do estado inicial até o estado final do sistema conforme Equação (5):

$$B^{PH} = \dot{m} \cdot [u - u_o + P_o \cdot (\vartheta - \vartheta_o) - T_o \cdot (s - s_o)] \quad (5)$$

Sendo:

$\dot{m}$  – Vazão mássica;

$u$  – Energia interna específica;

$u_o$  – Energia interna específica de referência;

$P_o$  – Pressão de referência;

$\vartheta$  – Volume específico;

$\vartheta_0$  – volume específico de referência;

$T_0$  – Temperatura de referência;

$s$  – Entropia específica;

$s_0$  – Entropia específica de referência.

Porém, é importante notar que o termo  $P_0 \cdot (\vartheta - \vartheta_0)$  que aparece na Equação (5) está relacionado à quantidade de trabalho não disponível que o sistema realiza ou recebe, devido sua interação com o meio ambiente.

Desta forma, em Jossang, (2013), Szargut *et al.*, (1988), Kotas (1985) e em Cengel e Boles (2006), para gases, considerados como gases ideais, com calores específicos a pressão constante ( $c_{pk}$ ) a expressão da exergia física ( $B_g^{PH}$ ), Equação (6) , pode ser reescrita da seguinte forma:

$$B_g^{PH} = \dot{m} \cdot \left[ \int_{T_0}^T c_{pk} \cdot dT - T_0 \cdot \int_{T_0}^T c_{pk} \cdot \frac{dT}{T} + T_0 \cdot R \cdot \ln \left( \frac{P}{P_0} \right) \right] \quad (6)$$

Sendo:

$c_{pk}$  – Calor específico a pressão constante;

$T$  – Temperatura;

$R$  – Constante universal dos gases;

$P$  – Pressão.

Para os elementos sólidos e líquidos com calores específicos constantes, condição de não compressibilidade e com o volume específico médio em relação à pressão inicial ( $P$ ) e referência ( $P_0$ ), pode-se calcular a exergia física dos líquidos e/ou sólidos conforme a Equação (7):

$$B_l^{PH} = \dot{m} \cdot \left[ \int_{T_0}^T c_{pk} \cdot dT - T_0 \cdot \int_{T_0}^T c_{pk} \cdot \frac{dT}{T} + \vartheta \cdot (P - P_0) \right] \quad (7)$$

Para o cálculo da exergia física dos gases e líquidos propostas pelas Equações (6) e (7), é necessário definir o ambiente de referência ( $T_o$ ,  $P_o$ ).

A exergia química representa a capacidade de um determinado fluxo de produzir trabalho devido ao desequilíbrio químico com o meio ambiente ou determinado estado de referência. Segundo Kotas (1985), quando o sistema alcança o equilíbrio térmico e mecânico, ainda é possível obter trabalho adicional até alcançar o equilíbrio químico com o estado de referência. Para Szargut *et al.* (1988) a exergia química é o trabalho teórico mínimo para formar uma quantidade de matéria a partir de substâncias presentes no meio ambiente através de processos reversíveis, mediante processos que envolvam transferência de calor ou da obtenção de trabalho a partir de energia liberada das reações químicas em sistemas reativos, troca de substância e/ou matéria (trabalho mecânico mediante a difusão de constituintes da composição inicial até o equilíbrio com o meio entorno - sistemas não reativos) pelo volume de controle, (Kotas, 1985).

Para se calcular a exergia química ( $B^{CH}$ ) utiliza-se Equação (8) sendo ( $\mu$ ) o potencial químico em relação ao estado termodinâmico:

$$B^{CH} = \sum_i n_i \cdot (\mu_i - \mu_{i,o}) \quad (8)$$

Sendo:

$n_i$  – Número de mols;

Para o caso particular de um gás ideal a Equação (9) pode ser utilizada para o cálculo da exergia química molar, que, segundo Kotas (1985), é dada por:

$$b_i^{CH} = R \cdot T_o \cdot \ln\left(\frac{P_o}{P}\right) \quad (9)$$

Porém, existem tabelados na literatura, valores padrões de exergia química de inúmeras substâncias baseadas num estado de referência definido por valores de temperatura e pressão de  $T_o = 25^\circ\text{(C)}$  e  $P_o = 1$  (atm) respectivamente.

Para o cálculo da exergia química de uma mistura de fluxos gasosos, comportando como gases ideais, pode se aplicar a Equação (10), proposta por Lozano e Valero (1993),

sendo ( $b_i^0$ ) a exergia química da substância, ( $P_0$ ) a pressão de referência, ( $T_0$ ) a temperatura de referência e ( $x_i$ ) a fração molar das substâncias conforme segue:

$$b^{CH} = \sum x_i \cdot \left[ b_i^0 + R \cdot T_0 \cdot \ln \left( \frac{P_0}{P} \right) \right] \quad (10)$$

A exergia química padrão de substâncias que não se encontram presentes no ambiente pode ser calculada também se considerando uma reação ideal dessa com substâncias de referência presentes no ambiente, para as quais as exergias químicas sejam conhecidas. Contudo, os combustíveis sólidos e líquidos são compostos por misturas de diferentes componentes químicos dos quais geralmente se desconhece a composição exata.

Assim para estas substâncias, em Nguyen (2013), Szargut e Styrylska, apud Kotas (1985), foi estabelecida uma relação para a exergia química ( $b^{CH}$ ) entre as concentrações percentuais ( $\varphi$ ) do hidrogênio (H), oxigênio (O), nitrogênio (N) e enxofre (S) em relação ao carbono (C) pelas relações atômicas  $\left(\frac{H}{C}\right)$ ,  $\left(\frac{O}{C}\right)$ ,  $\left(\frac{N}{C}\right)$ , e  $\left(\frac{S}{C}\right)$ , correlação comum para qualquer substância pura, e o poder calorífico inferior (PCI), que pode ser expressa conforme Equação (11):

$$b^{CH} = \varphi \cdot PCI \quad (11)$$

Para o caso de substâncias orgânicas e derivados do petróleo, em Nguyen (2013) e Kotas (1985), a correlação proposta ( $\varphi$ ), é dada conforme a Equação (12):

$$\varphi = 1,0401 + 0,1728 \left(\frac{H}{C}\right) + 0,0432 \left(\frac{O}{C}\right) + 0,2169 \left(\frac{S}{C}\right) \left(1 - 2,0628 \frac{H}{C}\right) \quad (12)$$

Em se tratando de substâncias compostas por diferentes componentes químicos, é necessário também calcular o valor do Poder Calorífico Inferior - PCI, uma vez que nem todas as substâncias apresentam o valor de (PCI) tabelados. Para o cálculo utiliza-se a Lei de Dulong, (Nguyen, 2013), que leva em consideração as concentrações percentuais de carbono (C), hidrogênio (H), enxofre (S) e a água ( $H_2O$ ) conforme Equação (13):

$$PCI = 4,186 \cdot \left[ 8140 \cdot C + 29000 \cdot \left( H - \frac{O}{8} \right) + 2220 \cdot S - 600 \cdot H_2O \right] \left( \frac{kJ}{kg} \right) \quad (13)$$

Com os valores de PCI da equação (13) e da correlação ( $\varphi$ ) proposta na equação (12), é possível calcular a exergia química de substâncias orgânicas e derivadas do petróleo, mesmos para substâncias não usuais. De posse da exergia química padrão ( $b^{CH}$ ) é possível obter o valor da exergia química total ( $B^{CH}$ ), conforme a Equação (14) a seguir:

$$B_{CR_i}^{CH} = n_i \cdot b_{CR_i}^{CH} \quad (14)$$

Uma vez conhecido as exergias físicas e químicas dos fluxos de gases e líquidos é possível então realizar uma análise exergética. Sabendo-se que as irreversibilidades ( $I$ ), de acordo com Tsatsaronis (1993), fazem partes de todos os processos reais como, por exemplo, na forma de atritos, mistura de fluidos e/ou substâncias, turbulência, trocas de calores, reações químicas entre outros.

Desta forma o valor da irreversibilidade, destruição de exergia, é calculado pela diferença da exergia entre a soma dos recursos ou fluxos de entrada, somatório dos produtos ou fluxos de saída além de perdas associados a um equipamento ou sistema. Assim o cálculo da irreversibilidade (destruição), Equação (17), associada ao fluxo é dado por:

$$I = \sum B_{entrada} - \sum B_{saida} \quad (15)$$

Importante aqui também para a análise exergética é estimar o desempenho do sistema ou processo analisado. Para isso considerou também o cálculo da eficiência exergética ( $\varepsilon$ ) aplicada aos fluxos dado pela Equação (16):

$$\varepsilon = \frac{B_P}{B_F} \quad (16)$$

Representando a porcentagem de exergia dos recursos, aqueles que atuam como fontes de exergia, que ainda se encontram presentes nos produtos para a obtenção de um

determinado produto e/ou resultado, portanto, um critério mais exato para se avaliar o desempenho do sistema ou dos equipamentos analisados, (Tsatsaronis, 1993).

Os valores de irreversibilidade e os valores de eficiência exergetica são bastante relevantes aqui no método adotado, pois evidenciam as condições de ineficiência do sistema ou do processo. Isto só é possível, uma vez que a exergia, de acordo com Sotomonte (2009), pode ser utilizada como medida da qualidade e da quantidade de energia considerando para isso a Primeira e a Segunda Lei da Termodinâmica.

### 3.3. EXERGIA NA INDÚSTRIA DE PETRÓLEO

A análise exergetica, como ferramenta de avaliação é bastante eficiente quando utilizada em plantas de processamento primário de petróleo. O processo de produção e processamento é composto por inúmeros fluxos e ramificações de óleo, gás e água, em diferentes pressões e temperaturas. Para estes diferentes fluxos em uma planta de processamento primário de petróleo se torna um ótimo cenário para a aplicação de análises baseado em exergia, (Voldsund *et al.*, 2014 e Nguyen *et al.*, 2012).

Exemplo dessas aplicações pode ser observado em Panton (2014), Sánchez e Junior (2015), Voldsund *et al.* (2014) e Nguyen *et al.* (2012) onde os autores considerando os grandes fluxos de energia, utilizados para extração, processamento, transporte, entre outros utilizam da exergia como ferramenta de análise. Para os autores, as plataformas de processamento primário de petróleo *offshore*, utilizam grande quantidade de energia, sendo esta energia proveniente da queima de gases para serem utilizados em turbinas a gás para geração de energia elétrica e mesmo geração de energia térmica. Uma vez que estes gases são queimados, os autores analisam as emissões inevitáveis de dióxido de carbono por quantidade de exergia gerada na plataforma.

No trabalho, Sánchez e Junior (2015), os autores utilizaram como ferramenta computacional, o software comercial, Aspen HYSYS<sup>®</sup>, para as simulações de plantas de processamento primário com e sem Sistemas de Captura de CO<sub>2</sub> (CCS). As simulações, baseadas em conceitos da Segunda Lei da Termodinâmica, avaliaram o desempenho exergetico dos processos e equipamentos de separação embarcados. No trabalho, os autores apresentaram as simulações de plataformas brasileiras com e sem sistemas (CCS), e com os

resultados da simulação e análise avaliaram os processos com maiores potenciais para aumento de eficiência bem como do desempenho ambiental.

Observa-se também na literatura específica da área de petróleo, aumento significativo na utilização de unidades flutuantes de armazenamento e transferência, ou seja, *Floating, Production, Storage and Offloading* (FPSO). Instalações estas utilizadas para promover a produção e processamento primário do petróleo. De acordo com Sánchez *et al.* (2015), ultimamente nos mares brasileiros, as unidades do tipo FPSO, principalmente na Bacia de Campos, vem aumentando cada vez mais. Estes tipos de instalações estão sendo utilizadas, segundo os autores, para impulsionar cada vez mais a produção do petróleo, principalmente na área do pré-sal brasileiro.

Quando se utiliza uma unidade de processamento primário do tipo FPSO, a composição do petróleo deve ser levada em consideração, tendo em vista o modo de operação da planta. Para Nguyen *et al.* (2012), Voldsund *et al.* (2014) e Sánchez *et al.* (2015), por exemplo, dependendo da composição do petróleo, uma unidade de processamento primário pode apresentar três diferentes modos de operação. O primeiro modo, segundo os autores, está relacionado ao petróleo com valores altos de água e CO<sub>2</sub>. O segundo modo está relacionado com o percentual de água residual e sedimentos (BSW) de até 50% no petróleo bruto, e por fim, o terceiro modo relacionado com o petróleo bruto com quantidades de hidrocarbonetos líquidos e gasosos com as qualidades comerciais.

Tanto para o modo de operação com quantidades pequenas ou grandes de dióxido de carbono e hidrocarbonetos gasosos, as unidades FPSO de processamento primário contam com processos de exportação de gases, injeção de gases e mesmo injeção de dióxido de carbono. Para cada modo de operação diferente, os autores, aplicam análises baseadas em conceitos de exergia para avaliar e comparar o desempenho dos processos, modo de operação e da planta de processamento, (Nguyen *et al.*, 2012, Voldsund *et al.*, 2014 e Sánchez *et al.*, 2015).

Semelhante ao trabalho apresentado por Sánchez e Junior, (2015), os autores Sánchez *et al.*, (2015) realizaram as simulações e análises exérgicas utilizando como ferramenta computacional o software comercial, o Aspen HYSYS<sup>®</sup>. Com os resultados obtidos da simulação, os autores concluíram primeiramente que quanto maior a quantidade de hidrocarbonetos líquidos no petróleo, maior o consumo de energia na unidade de

processamento FPSO. Conseqüentemente, quanto maior o consumo de energia maior é o processo de geração de irreversibilidade na unidade de processamento.

Observa-se também, segundo os autores, que os indicadores de desempenho baseados em exergia apresentam melhores resultados que os indicadores baseados somente na Primeira Lei da Termodinâmica. Por exemplo, o terceiro modo de operação com a produção dos hidrocarbonetos com qualidades comerciais se apresentou com maior consumo de energia elétrica, maior consumo de energia térmica e maior consumo de exergia. Já para o primeiro modo de operação, o qual se apresenta com altos valores de água e CO<sub>2</sub>, a destruição de exergia específica é maior neste modo.

Para Nguyen *et al.* (2012) e Sánchez *et al.*, (2015), o ramo petrolífero de processamento primário está utilizando cada vez mais indicadores específicos baseados em exergia além dos indicadores de desempenho globais, baseados somente em energia. Uma vez que os indicadores de desempenho baseados em exergia são capazes de identificar os equipamentos ou mesmo os modos de operação mais críticos com os respectivos processos de irreversibilidades que são gerados. Afirmam também que a irreversibilidade específica, ou destruição de exergia específica, é um critério de avaliação bastante útil para comparar as diferentes unidades de processamento primário de petróleo e/ou modo de operação da planta.

Em D'Aiola *et al.* (2016), os autores apresentaram também uma análise exergética para os inúmeros fluxos de uma planta de processamento primário do tipo FPSO na Bacia de Santos. Neste trabalho os autores, considerando o cenário de uso racional de recursos naturais, otimização energética e requisitos ambientais, também destacaram a análise exergética como ferramenta ideal de avaliação. Ou seja, avaliados de acordo com a eficiência exergética e a quantidade de exergia total na planta, avaliado também de acordo com a exergia específica consumida por volume de hidrocarboneto e quanto ao parâmetro ambiental relacionado a quantidade de CO<sub>2</sub> gerado pela exergia específica.

O trabalho dos autores é realizado com dados de uma planta de processamento primário de petróleo do tipo FPSO que realiza a compressão a alta pressão de gases e possui sistemas de remoção de CO<sub>2</sub>. No FPSO, o fluxo de gás pode ser processado de diferentes formas, ou seja, o primeiro modo de operação desvia todo o gás do sistema de remoção de dióxido de carbono para reinjeção no poço, pura e simplesmente. Já o segundo modo utiliza o sistema de remoção de CO<sub>2</sub> exclusivamente para exportação máxima dos gases, e por fim, o



terceiro modo, que realiza um tratamento parcial do gás através do sistema de remoção de CO<sub>2</sub> permitindo que parte do gás seja reinjetado e parte exportado, (D'Aiola *et al.*, 2016).

Uma vez identificados os fluxos da instalação e diferenciado cada modo de produção, utilizando de conceitos de exergia, os autores avaliaram a influência de cada um dos modos de operação na planta bem como os cenários de maior e de menor eficiência exergética. Puderam verificar também quais os pontos de maior consumo específico de exergia, quais os pontos de irreversibilidade no processo e as quantidades de emissões de CO<sub>2</sub> por unidade de exergia gerada.

Nesse cenário de uso racional de recursos naturais, otimização energética e requisitos ambientais, os autores Nguyen *et al.* (2012) e Nguyen *et al.* (2016), utilizaram informações de plataformas de processamento primário de petróleo *offshore*. Estas plataformas utilizam quantidades significativas de energia para suprir os processos embarcados. Nestas instalações, o consumo de energia geralmente é suprido utilizando o gás produzido da própria plataforma. Sendo estes gases queimados para acionar turbinas a gás para a geração de energia elétrica necessária para os processos de separação. Com a queima desses gases existe a emissão inevitável de dióxido de carbono na plataforma.

Os autores, neste trabalho, também lançaram mão de conceitos baseados na Segunda Lei da Termodinâmica, para analisar plataformas na Noruega, com e sem sistemas de captura de CO<sub>2</sub>. As plataformas avaliadas pelos autores são plantas de processamento localizadas no mar do norte com longevidade da ordem de 10 a 20 anos de operação ainda ativas.

Nguyen *et al.* (2012), Panton (2014) e Nguyen *et al.* (2016), apresentaram em seus trabalhos análises exergéticas para os sistemas de captura de dióxido de carbono, ou seja, plataformas com ou sem a integração de sistemas de captura e injeção de CO<sub>2</sub>. As configurações são com sistema de captura, sistema de compressão e sistema de bombeamento de CO<sub>2</sub> designados por sistema de captura e armazenamento de carbono - CCS. Neste trabalho foi apresentada uma visão geral do processo com as configurações básicas dos equipamentos utilizados bem como dos subsistemas na planta de processamento.

Os mesmos parâmetros de desempenho baseados em exergia utilizados por Sánchez e Junior, (2015) para as plataformas brasileiras, os autores Nguyen *et al.* (2016) realizaram para as plataformas no mar do norte com e sem CCS. Concluíram também que o separador trifásico em ambas as situações são os equipamentos com maior geração de irreversibilidade

(destruição de exergia). Acrescentaram também que os processos de aquecimento do petróleo reduzem as irreversibilidades tanto no separador trifásico quanto nos outros equipamentos.

Outro ponto importante apresentado por Nguyen *et al.* (2016), que as plantas que utilizam sistemas CCS aumentam consideravelmente a irreversibilidade na planta. Porém, as reduções de emissões de CO<sub>2</sub> são bastante elevadas, da ordem de 77%. Por outro lado, a redução da eficiência exérgica foi de pelo menos 2,8 pontos percentuais, contudo mesmo que a eficiência exérgica tenha apresentado quedas, os autores apontam que a redução de dióxido de carbono foi muito vantajosa.

Os resultados das análises de sistemas com CCS apresentam 1,9 pontos percentuais mais favoráveis em relação a critérios ambientais. Porém quando se utiliza conceitos de exergia, de acordo com os autores, estes aumentos de desempenho ambiental causam aumento de irreversibilidades nas plataformas, que devem ser levadas em consideração nas análises.

## Capítulo 4

# ANÁLISES EXERGÉTICAS DOS PRINCIPAIS PROCESSOS DE SEPARAÇÃO

### 4.1. INTRODUÇÃO

Descritas às etapas do processamento primário de petróleo é necessário definir quais os critérios para avaliação dos processos de separação das fases. Desta forma para se avaliar termodinamicamente os principais equipamentos da planta será descrito aqui o método de análise para os cálculos das quantidades de cada um dos componentes presentes na mistura oleosa. Descrito também os parâmetros termodinâmicos utilizados como critérios de avaliação do desempenho deste processo.

São descritos todos os passos de cálculo de exergia química, física e total em todas as etapas do processo, fornecendo dados para a análise da eficiência exergética de cada um destes equipamentos utilizados no processamento primário de petróleo.

### 4.2. DESCRIÇÃO DO PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DE PETRÓLEO ANALISADO

Como orientação e encadeamento lógicos de organização dos principais equipamentos utilizados no processamento primário de petróleo foram utilizados como referência o *layout* dos equipamentos de separação de uma plataforma do tipo FPSO

conhecida, uma vez que a mesma apresenta os principais equipamentos para o processamento do petróleo.

Desta forma os principais equipamentos e dados utilizados para a realização da análise exergética foram provenientes do relatório de impacto ambiental (RIMA) do Reservatório Membro Siri, na Concessão de Badejo, Bacia de Campos, fornecido por Petrobras, (2007).

Os dados foram coletados de uma UPE - Unidade Estacionária de Produção, do tipo (FPSO), ou seja, uma unidade flutuante de armazenamento e transferência. A localização e o limite do campo utilizado como referência é a área do poço 9-BD-18HP-RJS, cerca de 80 km da costa com uma lamina d'água de aproximadamente 91 m de profundidade.

As informações para a análise proposta foram retiradas de teste de longa duração do poço analisado e consiste em valores de permeabilidade efetiva do reservatório, caracterização do fluido, comportamento do aquífero e características de elevação, escoamento e processamento do fluido, e apresentado também a capacidade total de produção de óleo, água e gás além das pressões e temperaturas de operação da instalação de processamento primário. Ressaltando que os Testes de Longa Duração – TLD, e os resultados obtidos oferecem previsões de longo prazo, e com a dinâmica variável destes poços, as informações obtidas podem variar e devem ser levadas em consideração.

O FPSO ancorado na área do poço, Figura (15) tem uma capacidade de processamento nominal de 2.400 (m<sup>3</sup>/dia) ou 15.000 (bpd) de óleo processado a 15,6 (°C) e 101,3 (kPa) e capacidade de tratamento de 1.900 (m<sup>3</sup>/dia) de água de produção para descarte. A capacidade de tratamento do gás produzido é 70.000 (m<sup>3</sup>/dia), que é utilizado para consumo interno em geradores de vapor e caldeiras.

Primeiramente os gases são separados, sendo parte deles queimado no “*flare*” para se evitar a dispersão pelo ambiente e outra parte destes gases é destinada para geração de energia no (FPSO). A mistura oleosa isenta de gás então é submetida à separação das fases resultantes, sendo a água tratada destinada ao descarte para o mar e o óleo processado estocado e enviado a navios de transferência para seu transporte até a refinaria.

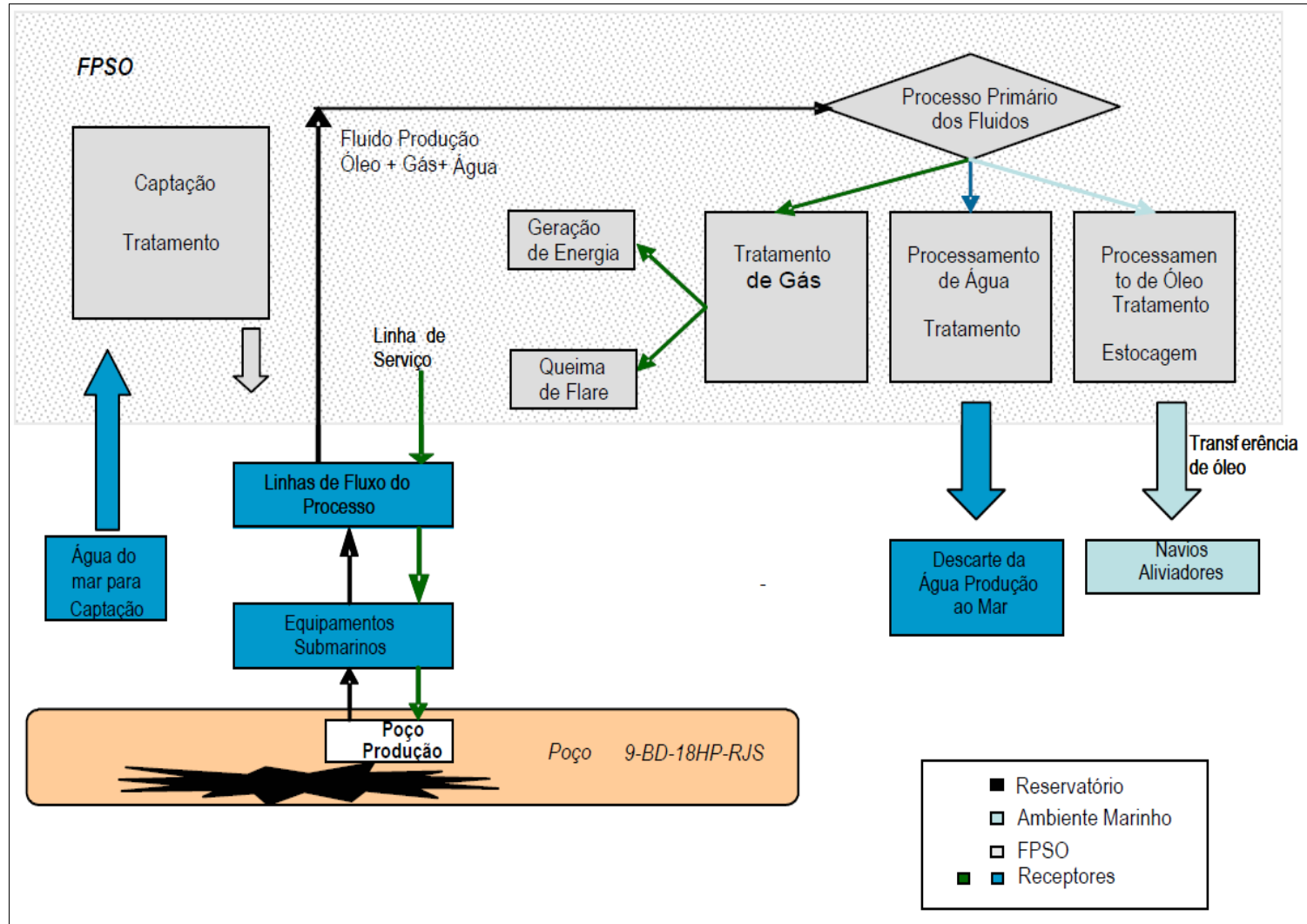


Figura (15): Diagrama esquemático do processamento primário no poço 9-BD-8HP-RJS. Fonte: PETROBRAS (2007).

Para o processamento primário do petróleo, observam-se alguns exemplos de equipamentos pelo diagrama esquemático da Figura (16). A área destinada ao processamento é dividida em módulos ou etapas posicionadas de acordo com a sequência lógica de separação de cada uma das fases. Os equipamentos utilizados para o processo de separação estão alocados numa área aberta do convés do FPSO expostas a ventilação natural, ressaltando que tanto os equipamentos principais e auxiliares foram projetados considerando as propriedades físico-químicas do fluido proveniente do poço, (PETROBRAS 2007).

A planta de processamento em questão, Figura (16), permite a separação do óleo, água e gás, bem como o condicionamento e a compressão do gás, estabilização do óleo e tratamento d'água dentro dos parâmetros regidos pela legislação ambiental. O sistema associado ao processo de separação e tratamento de óleo consiste dos seguintes equipamentos principais:

- Pré-Aquecedores e aquecedor de óleo, números (1), (2) e (3);
- Separadores de produção, número (4);
- Tratadores Eletrostáticos, número (5).
- Hidrociclones, número (6);
- Flotadores, número (7).

A planta processamento primário de petróleo apresenta uma capacidade de processar 2400 (m<sup>3</sup>/dia) de fluido por dia, considerando os seguintes parâmetros de projeto:

- Um poço produtor apenas;
- Temperatura do óleo ao chegar ao FPSO: Mínima = 40° C e Máxima = 50° C;
- Razão (BSW) de no máximo 70 %;
- Capacidade de tratamento de água de produção de até 1900 (m<sup>3</sup>/dia).

O processamento primário na superfície do FPSO é realizado em dois trens ou *layout* de produção, sendo um com capacidade de 1000 (m<sup>3</sup>/dia) e outro trem de produção com capacidade de 1400 (m<sup>3</sup>/dia). Cada trem de produção, nesta planta, é composto por um conjunto de pré-aquecedores no início da produção com o objetivo de elevar a temperatura da mistura oleosa de 40° (C), mínima temperatura que a mistura chega ao FPSO, até a temperatura de 130° (C). O sistema de separação das fases opera com pressão da ordem de 10 até 12 (bar).

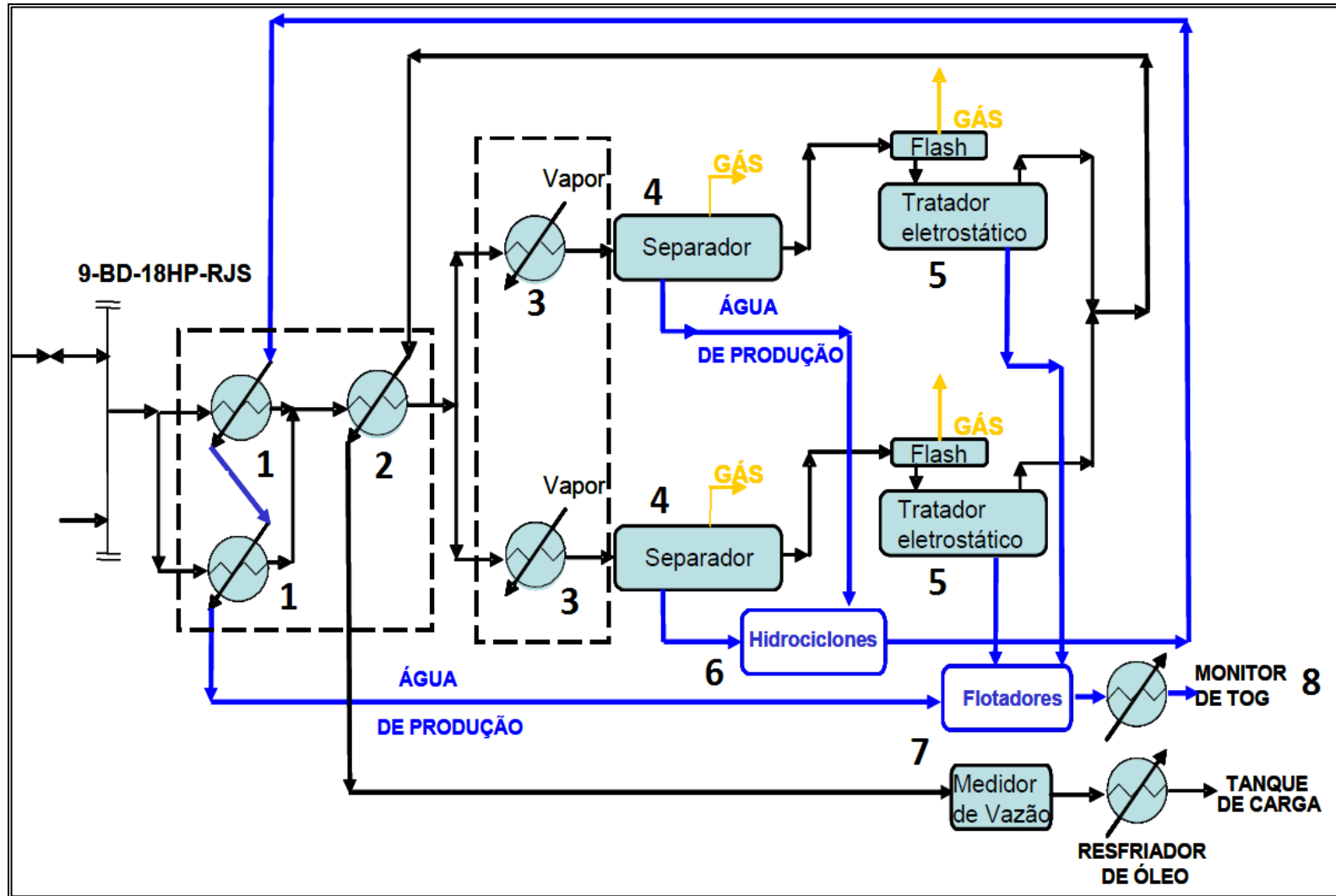


Figura (16): Diagrama esquemático do processamento primário do petróleo e gases. Fonte: PETROBRAS (2007).

Os pré-aquecedores representados pelo número (1) permitem um primeiro aquecimento da mistura oleosa proveniente do poço e conseqüentemente resfriam a água separada do óleo ao final do processo. Na seqüência a mistura oleosa passa pelo segundo pré-aquecedor representado pelo número (2), que eleva ainda mais a temperatura da mistura oleosa e resfriando o óleo separado nos tratadores eletrostáticos.

O aquecedor representado pelo número (3) para aquecer o petróleo utiliza vapor saturado com uma temperatura de 184° (C) e pressão de aproximadamente 1100 (kPa) como fonte de energia térmica. Nestes aquecedores a mistura oleosa atinge a temperatura ideal em torno de 130° (C), variando de  $\pm 10^\circ$  (C), uma vez que o aumento de temperatura promove a redução da viscosidade da mistura, facilitando a separação das fases. Considerou aqui, que o vapor saturado ao ceder energia térmica à mistura oleosa, passa para o estado de líquido saturado, ou seja, fornecimento apenas de calor latente.

O óleo então aquecido é direcionado para o vaso separador gravitacional trifásico horizontal, representado pelo número (4), onde grande parte das fases gás, óleo e água são separados. Na seqüência, para o óleo separado, o mesmo é direcionado para um conjunto Flash/Tratador Eletrostático, representados pelo número (5) onde os resíduos de gases separados são direcionados para queima nos *flares* ou utilizados para geração de energia.

A mistura oleosa praticamente isenta de gases, ao passar pelo tratador eletrostático sofre mais uma remoção de água, de tal forma que o residual de água e sedimentos “BSW” seja inferior a 1 (%). Reduzido ainda mais a quantidade de água, o óleo tratado é então conduzido para o segundo pré-aquecedor, representado pelo número (2), para recuperação/aproveitamento de calor e conseqüentemente resfriamento do óleo, sendo então quantificado e encaminhado para os tanques de carga e armazenagem.

No caso do fluxo de água que sai do separador gravitacional (separador trifásico) representado pelo número (4) é direcionada para os hidrociclones que promovem a remoção de resíduos de óleo e conferem uma melhor qualidade para descarte desta água produzida. O calor residual presente nesta água tratada é recuperado nos primeiros pré-aquecedores (1), sendo este o primeiro processo de aquecimento da mistura oleosa que chega na unidade e conseqüentemente resfriando esta água.

Finalizando o ciclo, a água produzida nesta etapa, mais fria, se junta ao outro fluxo de água separada no tratador eletrostático (5). A soma destes dois fluxos, ao passar pelo Flotador, número (7), é submetida a mais um processo de remoção de resíduos de óleo.



Garantindo, portanto que a água produzida saia da planta dentro das normas ambientais vigentes, e então possa ser descartadas.

Dadas as configurações e as etapas descritas foi organizada a Tabela (2), com o resumo das temperaturas e pressões de cada um dos principais equipamentos que serão analisados no processamento primário.

A partir destas condições apresentadas, propôs-se também uma simplificação para os dois trêns de produção da plataforma analisada. Esta simplificação permite analisar os equipamentos com a mesma finalidade nos dois trêns de produção em uma sequência lógica das separações das fases do petróleo.

Tabela (2): Condições operacionais dos principais equipamentos utilizados para o caso analisado.

EQUIPAMENTOS	TEMPERATURA DE OPERAÇÃO (°C)		PRESSÃO DE OPERAÇÃO (bar)
	Entrada	Saída	
1° Pré-aquecedor	40	65	12
2° Pré-aquecedor	65	95	11
Aquecedor	95	130	10
Separador de Produção	130	130	10
Tratador Eletrostático	130	130	4,50

Fonte: PETROBRAS (2007).

As etapas e equipamentos com mesmas funcionalidades foram agrupados conforme o fluxograma esquemático apresentado na Figura (17). Esta simplificação permite facilitar e ordenar a sequência de separação das fases, onde os processos de separação com as mesmas características, realizados em ambos os trens de separação, estão agrupados em um mesmo bloco simplificador.

Por exemplo, os pré-aquecedores representados pelo número (1) na Figura (16), estão simplificados como apenas o primeiro pré-aquecedor na Figura (17), com as mesmas características. Com o agrupamento e simplificação do primeiro pré-aquecedor o processo de aquecimento, variação de pressão e vazões são consideradas e analisadas em apenas um equipamento simplificado.

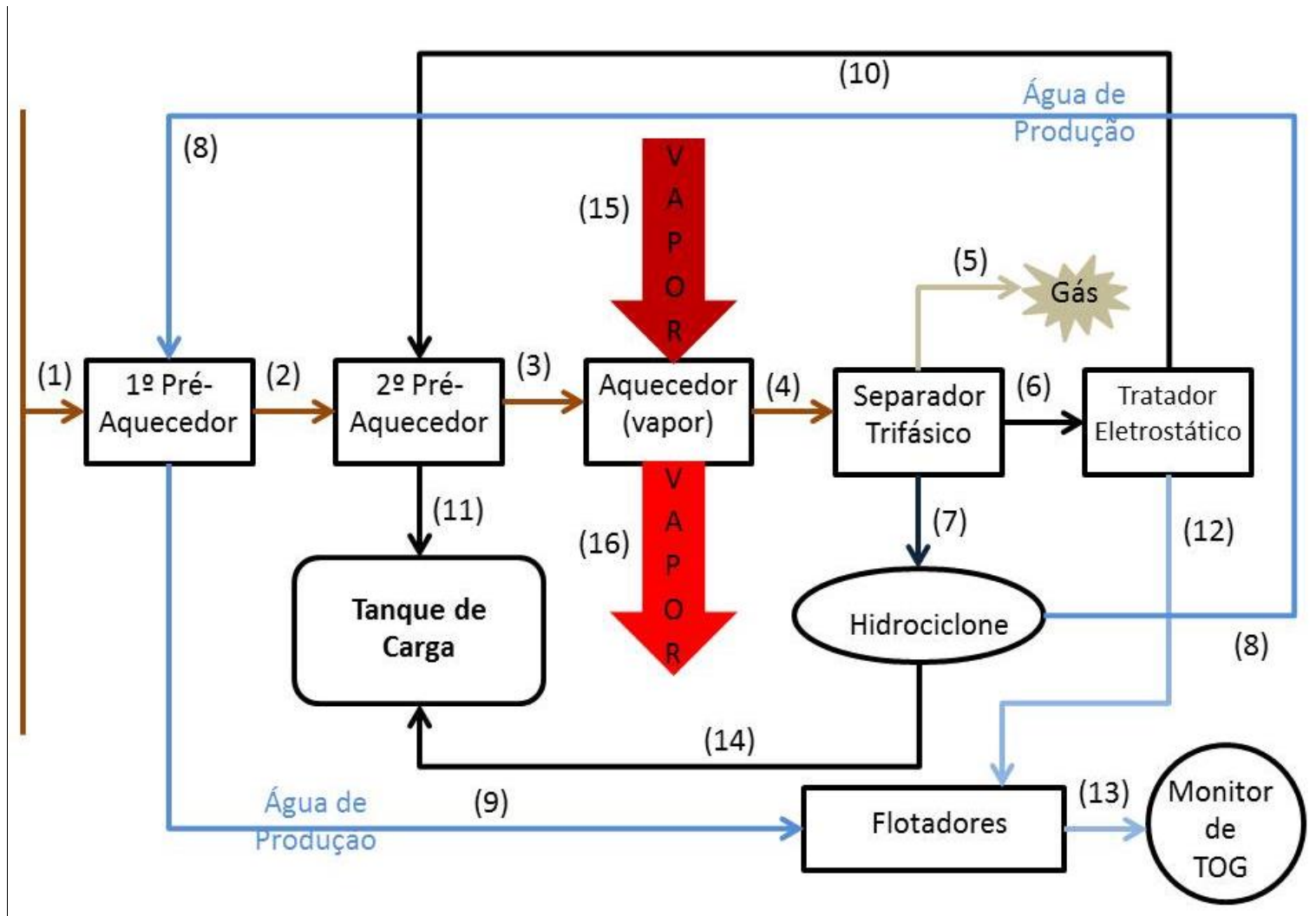


Figura (17): Fluxograma simplificado do processo de separação e tratamento do óleo, água e gás da unidade *offshore* Membro de Siri.

Desta forma, para os demais equipamentos, a simplificação permite ordenar de forma lógica as etapas de separação de fases para todos os equipamentos presentes na planta de processamento primário. Com a simplificação proposta na Figura (17) a quantidade de fluxos é reduzida para um total de (16) dezesseis, que representam vazões, que são também o foco da análise exérgica proposta.

Ressaltando que esses equipamentos simplificados da planta de processamento permitem analisar as principais etapas e processos de separação das fases de petróleo. Uma vez conhecido cada um destes equipamentos, pode-se aplicar o método para outras plantas de processamento primário com diferentes configurações de equipamentos e composição dos hidrocarbonetos.

### 4.3. PROCEDIMENTOS DE CÁLCULOS

Primeiramente será feito o cálculo da exergia, considerando os equipamentos simplificados na Figura (17). Iniciando pelo fluxo número (1) representando a vazão total do óleo proveniente do poço, cujas informações operacionais estão representadas na Tabela (3) a seguir:

Tabela (3): Dados operacionais para o Fluxo 01.

$T_{op,01}$	°(C)	40
$P_{op,01}$	(bar).	12
Capacidade de produção de óleo	(m <sup>3</sup> /dia)	2400

Fonte: PETROBRAS (2007).

Independentemente da planta de processamento, é necessário também conhecer a composição dos hidrocarbonetos presentes nos poços e quantificá-los. A partir destas quantidades é possível analisar as etapas de separação e os equipamentos e, portanto, avaliar o comportamento de exergia ao longo do processo.

Para a capacidade de processamento escolhida, considerando essa capacidade de produção diária em litros por segundos, tem-se que a vazão volumétrica do óleo ( $\dot{V}_{\text{óleo}}$ ) em litros por segundo é dada por:

$$\dot{V}_{\text{óleo}} = \text{Capac\_Prod} \left( \frac{\text{m}^3}{\text{dia}} \right) \cdot \left( \frac{1.000 \text{ l}}{1 \text{ m}^3} \right) \cdot \left( \frac{1 \text{ dia}}{24 \text{ h}} \right) \cdot \left( \frac{1 \text{ h}}{3.600 \text{ s}} \right) \quad (17)$$

$$\dot{V}_{\text{óleo}} = 2400 \cdot \frac{1000}{24 \cdot 3600} \rightarrow \dot{V}_{\text{óleo}} = 27,78 \left( \frac{\text{l}}{\text{s}} \right)$$

Do relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), o petróleo proveniente do poço analisado, trata-se de um óleo com valores altos de viscosidade, devido à presença de hidrocarbonetos com cadeias carbônicas longas, tratando-se de um óleo pesado com alta densidade relativa com valores variando de 0,80 até 0,95.

Para o presente trabalho como critério de aproximação matemática, foi considerada que este petróleo apresenta-se com uma massa específica,  $\rho_{\text{óleo}}$ , de 1,00 (kg/l), lembrando que as diferenças entre as massas específicas e conseqüentemente das densidades relativas entre as fases é necessária para que ocorra a separação no hidrociclone.

Uma vez que a água também se apresenta com massa específica,  $\rho_{\text{água}}$ , de 1,00 (kg/l), tem-se que:

$$d_{\text{Rel\_água}} = \frac{\rho_{\text{água}}}{\rho_{\text{água}}} = \frac{1,00}{1,00} \rightarrow d_{\text{Rel\_água}} = 1,00 ( )$$

$$d_{\text{Rel\_óleo}} = \frac{\rho_{\text{óleo}}}{\rho_{\text{água}}} = \frac{1,00}{1,00} \rightarrow d_{\text{Rel\_óleo}} = 1,00 ( )$$

Calculada a vazão volumétrica total de óleo sem a presença de água e sabendo qual o volume do óleo do poço, calcula-se a vazão mássica total do óleo produzido ( $\dot{Q}_{\text{óleo}}$ ), conforme Equação (18) que segue:

$$\dot{Q}_{\text{óleo}} = \dot{V}_{\text{óleo}} \left( \frac{\text{l}}{\text{s}} \right) \cdot \rho_{\text{óleo}} \left( \frac{\text{kg}}{\text{l}} \right) \quad (18)$$

$$\dot{Q}_{\text{óleo}} = 27,78 \cdot 1,00 \rightarrow \dot{Q}_{\text{óleo}} = 27,78 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

Outra informação importante no relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007) referente à vazão mássica e/ou vazão volumétrica de óleo sem a

presença de água, representa 65 (%) da vazão total da mistura oleosa proveniente do poço, permitindo assim obter a quantidade total da mistura oleosa produzida.

Conhecendo a quantidade total da mistura oleosa e sua proporção na quantidade total é possível obter tanto a vazão mássica total da mistura ( $\dot{Q}_{\text{Total}_01}$ ), conforme Equação (19) que segue:

$$\dot{Q}_{\text{Total}_01} = \frac{\dot{Q}_{\text{óleo}} \cdot 100}{\%_{\text{óleo}}} \quad (19)$$

$$\dot{Q}_{\text{Total}_01} = \frac{27,78 \cdot 100}{65} \rightarrow \dot{Q}_{\text{Total}_01} = 42,74 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

Com o valor da vazão mássica total da mistura oleosa e sabendo-se que a porcentagem de água é de 35 (%), tem-se que a vazão mássica total de água ( $\dot{Q}_{\text{água}}$ ) presente na mistura oleosa é dada pela Equação (20) a seguir:

$$\dot{Q}_{\text{água}} = \frac{\dot{Q}_{\text{Total}_01} \cdot \%_{\text{H}_2\text{O}}}{100} \quad (20)$$

$$\dot{Q}_{\text{água}} = \frac{42,74 \cdot 35}{100} \rightarrow \dot{Q}_{\text{água}} = 14,96 \left( \frac{\text{kg}}{\text{s}} \right)$$

Calculado a quantidade máxima da mistura oleosa e as proporções máximas de óleo e água, é possível calcular o percentual mássico de cada um destes componentes. Para o cálculo do percentual mássico de cada um destes é necessário obter a composição deste óleo do reservatório em análise.

No caso desta primeira planta de processamento primário de petróleo, para o método de análise serão utilizados os dados fornecidos do percentual molar do reservatório, apresentado no relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007) referentes ao poço, conforme reproduzido na Tabela (4).

Ressaltando que a mistura oleosa deste poço é composta por 25 (vinte e cinco) diferentes tipos de componentes, partindo desde o dióxido de carbono, gás nitrogênio e

cadeias carbônicas que vão desde o metano com um carbono ( $C_1$ ) até o eicosano com 20 (vinte) carbonos ou mais ( $C_{20+}$ ).

O percentual molar da água no reservatório depende diretamente da curva de produção do poço. Para análise em questão, consideraram-se as proporções de óleo e água, mas é importante também frisar que apesar da percentagem da água no poço ser de 35 (%), o valor residual desta água na composição de reservatório, para o valor BSW utilizado, de apenas 1 (%), (PETROBRÁS, 2007).

Tabela (4): Composição do óleo no poço 9-BD-18HP-RJS.

Substâncias		Percentual Molar no Reservatório (%)
Dióxido de Carbono	$CO_2$	6,84E+00
Nitrogênio	$N_2$	1,00E-01
Metano	$C_1$	2,32E+01
Etano	$C_2$	3,20E-01
Propano	$C_3$	1,20E-01
i-Butano	$iC_4$	0,00E+00
n-Butano	$nC_4$	1,00E-01
i-Pentano	$iC_5$	2,00E-02
n-Pentano	$nC_5$	4,00E-02
Hexano	$C_6$	4,00E-02
Heptano	$C_7$	1,00E-02
Octano	$C_8$	1,00E-02
Nonano	$C_9$	2,00E-02
Decano	$C_{10}$	2,90E-01
Undecano	$C_{11}$	7,30E-01
Dodecano	$C_{12}$	1,05E+00
Tridecano	$C_{13}$	1,72E+00
Tetradecano	$C_{14}$	2,00E+00
Pentadecano	$C_{15}$	2,64E+00
Hexadecano	$C_{16}$	1,96E+00
Heptadecano	$C_{17}$	1,82E+00
Octadecano	$C_{18}$	2,16E+00
Nonadecano	$C_{19}$	1,62E+00
Eicosano	$C_{20+}$	5,32E+01
Água	$H_2O$	-

Fonte: PETROBRAS (2007).

No relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007) é apresentada a composição percentual dos componentes em relação ao total do petróleo e independente das quantidades, que podem variar a quantidade final de água necessariamente fica em torno de 1 (%) do total da mistura oleosa no reservatório. Desta forma para saber a quantidade final de água presente no reservatório é necessário determinar as quantidades de cada um destes componentes. Para as outras plantas de processamento primário de petróleo além de conhecer

a sequência lógica de separação das fases é necessário também conhecer a composição destes componentes no reservatório. Para as composições do reservatório e de posse da capacidade de produção do poço foi possível quantificar cada um dos componentes presentes no reservatório. Para a planta de processamento de Siri, com o percentual molar de cada um dos componentes do petróleo exceto a quantidade de água, o próximo passo foi determinar o quanto representa em volume e em massa cada uma dessas quantidades. Para isso foi determinada a fração molar de cada um destes componentes ( $y_{CR}$ ) presentes no petróleo, considerando o valor de BSW do reservatório e o percentual molar de cada uma das substâncias ( $CR$ ) da mistura oleosa, conforme Equação (21):

$$y_{CR} = CR \cdot BSW \quad (21)$$

Multiplicando-se o percentual molar de cada componente da mistura oleosa pelo valor de BSW de 1 (%), tem-se como resultado a Tabela (5) com as frações molares ( $y_{CR}$ ) de cada um dos componentes a seguir:

Tabela (5): Fração molar sem água dos componentes presentes na mistura oleosa.

Substância	Fórmula	Fração molar sem água - $y_{CR}$
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	6,84E-02
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	1,00E-03
Metano	CH <sub>4</sub>	2,32E-01
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,20E-03
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,20E-03
i-Butano	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00
n-Butano	n_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,00E-03
i-Pentano	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,00E-04
n-Pentano	n_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	4,00E-04
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	4,00E-04
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,00E-04
Octano	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,00E-04
Nonano	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,00E-04
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,90E-03
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	7,30E-03
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,05E-02
Tridecano	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1,72E-02
Tetradecano	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	2,00E-02
Pentadecano	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	2,64E-02
Hexadecano	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1,96E-02
Heptadecano	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,82E-02
Octadecano	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	2,16E-02
Nonadecano	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,62E-02
Eicosano	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,32E-01
Água	H <sub>2</sub> O	0,00E+00

O próximo passo foi o cálculo da quantidade molar de cada um destes vinte e quatro componentes. Contudo, primeiramente foi necessário obter os valores das massas molares de cada um desses componentes.

Os valores de volume específico ( $\vartheta_{CR}$ ), massa molar ( $\bar{n}_{CR}$ ) e volume específico molar ( $\bar{\vartheta}_{CR}$ ), foram retirados de Yaws (1996) e representados na Tabela (6), sendo assim possível determinar a quantidade molar de cada um dos componentes da mistura oleosa do reservatório.

Tabela (6): Volume específico, massa molar e volume específico molar dos elementos na mistura oleosa.

Substância	Fórmula	$\bar{n}_{CR}$ (kg/kmol)	$\bar{\vartheta}_{CR}$ (m <sup>3</sup> /kmol)	$\vartheta_{CR}$ (m <sup>3</sup> /kg)
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	4,40E+01	9,40E-02	2,14E-03
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	2,80E+01	8,92E-02	3,19E-03
Metano	CH <sub>4</sub>	1,60E+01	9,86E-02	6,15E-03
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,01E+01	1,46E-01	4,84E-03
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	4,41E+01	2,00E-01	4,54E-03
i-Butano	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5,81E+01	2,55E-01	4,39E-03
n-Butano	n_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5,81E+01	2,55E-01	4,39E-03
i-Pentano	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	7,22E+01	3,13E-01	2,17E-03
n-Pentano	n_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	7,22E+01	3,13E-01	2,17E-03
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	8,62E+01	3,71E-01	4,31E-03
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,00E+02	4,28E-01	4,27E-03
Octano	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,14E+02	4,86E-01	4,26E-03
Nonano	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	1,28E+02	5,51E-01	4,30E-03
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,42E+02	6,17E-01	4,34E-03
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,56E+02	6,85E-01	4,38E-03
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,70E+02	7,55E-01	4,43E-03
Tridecano	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1,84E+02	8,26E-01	4,48E-03
Tetradecano	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1,98E+02	8,97E-01	4,52E-03
Pentadecano	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	2,12E+02	9,69E-01	4,56E-03
Hexadecano	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,26E+02	1,04E+00	4,59E-03
Heptadecano	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	2,40E+02	1,11E+00	4,62E-03
Octadecano	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	2,55E+02	1,19E+00	4,68E-03
Nonadecano	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	2,69E+02	1,26E+00	4,69E-03
Eicosano	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	2,83E+02	1,34E+00	4,74E-03
Água	H <sub>2</sub> O	1,80E+01	5,60E-02	3,11E-03

Fonte: Yaws, (1996).

Os valores dos isômeros i-butano (i-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) e i-pentano (i-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub>) apresentam os mesmos valores de volume específico, massa molar e volume específico molar que seus correspondentes n-Butano (n-C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>) e n-Pentano (n-C<sub>5</sub>H<sub>12</sub>), respectivamente.



Com os valores das frações molares de cada um dos componentes do petróleo ( $y_{CR}$ ), exceto o percentual de água e das massas molares ( $\bar{n}_{CR}$ ) dos mesmos, pela multiplicação destes valores, obtêm-se as quantidades molares para os 24 (vinte e quatro) componentes do reservatório, com os quais foi construída a Tabela (7) a seguir:

Tabela (7): Quantidade molar de cada uma das substâncias presentes na mistura oleosa.

Substância	Fórmula	( $\bar{P}_{CR,i}$ ) Quantidade Molar (kg/kmol)
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	3,01E+00
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	2,80E-02
Metano	CH <sub>4</sub>	3,72E+00
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	9,62E-02
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	5,29E-02
i-Butano	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00
n-Butano	n_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5,81E-02
i-Pentano	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,44E-02
n-Pentano	n_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,89E-02
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	3,45E-02
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,00E-02
Octano	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,14E-02
Nonano	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,57E-02
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	4,13E-01
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,14E+00
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,79E+00
Tridecano	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,17E+00
Tetradecano	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,97E+00
Pentadecano	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,61E+00
Hexadecano	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,44E+00
Heptadecano	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,38E+00
Octadecano	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	5,50E+00
Nonadecano	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	4,35E+00
Eicosano	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,50E+02
Água	H <sub>2</sub> O	0,00E+00

O somatório das quantidades molares destes componentes da mistura, por sua vez resulta na quantidade molar total do óleo ( $\bar{P}_{T,óleo}$ ), e pode ser expresso pela Equação (22) a seguir:

$$\bar{P}_{T,óleo} = \sum_{i=1}^{24} \bar{P}_{CR,i} \rightarrow \bar{P}_{T,óleo} = 192,22 \left( \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) \quad (22)$$

Até este ponto são conhecidas as proporções “composição percentual molar do fluido do reservatório” dos componentes com um valor de BSW de 1 (%). Com o valor desta fração

(razão) de água e sedimentos residuais presentes nos dados fornecidos (Reservatório Membro Siri) e sabendo-se a composição de cada um dos componentes e as respectivas massas molares foi possível calcular a quantidade molar total dessa mistura de componentes. Para calcular a proporção total da mistura oleosa, ou seja, dos 24 (vinte e quatro) componentes, utilizou-se a Equação (22) a seguir:

$$\bar{P}_{\text{Total}} = \frac{\bar{P}_{\text{T}_\text{óleo}} \cdot 100}{\%_{\text{óleo}}} = \frac{192,22 \cdot 100}{65} \rightarrow \bar{P}_{\text{Total}} = 295,77 \left( \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) \quad (23)$$

Calculado a quantidade molar total da mistura oleosa produzida na planta de processamento primário em análise é possível obter o valor proporcional da água contida nesta mistura. Para o cálculo da quantidade molar total da água ( $\bar{P}_{\text{T}_\text{água}}$ ) utiliza-se a Equação (24) a seguir:

$$\bar{P}_{\text{T}_\text{água}} = \frac{\bar{P}_{\text{Total}} \cdot \%_{\text{água}}}{100} = \frac{295,77 \cdot 35}{100} \rightarrow \bar{P}_{\text{T}_\text{água}} = 103,50 \left( \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \right) \quad (24)$$

Com a quantidade molar da mistura oleosa ( $\bar{P}_{\text{Total}}$ ), da mistura oleosa sem a água ( $\bar{P}_{\text{T}_\text{óleo}}$ ) e da água ( $\bar{P}_{\text{T}_\text{água}}$ ), com o valor da vazão mássica do óleo ( $\dot{Q}_{\text{óleo}}$ ), calcula-se agora a vazão molar total da mistura oleosa sem água ( $\dot{Q}_{\text{M}_\text{óleo}}$ ), conforme Equação (25) a seguir:

$$\dot{Q}_{\text{M}_\text{óleo}} = \frac{\dot{Q}_{\text{óleo}}}{\bar{P}_{\text{T}_\text{óleo}}} = \frac{27,78}{192,22} \rightarrow \dot{Q}_{\text{M}_\text{óleo}} = 0,145 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right) \quad (25)$$

Para o cálculo da vazão molar da água, considerou-se a massa molar da água ( $\bar{n}_{\text{H}_2\text{O}}$ ) e a vazão mássica total de água ( $\dot{Q}_{\text{água}}$ ) presente na mistura oleosa, já calculada pela Equação (20). Então pela Equação (26), tem-se o valor da vazão molar total da água ( $\dot{Q}_{\text{M}_\text{água}}$ ) conforme segue:

$$\dot{Q}_{\text{M}_\text{água}} = \frac{\dot{Q}_{\text{água}}}{\bar{n}_{\text{H}_2\text{O}}} = \frac{14,96}{18} \rightarrow \dot{Q}_{\text{M}_\text{água}} = 0,831 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right) \quad (26)$$

Com a vazão molar total da água ( $\dot{Q}_{\text{M}_\text{água}}$ ) e a vazão molar total da mistura oleosa ( $\dot{Q}_{\text{M}_\text{óleo}}$ ), sem água, e sabendo-se os valores das frações molares de cada elemento sem

considerar a água ( $y_{CR}$ ), calcula-se pela Equação (27), o valor da vazão molar de cada um dos componentes presentes na mistura oleosa ( $\dot{Q}_{M_{CR_i}}$ ), conforme segue:

$$\dot{Q}_{M_{CR_i}} = y_{CR_i} \cdot \dot{Q}_{M_{óleo}} \quad (27)$$

Realizando o produto entre as frações molares de cada elemento ( $y_{CR}$ ) pela vazão molar total da mistura oleosa ( $\dot{Q}_{M_{óleo}}$ ) é possível construir a Tabela (8) que representa os valores das vazões molares de todo os componentes da mistura oleosa ( $\dot{Q}_{M_{CR_i}}$ ). Ressaltando que neste ponto, pela Equação (26), pode ser representado também aqui o valor da vazão molar total da água ( $\dot{Q}_{M_{água}}$ ) calculado.

Tabela (8): Vazão molar de cada um dos componentes presentes na mistura oleosa.

Substância	Fórmula	( $\dot{Q}_{M_{CR_i}}$ ), Vazão Molar (kmol/s)
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	9,89E-03
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	1,45E-04
Metano	CH <sub>4</sub>	3,35E-02
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,62E-04
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,73E-04
i-Butano	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00
n-Butano	n_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,45E-04
i-Pentano	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,89E-05
n-Pentano	n_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	5,78E-05
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	5,78E-05
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,45E-05
Octano	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,45E-05
Nonano	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,89E-05
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	4,19E-04
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,06E-03
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,52E-03
Tridecano	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	2,49E-03
Tetradecano	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	2,89E-03
Pentadecano	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	3,82E-03
Hexadecano	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,83E-03
Heptadecano	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	2,63E-03
Octadecano	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	3,12E-03
Nonadecano	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	2,34E-03
Eicosano	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	7,69E-02
Água	H <sub>2</sub> O	8,31E-01

Com os valores das vazões molares dos vinte e cinco componentes ( $\dot{Q}_{M_{CR_i}}$ ), pode-se então obter a vazão molar total da mistura oleosa do Fluxo 01 ( $\dot{Q}_{M_{Total_01}}$ ), ou seja, a vazão molar no início do processamento primário do petróleo. Para o cálculo desta vazão considera-

se a soma das vazões de todos os vinte e cinco componentes, representado pela Equação (28) conforme segue:

$$\dot{Q}_{M\_Total\_01} = \sum_{i=1}^{25} \dot{Q}_{M_{CR_i}} = 0,145 + 0,831 \rightarrow \dot{Q}_{M\_Total\_01} = 0,976 \left( \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right) \quad (28)$$

Com as vazões molares de cada um dos componentes ( $\dot{Q}_{M_{CR_i}}$ ), podem-se obter os valores das vazões mássicas ( $\dot{Q}_{CR_i}$ ) de cada componente. Ou seja, pela multiplicação da vazão molar ( $\dot{Q}_{M_{CR_i}}$ ) pela massa molar ( $\bar{n}_{CR}$ ) dos respectivos componentes, obtém-se a Tabela (9).

Tabela (9): Vazão mássica de todos os 25 elementos presentes na mistura oleosa.

Substância	Fórmula	Vazão Mássica $\dot{Q}_{CR_i}$ (kg/s)
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	4,35E-01
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	4,05E-03
Metano	CH <sub>4</sub>	5,38E-01
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,39E-02
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	7,65E-03
i-Butano	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00
n-Butano	n_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	8,40E-03
i-Pentano	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,09E-03
n-Pentano	n_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	4,17E-03
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	4,98E-03
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,45E-03
Octano	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,65E-03
Nonano	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	3,71E-03
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	5,96E-02
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,65E-01
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	2,58E-01
Tridecano	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	4,58E-01
Tetradecano	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	5,73E-01
Pentadecano	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	8,10E-01
Hexadecano	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	6,41E-01
Heptadecano	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	6,32E-01
Octadecano	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	7,94E-01
Nonadecano	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	6,29E-01
Eicosano	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	2,17E+01
Água	H <sub>2</sub> O	1,50E+01

A Tabela (8) juntamente com a Tabela (9) apresentam os fluxos molares e mássicos de todos os componentes da mistura oleosa, valores estes importantes na determinação da exergia de cada componente nos processos de separação. Uma vez calculados e quantificados todos os componentes presentes na mistura oleosa, a próxima etapa é o cálculo das exergias de cada um dos fluxos.

Para o cálculo das exergias de cada um dos fluxos, é necessário recorrer-se à sequência lógica do processo, representada pela Figura (17) anteriormente ou, da ordem de utilização dos equipamentos posicionados em outras plantas de processamento primário de petróleo. Com estas informações e das composições da mistura (petróleo), é possível efetuar os cálculos das exergias em cada um dos fluxos da planta de processamento em questão.

#### 4.4. MÉTODO DE CÁLCULO DAS EXERGIAS

Neste ponto será apresentado o método de cálculo e os valores obtidos de exergias para os fluxos de entrada e saída dos equipamentos de acordo com a planta de processamento primário analisada. Foram utilizados dados provenientes do Reservatório Membro Siri, planta essa que a princípio foi feita a simplificação de equipamentos proposta na Figura (17).

Para obterem-se os valores destas exergias foi utilizada a Equação (1) que leva em consideração as quatro componentes da exergia total. Como os efeitos de cota (altura) entre a entrada e saída dos fluxos em cada um dos equipamentos são pequenos em relação às outras parcelas de exergias, o valor da exergia potencial ( $B^P$ ) foi desconsiderado para os fluxos.

A mesma simplificação foi também feita em relação à exergia cinética ( $B^K$ ), uma vez que a variação da velocidade do fluxo entre a entrada e a saída de cada um dos equipamentos é pequena, resultando que a variação de exergia cinética ( $B^K$ ) também não foi considerada.

A próxima componente de exergia para o cálculo foi a exergia física ( $B^{PH}$ ), que segundo a Equação (4), leva em consideração duas componentes de exergia, ou seja, a Exergia Mecânica ( $B^M$ ) e a Exergia Térmica ( $B^T$ ). Como os componentes presentes na mistura oleosa apresentam composições tanto de líquidos quanto de gases é necessário diferenciar estas parcelas de exergia mecânica ( $B^M$ ) e exergia térmica ( $B^T$ ) para esses dois diferentes estados.

Dos 25 (vinte e cinco) componentes presentes na mistura oleosa, segundo Yaws (1996), pelo menos 10 (dez) deles estão na condição de gases líquidos ao chegar a planta de processamento, mas na pressão de separação no separador trifásico passam para o estado de gases conforme pode ser observado na Tabela (10):

Tabela (10): Componentes no estado gasoso após separador trifásico.

(i)	Componentes	(i)	Componentes
1	Dióxido de Carbono	6	i-Butano
2	Nitrogênio	7	n-Butano
3	Metano	8	i-Pentano
4	Etano	9	n-Pentano
5	Propano	10	Hexano

Os outros 14 (quatorze) componentes, Tabela (11), são os hidrocarbonetos que continuam no estado líquido do início ao fim do processamento primário, conforme pode ser visto a seguir:

Tabela (11): Componentes (hidrocarbonetos) no estado líquido da mistura oleosa.

(i)	Componentes	(i)	Componentes
11	Heptano	18	Tetradecano
12	Octano	19	Pentadecano
13	Nonano	20	Hexadecano
14	Decano	21	Heptadecano
15	Undecano	22	Octadecano
16	Dodecano	23	Nonadecano
17	Tridecano	24	Eicosano

Por fim, o último componente presente na mistura oleosa trata-se da água produzida, que também se encontra no estado líquido. Sabendo quais as composições e os respectivos estados na mistura, é possível então realizar o cálculo tanto para as exergias físicas ( $B^{PH}$ ) dos gases quanto dos líquidos.

Para o cálculo da exergia física ( $B^{PH}$ ) dos gases presentes na mistura oleosa, foi utilizada a Equação (6), proposta por Szargut *et al.*, (1988), Kotas (1985) e por Cengel e Boles (2006), que consideram os componentes citados acima como gases ideais. Desta forma foi necessário conhecer qual o valor dos calores específicos ( $c_{pCR}$ ) destes gases, que foram obtidos a partir dos polinômios proposto por Yaws (1996), cujos coeficientes estão representados na Tabela (12):

Tabela (12): Constantes para calcular os calores específicos dos elementos da mistura.

Substância	(i)	Fórmula	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	C <sub>4</sub>	C <sub>5</sub>
Dióxido de Carbono	1	CO <sub>2</sub>	2,74E+01	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
Nitrogênio	2	N <sub>2</sub>	2,94E+01	-4,60E-03	1,30E-05	-5,48E-09	2,92E-13
Metano	3	CH <sub>4</sub>	3,49E+01	-4,00E-02	1,92E-04	-1,53E-07	3,93E-11
Etano	4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,81E+01	4,34E-02	1,89E-04	-1,91E-07	5,33E-11
Propano	5	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,83E+01	1,16E-01	1,96E-04	-2,33E-07	6,87E-11
i-Butano	6	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	6,77E+00	3,41E-01	-1,03E-04	-3,68E-08	2,04E-11
n-Butano	7	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,01E+01	2,82E-01	-1,31E-05	-9,46E-08	3,41E-11
i-Pentano	8	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-8,81E-01	4,75E-01	-2,48E-04	6,75E-08	-8,53E-12
n-Pentano	9	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,67E+01	3,23E-01	4,28E-05	-1,66E-07	5,60E-11
Hexano	10	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	2,59E+01	4,19E-01	-1,25E-05	-1,59E-07	5,88E-11
Heptano	11	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	2,70E+01	5,04E-01	-4,47E-05	-1,68E-07	6,52E-11
Octano	12	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,91E+01	5,80E-01	-5,71E-05	-1,95E-07	7,66E-11
Nonano	13	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,97E+01	6,68E-01	-9,65E-05	-2,00E-07	8,22E-11
Decano	14	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	3,18E+01	7,45E-01	-1,09E-04	-2,27E-07	9,35E-11
Undecano	15	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,25E+02	3,14E-01	7,91E-04	-9,14E-07	2,76E-10
Dodecano	16	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	7,15E+01	7,26E-01	1,16E-04	-4,12E-07	1,41E-10
Tridecano	17	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1,10E+02	5,33E-01	7,40E-04	-1,02E-06	3,24E-10
Tetradecano	18	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1,16E+02	6,09E-01	6,80E-04	-9,71E-07	3,08E-10
Pentadecano	19	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1,25E+02	6,27E-01	8,32E-04	-1,17E-06	3,73E-10
Hexadecano	20	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1,32E+02	6,74E-01	8,78E-04	-1,24E-06	3,98E-10
Heptadecano	21	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,12E+02	9,60E-01	2,79E-04	-6,75E-07	2,25E-10
Octadecano	22	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1,25E+02	9,87E-01	3,43E-04	-7,48E-07	2,48E-10
Nonadecano	23	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,33E+02	1,04E+00	3,69E-04	-7,96E-07	2,48E-10
Eicosano	24	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,38E+02	1,10E+00	3,68E-04	-8,21E-07	2,73E-10
Água	25	H <sub>2</sub> O	3,39E+01	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

Fonte: Yaws (1996).

Com os valores dos coeficientes para o cálculo dos calores específicos e sabendo quais os 10 (dez) componentes podem estar no estado de gases ideais, necessariamente têm-se como valor da constante universal dos gases ( $R$ ) igual a 8,3145 (J/mol.K).

Já o polinômio proposto por Yaws (1996) para o cálculo dos calores específicos ( $c_{pCR}$ ) é dado pela Equação (29):

$$c_{pCR} = C_1 \cdot T^0 + C_2 \cdot T^1 + C_3 \cdot T^2 + C_4 \cdot T^3 + C_5 \cdot T^4 \quad (29)$$

Para o cálculo da exergia física dos componentes no estado gasosos será utilizado a Equação (6), onde é considerada a integração dos calores específicos ( $c_{pCR}$ ) em função da

temperatura que pode ser representada pela variação de entalpia e a variação de entropia dada pelas Equações (30) e Equação (31) a seguir:

$$h - h_o = \int_{T_o}^{T_f} c_{p_{CR}} \cdot dT \quad (30)$$

$$s - s_o = \int_{T_o}^{T_f} \frac{c_{p_{CR}}}{T} \cdot dT \quad (31)$$

Uma vez que as variações de entalpia ( $h-h_o$ ) e entropia ( $s-s_o$ ) representadas pelas Equações (30) e Equação (31) são parcelas de cálculos tanto da exergia física dos gases quanto para a dos líquidos, é possível fazer-se o cálculo de todos os componentes da mistura oleosa.

Para o primeiro caso de análise, a planta no Reservatório Membro Siri que apresenta 16 (dezesseis) fluxos, neste ponto será aplicado o método de cálculo para cada um dos equipamentos e os respectivos fluxos de entrada e saída.

Considerando o primeiro equipamento na planta no Reservatório Membro Siri, o pré-aquecedor à água, de posse das vazões mássicas e molares de cada um dos 25 (vinte e cinco) componentes da mistura oleosa o próximo passo é calcular os efeitos de temperatura e pressão a que estão submetidos cada um destes componentes.

Recorrendo às Equações (30) e (31), calculam-se os valores das variações de entalpia ( $h - h_o$ ) e entropia ( $s - s_o$ ) para o Fluxo 01 (entrada do pré-aquecedor à água) que apresentam temperatura final ( $T_f$ ) ou de operação ( $T_{op\_01}$ ) de 40° (C), pressão de operação ( $P_{op\_01}$ ) de 12 (bar) e temperatura de referência ( $T_o$ ) de 25° (C).

Uma vez aplicadas às respectivas equações para a entalpia e a entropia foi possível obter a Tabela (13) a seguir:



Tabela (13): Variações de entalpia e entropia dos componente da mistura oleosa.

Substância	(i)	Fórmula	Variações de Entalpia [ $h - h_o$ ] $\left(\frac{kJ}{kmol}\right)$	Variações de Entropia [ $s - s_o$ ] $\left(\frac{kJ}{kmol \cdot K}\right)$
Dióxido de Carbono	1	CO <sub>2</sub>	5,80E+02	1,90E+00
Nitrogênio	2	N <sub>2</sub>	4,36E+02	1,43E+00
Metano	3	CH <sub>4</sub>	5,49E+02	1,80E+00
Etano	4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,12E+02	2,66E+00
Propano	5	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,14E+03	3,73E+00
i-Butano	6	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,51E+03	4,94E+00
n-Butano	7	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,54E+03	5,03E+00
i-Pentano	8	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,84E+03	6,04E+00
n-Pentano	9	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,88E+03	6,14E+00
Hexano	10	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	2,23E+03	7,31E+00
Heptano	11	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	2,59E+03	8,47E+00
Octano	12	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,94E+03	9,63E+00
Nonano	13	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	3,30E+03	1,08E+01
Decano	14	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	3,65E+03	1,20E+01
Undecano	15	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	4,07E+03	1,33E+01
Dodecano	16	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	4,40E+03	1,44E+01
Tridecano	17	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	4,74E+03	1,55E+01
Tetradecano	18	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	5,10E+03	1,67E+01
Pentadecano	19	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,46E+03	1,79E+01
Hexadecano	20	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	5,82E+03	1,90E+01
Heptadecano	21	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	6,21E+03	2,03E+01
Octadecano	22	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	6,59E+03	2,15E+01
Nonadecano	23	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	6,95E+03	2,27E+01
Eicosano	24	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	7,31E+03	2,39E+01
Água	25	H <sub>2</sub> O	5,05E+02	1,65E+00

Com os valores das variações de entalpia e entropia de todos os componentes presentes na mistura oleosa no Fluxo 01 o próximo passo foi o cálculo da exergia física dos componentes que mudam de líquidos para gases na mistura oleosa, utilizando a Equação (6) para os componentes com índices (i) de 1 (um) a 10 (dez).

Para o cálculo da exergia física destes componentes que se tornam gases construiu-se a Tabela (14) a seguir com as vazões molares, variações de entalpia, exergia e o valor da exergia físicas dos componentes gasosos ( $B_{\text{gases}}^{\text{PH}}$ ), representados pela Equação (32) conforme segue:

$$B_{\text{gases}}^{\text{PH}} = \bar{n}_{\text{CR}} \left( \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \right) \cdot \left[ \Delta h \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right) - T_o(\text{K}) \cdot \Delta s \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right) + T_o(\text{K}) \cdot R \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol} \cdot \text{K}} \right) \cdot \ln(x) \right] \quad (32)$$

Tabela (14): Exergia física dos dez componentes gasosos da mistura oleosa no Fluxo 01.

Substância	(i)	Fórmula	Vazão Molar do Componente	Varição de Entalpia	Varição de Entropia	Exergia Física dos Gases
			( $\bar{n}_{cr}$ ) kmol/s	(h - h <sub>o</sub> ) (kJ/kmol)	(s - s <sub>o</sub> ) (kJ/kmol . K)	( $B_{gases}^{PH}$ ) (kJ/s)
Dióxido de Carbono	1	CO <sub>2</sub>	9,88E-03	5,80E+02	1,90E+00	6,10E+01
Nitrogênio	2	N <sub>2</sub>	1,45E-04	4,36E+02	1,43E+00	8,92E-01
Metano	3	CH <sub>4</sub>	3,35E-02	5,49E+02	1,80E+00	2,07E+02
Etano	4	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,62E-04	8,12E+02	2,66E+00	2,86E+00
Propano	5	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,73E-04	1,14E+03	3,73E+00	1,07E+00
i-Butano	6	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00	1,51E+03	4,94E+00	0,00E+00
n-Butano	7	n_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,45E-04	1,54E+03	5,03E+00	8,96E-01
i-Pentano	8	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,89E-05	1,84E+03	6,04E+00	1,79E-01
n-Pentano	9	n_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	5,78E-05	1,88E+03	6,14E+00	3,59E-01
Hexano	10	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	5,78E-05	2,23E+03	7,31E+00	3,59E-01

Com os valores das exergias físicas para os 10 (dez) componentes no estado gasosos foi possível obter, pela soma das parcelas de exergia física a quantidade total da exergia física associada ao fluxo no estado gasoso, conforme Equação (33):

$$B_{gases}^{PH} = \sum_{i=1}^{10} B_{gases\_CR\_i}^{PH} = 274,5309 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (33)$$

Calculada a exergia física para os componentes no estado no estado gasoso na sequência foi realizado o cálculo da exergia física dos líquidos ( $B_{líquidos\_01}^{PH}$ ) correspondentes aos componentes de número 11 (onze) ao 25 (vinte e cinco) da mistura oleosa.

Para o cálculo da exergia física dos hidrocarbonetos líquidos e da água será utilizado a Equação (7), e da mesma forma que no cálculo da exergia física dos gases ( $B_{gases\_01}^{PH}$ ) para o cálculo da exergia física dos hidrocarbonetos líquidos e da água ( $B_{líquidos\_01}^{PH}$ ), serão utilizadas as variações de entalpia ( $h - h_o$ ) e entropia ( $s - s_o$ ) em relação à temperatura de referência ( $T_o$ ) e temperatura de entrada do Fluxo 01 ( $T_{op\_01}$ ).

Para o cálculo da exergia física dos componentes líquidos do Fluxo 01 ( $B_{líquidos\_01}^{PH}$ ) foi construída a Tabela (15) que resume todos os valores das vazões molares, as variações de

entalpia, variações de entropia, volumes específicos molares e as exergias físicas dos quinze componentes líquidos da mistura oleosa restantes no Fluxo 01 (entrada do pré-aquecedor à água), conforme segue:

Tabela (15): Exergia física dos 15 componentes líquidos da mistura oleosa no Fluxo 01.

Substância	(i)	Fórmula	Massa Molar do Componente	Variação de Entalpia	Variação de Entropia	Volume Específico Molar	Exergia Física dos Líquidos
			( $\dot{n}$ ) kmol/s	( $h - h_0$ ) (kJ/kmol)	( $s - s_0$ ) (kJ/kmol . K)	( $\dot{v}$ ) (m <sup>3</sup> /kmol)	( $B_{PH\_líquidos}$ ) (kJ/s)
Heptano	11	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,45E-05	2,59E+03	8,47E+00	4,28E-01	7,72E-03
Octano	12	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,45E-05	2,94E+03	9,63E+00	4,86E-01	8,77E-03
Nonano	13	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,89E-05	3,30E+03	1,08E+01	5,51E-01	1,99E-02
Decano	14	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	4,19E-04	3,65E+03	1,20E+01	6,17E-01	3,22E-01
Undecano	15	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,06E-03	4,07E+03	1,33E+01	6,85E-01	9,00E-01
Dodecano	16	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,52E-03	4,40E+03	1,44E+01	7,55E-01	1,42E+00
Tridecano	17	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	2,49E-03	4,74E+03	1,55E+01	8,26E-01	2,55E+00
Tetradecano	18	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	2,89E-03	5,10E+03	1,67E+01	8,97E-01	3,21E+00
Pentadecano	19	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	3,82E-03	5,46E+03	1,79E+01	9,69E-01	4,58E+00
Hexadecano	20	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,83E-03	5,82E+03	1,90E+01	1,04E+00	3,64E+00
Heptadecano	21	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	2,63E-03	6,21E+03	2,03E+01	1,11E+00	3,61E+00
Octadecano	22	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	3,12E-03	6,59E+03	2,16E+01	1,19E+00	4,59E+00
Nonadecano	23	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	2,34E-03	6,95E+03	2,27E+01	1,26E+00	3,64E+00
Eicosano	24	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	7,69E-02	7,31E+03	2,39E+01	1,34E+00	1,27E+02
Água	25	H <sub>2</sub> O	8,31E-01	5,05E+02	1,65E+00	5,59E-02	6,14E+01

Calculada a exergia física dos hidrocarbonetos líquidos e da água presentes na mistura oleosa, pela soma de todas as parcelas, Equação (34), obtem-se o valor total da exergia física dos líquidos para o Fluxo 01 (entrada do pré-aquecedor à água) conforme segue:

$$B_{líquidos\_01}^{PH} = \sum_{i=15}^{25} B_{líquido\_CR\_i}^{PH} = 216,9864 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (34)$$

Com os valores da exergia física dos gases ( $B_{gases\_01}^{PH}$ ) e a exergia física dos líquidos ( $B_{líquidos\_01}^{PH}$ ) é possível pela soma das duas parcelas, Equação (35), obter-se o valor da exergia física total para o Fluxo 01 (entrada do pré-aquecedor à água), conforme segue:

$$B_{\text{Fluxo}_{01}}^{\text{PH}} = B_{\text{gases}_{01}}^{\text{PH}} + B_{\text{liquidos}_{01}}^{\text{PH}} = 491,5173 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right) \quad (35)$$

Uma vez com a exergia física dos hidrocarbonetos líquidos, da água e dos gases o próximo passo foi o cálculo das exergias químicas. Para determinar estas exergias foi necessário obter os valores da exergia química padrão destes componentes. Contudo, na literatura especializada obteve-se a exergia química padrão da maioria dos elementos exceto para Isobutano ( $i\text{-C}_4\text{H}_{10}$ ), Isopentano ( $i\text{-C}_5\text{H}_{12}$ ), Heptadecano ( $\text{C}_{17}\text{H}_{36}$ ), Octadecano ( $\text{C}_{18}\text{H}_{38}$ ), Nonadecano ( $\text{C}_{19}\text{H}_{40}$ ) e Eicosano ( $\text{C}_{20}\text{H}_{42}$ ), obtido a partir de Yaws (1996), representados na Tabela (16) a seguir:

Tabela (16): Exergia química padrão dos componentes da mistura oleosa.

Substância	(i)	Fórmula	$\dot{n}$ (kg/kmol)	Exergia Química $b_{CR_i}^o \left( \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} \right)$
Dióxido de Carbono	1	$\text{CO}_2$	4,40E+01	1,99E+04
Nitrogênio	2	$\text{N}_2$	2,80E+01	7,20E+02
Metano	3	$\text{CH}_4$	1,60E+01	8,32E+05
Etano	4	$\text{C}_2\text{H}_6$	3,01E+01	1,50E+06
Propano	5	$\text{C}_3\text{H}_8$	4,41E+01	2,15E+06
i-Butano	6	$i\text{-C}_4\text{H}_{10}$	5,81E+01	-
n-Butano	7	$n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	5,81E+01	2,81E+06
i-Pentano	8	$i\text{-C}_5\text{H}_{12}$	7,22E+01	-
n-Pentano	9	$n\text{-C}_5\text{H}_{12}$	7,22E+01	3,46E+06
Hexano	10	$\text{C}_6\text{H}_{14}$	8,62E+01	4,12E+06
Heptano	11	$\text{C}_7\text{H}_{16}$	1,00E+02	4,76E+06
Octano	12	$\text{C}_8\text{H}_{18}$	1,14E+02	5,41E+06
Nonano	13	$\text{C}_9\text{H}_{20}$	1,28E+02	6,06E+06
Decano	14	$\text{C}_{10}\text{H}_{22}$	1,42E+02	6,72E+06
Undecano	15	$\text{C}_{11}\text{H}_{24}$	1,56E+02	7,38E+06
Dodecano	16	$\text{C}_{12}\text{H}_{26}$	1,70E+02	8,03E+06
Tridecano	17	$\text{C}_{13}\text{H}_{28}$	1,84E+02	8,68E+06
Tetradecano	18	$\text{C}_{14}\text{H}_{30}$	1,98E+02	9,33E+06
Pentadecano	19	$\text{C}_{15}\text{H}_{32}$	2,12E+02	9,98E+06
Hexadecano	20	$\text{C}_{16}\text{H}_{34}$	2,26E+02	1,06E+07
Heptadecano	21	$\text{C}_{17}\text{H}_{36}$	2,40E+02	-
Octadecano	22	$\text{C}_{18}\text{H}_{38}$	2,55E+02	-
Nonadecano	23	$\text{C}_{19}\text{H}_{40}$	2,69E+02	-
Eicosano	24	$\text{C}_{20}\text{H}_{42}$	2,83E+02	-
Água	25	$\text{H}_2\text{O}$	1,80E+01	9,00E+02

Fonte: Yaws, (1996).

Como não foram encontrados os valores das exergia químicas padrão ( $b_{CR_i}^o$ ) para os 6 (seis) componentes da mistura oleosa, foi necessário determinar os valores das exergias

químicas padrão utilizando a Equação (11) proposta em Szargut e Styrylska, apud Kotas (1985). Que leva em consideração a relação entre a exergia química e o poder calorífico inferior (PCI) denominado de  $(\varphi)$ , que é a mesma para qualquer substância pura com as mesmas relações atômicas  $\left(\frac{H}{C}\right)$ ,  $\left(\frac{O}{C}\right)$ ,  $\left(\frac{N}{C}\right)$ , e  $\left(\frac{S}{C}\right)$ .

Para o cálculo da relação atômica  $(\varphi)$  utilizou-se a Equação (12) que leva em consideração as relações atômicas dos seis componentes, os quais serão obtidos os valores de exergia química padrão. Como exemplo de cálculo, tem-se o isobutano ( $i\_C_4H_{10}$ ) que apresenta os seguintes resultados:

$$\text{➤} \quad \left(\frac{H}{C}\right) = \frac{1,0 \cdot 10}{12,0 \cdot 4} = 0,2083 \quad (36)$$

$$\text{➤} \quad \left(\frac{O}{C}\right) = \frac{16,0 \cdot 0}{12,0 \cdot 4} = 0,0 \quad (37)$$

$$\text{➤} \quad \left(\frac{S}{C}\right) = \frac{32,0 \cdot 0}{12,0 \cdot 4} = 0,0 \quad (38)$$

$$\varphi_{i\_C_4H_{10}} = 1,0401 + 0,1728 \cdot 0,2083 + 0,0432 \cdot 0 + 0,2169 \cdot 0 \cdot (1 - 2,0628 \cdot 0,2083) = 1,0761$$

Fazendo o mesmo procedimento para os outros 5 (cinco) componentes da mistura oleosa, que não apresentaram exergia química padrão, construiu-se a Tabela (17) com os respectivos valores para a relação atômica  $(\varphi)$  como visto a seguir:

Tabela (17): Relações atômicas para os seis componentes presentes na mistura oleosa.

Substância	(i)	Fórmula	Relações atômicas $\varphi(-)$
i-Butano	6	$i\_C_4H_{10}$	1,08E+00
i-Pentano	8	$i\_C_5H_{12}$	1,07E+00
Heptadecano	21	$C_{17}H_{36}$	1,07E+00
Octadecano	22	$C_{18}H_{38}$	1,07E+00
Nonadecano	23	$C_{19}H_{40}$	1,07E+00
Eicosano	24	$C_{20}H_{42}$	1,07E+00

Foi necessário também obter os valores do Poder Calorífico Inferior (PCI) destes componentes. Entretanto, também não foram encontrados os respectivos valores de PCI na literatura especializada. Sendo necessário obter estes valores utilizando-se a Equação (13) proposta por Dulong, que leva em consideração as concentrações percentuais de carbono, hidrogênio, enxofre e a água. Utilizando o isobutano ( $i\_C_4H_{10}$ ) como exemplo, tem-se:

$$PCI_{(iC_4H_{10})} = 4,186 \cdot \left[ 8140 \cdot \frac{48}{58} + 29000 \cdot \left( \frac{10}{58} - \frac{0}{8} \right) + 2200 \cdot 0 - 600,0 \right] = 49129,2055 \left( \frac{kJ}{kg} \right)$$

Realizado o mesmo procedimento de cálculo para os outros 5 (cinco) componentes da mistura oleosa construiu-se a Tabela (18), com os respectivos valores de PCI.

Tabela (18): Poder calorífico inferior para os seis componentes presentes na mistura oleosa.

Substância	(i)	Fórmula	n̄ (kg/kmol)	Poder Calorífico Inferior $PCI_{CR} \left( \frac{kJ}{kg} \right)$
i-Butano	6	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	5,81E+01	4,91E+04
i-Pentano	8	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	7,22E+01	4,86E+04
Heptadecano	21	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	2,40E+02	4,71E+04
Octadecano	22	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	2,55E+02	4,70E+04
Nonadecano	23	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	2,69E+02	4,70E+04
Eicosano	24	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	2,83E+02	4,70E+04

Os valores calculados de PCI estão expressos em (kJ/kg) e para convertê-los em (kJ/kmol) multiplicou-se cada valor de PCI dos componente pela respectiva massa molar, de forma a se obter o valor da exergia química padrão dos elementos em (kJ/kmol). Com os valores das relações atômicas ( $\varphi$ ) e do Poder Calorífico Inferior (PCI) em (kJ/kmol) dos 6 (seis) componentes da mistura oleosa, e pela multiplicação desses resultados, obteve-se a exergia química padrão para cada um desses componentes conforme representados na Tabela (19) a seguir:

Tabela (19): Exergia química padrão para os seis componentes presentes na mistura oleosa.

Substância	(i)	Fórmula	Exergia Química $b_{CRi}^0 \left( \frac{kJ}{kmol} \right)$
i-Butano	6	i_C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,07E+06
i-Pentano	8	i_C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	3,77E+06
Heptadecano	21	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,21E+07
Octadecano	22	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1,28E+07
Nonadecano	23	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,35E+07
Eicosano	24	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,42E+07

Após encontrar os valores de exergias químicas padrão para os componentes da mistura oleosa foi necessário comparar os resultados. Ou seja, com os valores da exergia química padrão calculados obteve-se então a exergia química de um componente conhecido, o qual apresente valor na literatura específica. Depois comparou o valor da exergia química

presente na literatura, como em Szargut *et al.*, (1988) e Kotas (1985), com o método utilizado aqui, conforme Tabela (20):

Tabela (20): Comparação das exergias químicas calculadas em relação com as referências.

Substância	Fórmula	Exergia Química (kJ/kmol)		
		Valores Calculados	Szargut (2005)	Kotas (1985)
Metano	CH <sub>4</sub>	881.428,8	831.600,0	836.510
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1.548.931,5	1.495.800	1.504.360
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2.205.332,9	2.154.000	2.163.190
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	8.056.167,7	-	8.059.340

Verifica-se então que os valores de exergia química padrão calculados resultam em valores de exergia químicas semelhantes aos encontrados na literatura específica, permitindo assim utilizar este método para obter os valores de exergia química padrão e consequentemente da exergia química dos componentes não encontrados.

Obtidos então os valores das exergias químicas padrão destes 6 (seis) componentes, realizou-se o cálculo das exergias químicas de todos os 25 (vinte e cinco) elementos presentes no Fluxo 01. Para o método de análise proposto foram calculadas as exergias químicas separadamente para os gases, para a água e para os líquidos. Utilizando a Equação (14) obteve-se a exergia química dos gases:

$$B_{gases\_01}^{CH} = \sum_{i=1}^{10} \bar{n}_{CR_i} \cdot b_{CR_i}^o = 30085,2112 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (14)$$

O cálculo da exergia química para a água presente no Fluxo 01 seguiu da mesma forma que o cálculo da exergia química dos gases, a Equação (14), porém em se tratando apenas do elemento água obteve-se o seguinte resultado:

$$B_{água\_01}^{CH} = \bar{n}_{água} \cdot b_{água}^o = 747,8633 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (1439)$$

A exergia química dos hidrocarbonetos líquidos também foi calculado da mesma forma que os componentes gasosos da mistura e da água. Utilizando-se a Equação (14) e sabendo-se que estes componentes variam de 11 (onze) até 24 (vinte e quatro), tem-se que:

$$B_{líquido\_01}^{CH} = \sum_{i=11}^{24} \bar{n}_{CR_i} \cdot b_{CR_i}^o = 1338664,0960 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (1440)$$

Para as parcelas líquidas da mistura oleosa, ou seja, a exergia química da água ( $B_{\text{água}_01}^{CH}$ ) e a exergia química dos hidrocarbonetos líquidos ( $B_{\text{líquidos}_01}^{CH}$ ), tem-se a exergia total dos líquidos da mistura oleosa, ou seja:

$$B_{\text{líquidos}_01}^{CH} = \sum_{i=11}^{25} \bar{n}_{CR_i} \cdot b_{CR_i}^o = 1339411,9592 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (41)$$

Com as exergias químicas dos gases e dos líquidos, pela soma das exergias químicas obteve-se a exergia química total do Fluxo 01 conforme segue:

$$B_{\text{Fluxo}_01}^{CH} = B_{\text{gases}_01}^{CH} + B_{\text{líquidos}_01}^{CH} = 1369497,1704 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (42)$$

Uma vez calculados os valores das exergias físicas e químicas totais para o Fluxo 01 calculou-se finalmente a exergia total do Fluxo 01, dado pela Equação (1), conforme segue:

$$B_{\text{FLUXO}_01} = B_{\text{Fluxo}_01}^{PH} + B_{\text{Fluxo}_01}^{CH} = 1369988,33 \left( \frac{kJ}{s} \right) \quad (43)$$

Este método de cálculo das exergias foi utilizado para o cálculo de todos os fluxos simplificados que estão representados na Figura (17) e podem vistos na Tabela (21):

Tabela (21): Exergias totais calculadas para todos os fluxos da planta de processamento.

FLUXOS	B
	Exergia Total
	(MJ/s)
Fluxo 01	1.369,98
Fluxo 02	1.370,21
Fluxo 03	1.370,77
Fluxo 04	1.372,09
Fluxo 05	33,97
Fluxo 06	1.335,53
Fluxo 07	3,03
Fluxo 08	1,53
Fluxo 09	1,16
Fluxo 10	1.335,49
Fluxo 11	1.334,54
Fluxo 12	1,25
Fluxo 13	2,59
Fluxo 14	2,22
Fluxo 15	4,26
Fluxo 16	2,38



Os detalhes dos cálculos referentes aos demais fluxos que compõem a Tabela (23) estão presentes no Apêndice C deste trabalho. Porém, como o objetivo foi avaliar as exergias, destruições de exergia e eficiências exergeticas no processamento primário, foi necessário agrupar os fluxos de entrada e saída de acordo com os equipamentos. No Apêndice (A) deste trabalho foram divididos cada um dos equipamentos em tópicos a fim de se apresentar os cálculos de exergia para cada um dos fluxos de entrada e saída.

Com os valores das exergias de todos os fluxos da planta de processamento primário de Siri, e considerando os cálculos de irreversibilidade e eficiência exergetica propostas pelas Equações (15) e (16), obteve-se a Tabela (22) conforme segue:

Tabela (22): Irreversibilidade e Eficiência exergetica dos equipamentos da planta de Siri.

EQUIPAMENTOS	IRREVERSIBILIDADE	EFICIÊNCIA EXERGETICA
	(MW)	(%)
PRÉ-AQUECEDOR A ÁGUA	0,14	62,95
PRÉ-AQUECEDOR A ÓLEO	0,38	59,51
AQUECEDOR DE VAPOR	0,57	69,86
SEPARADOR TRIFÁSICO	0,45	99,97
TRATADOR ELETROSTÁTICO	1,21	99,93
HIDROCICLONE	0,71	81,00
FLOTADOR	0,17	93,32

## Capítulo 5

### ESTUDOS DE CASOS E ANÁLISES

#### 5.1. CASO 1: INSTALAÇÃO DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DO RESERVATÓRIO MEMBRO SIRI

A planta de processamento primário da Unidade Estacionária de Produção (UEP) do tipo *Floating Production, Storage and Offloading* (FPSO) apresenta o sistema de produção para o poço 9-BD-18HP-RJS, no Reservatório Membro Siri, da Concessão de Badejo, que foram utilizados no estudo de viabilidade técnica e econômica, de acordo com o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS (2007), de um sistema definitivo de produção e nos estudos de desenvolvimento da tecnologia de produção de óleos pesados. A planta de processamento no membro Siri está situada na região sul da Bacia de Campos, litoral norte do Estado do Rio de Janeiro, a cerca de 80 km da costa, em lâmina d'água de 91 metros aproximadamente.

A instalação é dotada de um sistema de tratamento da água de produção, sendo esta água descartada somente quando o teor de óleo e graxa for inferior a 29 (mg/l). A temperatura e o Teor de Óleo e Graxa - TOG são monitorados continuamente com indicador visual na sala de controle (computadores e monitores).

A água utilizada para resfriamento em sistema fechado é utilizada em alguns sistemas da unidade estacionária de produção (UPE). Após a remoção da carga térmica, a água é descartada ao mar sempre com temperaturas inferiores à 40° (C). O controle da temperatura é monitorado continuamente (PETROBRÁS, 2007).

Dentre os aspectos técnicos referentes à produção *offshore* de petróleo faz-se uso de conhecimentos de outras áreas em relação ao petróleo, uma vez que o descarte é de acordo com a especificação da planta de tratamento da água de produção que atende à Resolução CONAMA nº 393/2007, sendo que o descarte do efluente tratado se realizará com *TOG* máximo de 29 (mg/l).

A planta de processamento primário de Siri, conforme apresentada na Figura (17), apresenta as simplificações de todos os equipamentos presentes bem como os respectivos fluxos de entrada e saída em cada um deles.

Com os dados de operação da planta e aplicando o método de análise de exergia apresentado no Apêndice (A), foram obtidos os valores exergéticos dos fluxos, exergia física e química, referentes à planta de processamento primário de Siri, apresentados na Tabela (23):

Tabela (23): Exergias dos fluxos que compõe a planta de processamento primário de Siri.

FLUXOS	$B^{PH}$	$B^{CH}$	B
	Exergia Física	Exergia Química	Exergia Total
	(%)	(%)	(MJ/s)
Fluxo 01	0,04	99,96	1.369,98
Fluxo 02	0,05	99,95	1.370,21
Fluxo 03	0,07	99,93	1.370,77
Fluxo 04	0,12	99,88	1.372,09
Fluxo 05	0,63	99,37	33,97
Fluxo 06	0,06	99,94	1.335,53
Fluxo 07	7,05	92,95	3,03
Fluxo 08	25,53	74,64	1,53
Fluxo 09	1,73	98,27	1,16
Fluxo 10	0,02	99,94	1.335,49
Fluxo 11	0,002	99,998	1.334,54
Fluxo 12	0,03	99,97	1,25
Fluxo 13	0,65	99,35	2,59
Fluxo 14	1,59	98,41	2,22
Fluxo 15	78,86	21,14	4,26
Fluxo 16	62,19	37,81	2,38

Verifica-se pela Tabela (23), que os valores da exergia química para a maioria dos fluxos que compõe a planta são significativamente maiores quando comparados com a exergia física, exceto nos casos onde o fluxo é água, sendo os valores de exergia físicas maiores que os verificados para a exergia química.

Com os valores de exergia dos fluxos em cada um dos equipamentos utilizados para o processo de separação das fases, foi realizado também o cálculo referente à quantidade de

exergia transferida para a mistura oleosa no pré-aquecedor a água, no pré-aquecedor a óleo e no aquecedor de produção (aquecedor de vapor saturado) conforme apresentado na Tabela (24):

Tabela (24): Transferência de exergia nos trocadores de calor - Siri.

EQUIPAMENTOS	$\Delta\dot{B}$
	(MJ/s)
<b>Pré-aquecedor a água</b>	0,23
<b>Pré-aquecedor a óleo</b>	0,56
<b>Aquecedor de vapor</b>	1,31

Observa-se que a quantidade de exergia transferida no aquecedor de vapor foi maior em relação aos outros aquecedores, tendo em vista que o processo de transferência de calor do vapor é menor em relação ao fluxo de água e óleo aquecido. Contudo, como o aquecedor de vapor, na planta de Siri, é o equipamento que garante a temperatura adequada da mistura oleosa (petróleo) a montante do separador trifásico, a vazão do vapor saturado deve ser ajustada para atender toda e qualquer variação das fases constituintes e suas respectivas temperaturas. Isto porque tanto o aquecimento no primeiro, quanto no segundo pré-aquecedor, está diretamente associado com as quantidades de água e de óleo da mistura, promovendo variações da temperatura que chega ao aquecedor de vapor.

Para o caso em que a quantidade de água produzida é de 35 (%) e de óleo 65 (%), e considerando os respectivos fluxos de óleo e água que já foram separados ao longo do processamento primário, dadas as vazões de água e óleo aquecido que passam pelos pré-aquecedores, logo a jusante no aquecedor a vapor, uma quantidade de 25 toneladas por hora de vapor saturado foram necessários para que a temperatura da mistura oleosa atinja pelo menos 130° (C). Nesta situação verifica-se que a quantidade de exergia transferida no aquecedor de vapor é 1,31 (MJ/s), sendo pelo menos cinco vezes maior que no pré-aquecedor a água e duas vezes maior que no pré-aquecedor a óleo.

Nos processos de aquecimento verifica-se também pela Tabela (23) que a variação de exergia, ou transferência de exergia, é exclusivamente da exergia física dos fluxos de aquecimento, uma vez que a exergia química não variou nestes processos. Nota-se uma variação significativa de exergia física somente no aquecedor de vapor, etapa em que as exergias físicas (pela variação de pressão e temperatura) foram significativamente maiores que as exergias químicas destes fluxos. A partir dos valores de exergia calculados com o método foram obtidos também os valores da irreversibilidade e eficiência exérgica de cada

um dos equipamentos utilizados na planta de Siri, conforme representados na Tabela (25) a seguir:

Tabela (25): Irreversibilidade e Eficiência exergética dos equipamentos da planta de Siri.

EQUIPAMENTOS	IRREVERSIBILIDADE	EFICIÊNCIA EXERGÉTICA
	(MW)	(%)
PRÉ-AQUECEDOR A ÁGUA	0,14	62,95
PRÉ-AQUECEDOR A ÓLEO	0,38	59,51
AQUECEDOR DE VAPOR	0,57	69,86
SEPARADOR TRIFÁSICO	0,45	99,97
TRATADOR ELETROSTÁTICO	1,21	99,93
HIDROCICLONE	0,71	81,00
FLOTADOR	0,17	93,32

Observa-se pela Tabela (25), que os equipamentos utilizados para a separação das fases, apesar da variação de exergia química associada à separação, apresentaram maiores valores de eficiências exergéticas em relação aos aquecedores. Com os valores das exergias representados na Tabela (23) e com os resultados de irreversibilidade e eficiência exergética da Tabela (25) baseando no fluxograma simplificado da Figura (17), construiu-se o diagrama ilustrativo com todos estes resultados representados na Figura (18):

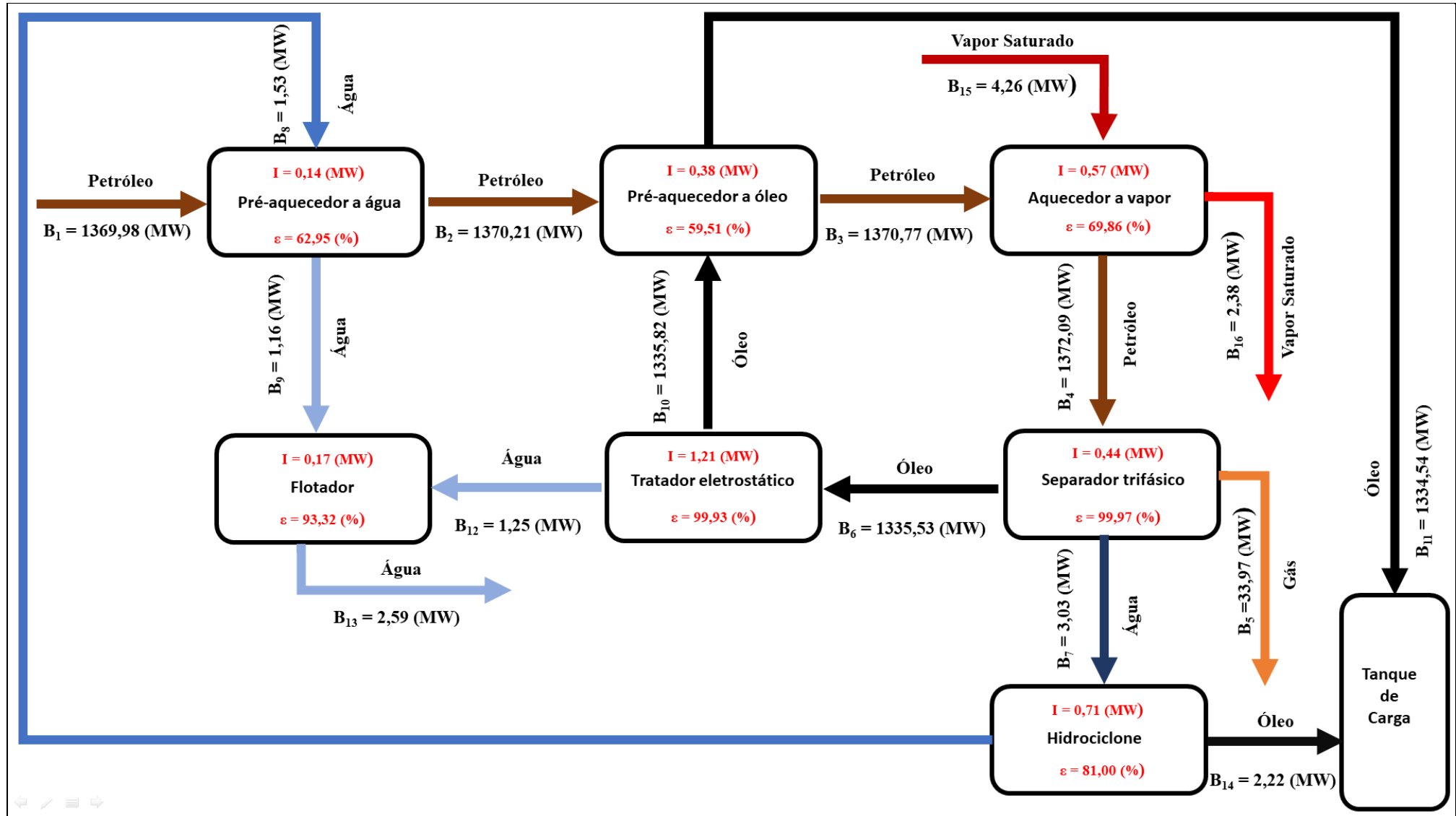


Figura (18): Fluxos exergéticos da planta de processamento primário de Siri.

Quando se analisa os equipamentos de separação de fases com base na exergia observa-se que devido ao grande valor da exergia química dos fluxos associados aos hidrocarbonetos são reveladas informações bastante interessantes.

Por exemplo, quando se compara a irreversibilidade do aquecedor de vapor com os outros dois pré-aquecedores, observa-se que o mesmo é menos eficiente, haja vista que uma grande quantidade de vapor foi utilizada para aquecer a mistura oleosa, e conforme mencionado anteriormente, a maior variação, Tabela (26), está diretamente relacionada a parcela física da exergia. Desta forma observa-se também um valor de ( $\epsilon$ ) eficiência exergética relativamente mais baixa no aquecedor de vapor.

Tabela (26): Variação de exergia devida aos fluxos.

FLUXOS	$B^{PH}$	$B^{CH}$	B
	Exergia Física	Exergia Química	Exergia Total
	(MJ/s)	(MJ/s)	(MJ/s)
Fluxo 01	4,90E-01	1,37E+03	1,37E+03
Fluxo 02	6,30E-01	1,37E+03	1,37E+03
Aumento Exergia	1,40E-01	9,00E-02	2,30E-01
Fluxo 03	7,70E-01	1,37E+03	1,37E+03
Aumento Exergia	4,50E-01	1,10E-01	5,60E-01
Fluxo 04	1,65E+00	1,37E+03	1,37E+03
Aumento Exergia	6,70E-01	6,40E-01	1,31E+00
Fluxo 08	3,90E-01	1,14E+00	1,53E+00
Fluxo 09	2,00E-02	1,14E+00	1,16E+00
Redução de Exergia	3,70E-01	0,00E+00	3,70E-01
Fluxo 10	3,40E-01	1,33E+03	1,34E+03
Fluxo 11	3,00E-02	1,33E+03	1,34E+03
Redução de Exergia	3,50E-01	1,00E-02	3,50E-01
Fluxo 15	3,36E+00	9,00E-01	4,26E+00
Fluxo 16	1,48E+00	9,00E-01	2,38E+00
Redução de Exergia	1,88E+00	0,00E+00	1,88E+00

Interessante nos resultados do método de análise exergética está relacionado ao aumento de exergia ao longo do aquecimento da mistura oleosa. Primeiramente observa-se que a variação de exergia no primeiro pré-aquecedor foi de 0,23 (MW). Este acréscimo de exergia está diretamente associado à variação de exergia física da água resfriada do Fluxo 08 para o Fluxo 09. Sendo que 0,14 (MW) desse aumento de exergia atribuído somente a parcela física do Fluxo 01 para o Fluxo 02.

Observa-se o mesmo efeito para o segundo pré-aquecedor, uma vez que o aumento de exergia do Fluxo 02 para o Fluxo 03 foi de 0,56 (MW). Quando se observa o resfriamento

do óleo do Fluxo 10 para o Fluxo 11, observa-se que aproximadamente 0,35 (MW) está relacionado a exergia física do óleo resfriado.

Para o aquecedor de vapor o aumento de exergia foi da ordem 0,56 (MW) sendo que pelo menos 0,45 (MW) está diretamente associado a variação da exergia física da mistura oleosa proveniente da queda de energia térmica do Fluxo 15 para o Fluxo 16. Observa-se que para o petróleo (65 % de óleo e 35 % de água) com uma temperatura de 130° (C), pelo menos 62 (%) do aumento de exergia no aquecimento está associado ao aquecedor de vapor, que garante essa temperatura ótima para o processo de separação.

Porém é importante também reforçar que os 38 (%) de aumento de exergia estão relacionados aos pré-aquecimentos a água e a óleo, provenientes da recuperação de calor destes fluxos. Além da vantagem do aproveitamento deste calor que seria perdido garante também a redução da temperatura dos fluxos de óleo para armazenamento e transporte e no caso da água para o descarte ou reinjeção.

Observa-se também ao analisar a planta de Siri que o separador trifásico, tratador eletrostático e flotador se mostraram bastante eficientes, como esperado, quando se avalia a separação das fases da mistura com altos valores de exergia química. Isto porque os equipamentos de separação apenas separam as fases e as exergias químicas.

Por fim, a partir do método de análise exérgica, quando se avalia a planta de processamento primário de petróleo de Siri, observa-se que a exergia total do óleo separado que entra no tanque de carga é de pelo menos 1334,54 (MW). Considerando todos os processos envolvidos na separação o total de exergia fornecida (na forma de calor) foi de 1341,28 (MW). Considerando a eficiência exérgica da planta tem-se que:

$$\varepsilon_{Planta\_Siri} = \frac{(B_{11})}{(B_8 + B_{10} + B_{15})} \cdot 100 = \frac{(1334,54)}{(1341,28)} \cdot 100 (\%) = 99,50 (\%)$$

A fim de se verificar os efeitos na eficiência desses processos de separação, no Apêndice B foi realizada também uma análise considerando agora a variação da proporção de óleo e água do poço de produção.

Da curva de produção de óleo e água do poço onde se encontra a planta de Siri, aplicou-se também o método de análise exérgica para a variação de óleo e água nos



equipamentos de separação. Como exemplo, foram avaliados os efeitos da curva de produção no separador trifásico da planta de processamento de Siri.

Importante salientar que a curva de produção de óleo e água é uma informação estatística do petróleo produzido. Esta informação apresenta uma perspectiva da variação da quantidade dos fluidos ao longo do tempo de produção do poço. Porém a plataforma é dotada de uma capacidade nominal de pelo menos 2400 (m<sup>3</sup>/dia) de líquidos produzidos e tratamento de até 1900 (m<sup>3</sup>/dia) de água de produção para descarte. O projeto desta planta foi concebido de forma a produzir uma vazão de 2000 (m<sup>3</sup>/dia) de líquidos e o processamento da mistura oleosa pode ser realizado por até dois trens de produção. Sendo um trem com capacidade de até 1000 (m<sup>3</sup>/dia) e outro com capacidade para 1400 (m<sup>3</sup>/dia).

Sabendo-se disso, a análise proposta no Apêndice (B) correlaciona a curva de produção de óleo e água para avaliar a irreversibilidade, por exemplo, do separador trifásico utilizando-se da curva de produção do poço para elaborar a Tabela (27):

Tabela (27): Curva de Irreversibilidade em função da quantidade de água produzida do poço - Siri.

Amostras	Percentual de H <sub>2</sub> O	Irreversibilidade
(i)	(%)	(MJ/s)
1	16,78	0,09
2	18,28	0,10
3	39,46	0,20
4	46,87	0,26
5	51,33	0,30
6	54,38	0,33
7	56,74	0,35
8	58,64	0,38
9	60,24	0,40
10	61,64	0,42
11	62,94	0,44
12	64,10	0,47
13	65,15	0,48
14	66,05	0,50
15	66,95	0,52
16	67,75	0,54
17	68,55	0,55
18	69,25	0,57
19	69,95	0,59
20	70,61	0,60
21	71,26	0,62
22	71,81	0,64
23	72,36	0,66
24	72,86	0,67

Uma vez calculado os valores das irreversibilidades associadas a cada uma das amostras da curva de produção do poço, ou seja, porcentagens de água produzida, obtidas no Apêndice B, construiu-se a Figura (19) que apresenta os efeitos da irreversibilidade no equipamento associado a variação de água produzida do poço produtor.

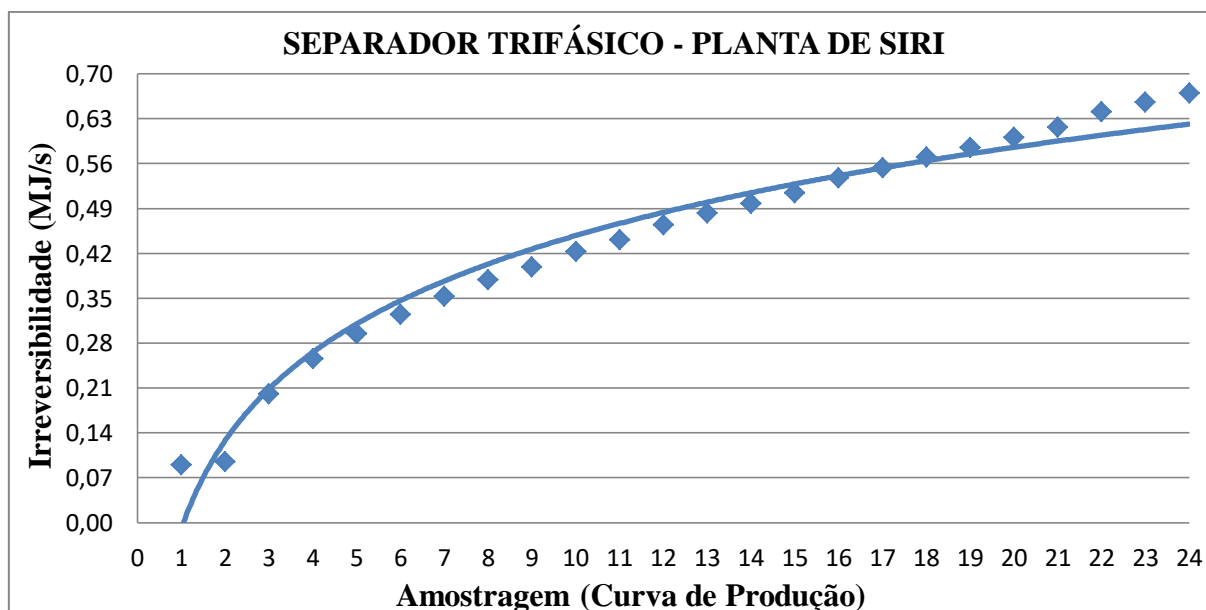


Figura (19): Irreversibilidades geradas no separador trifásico em função da quantidade de água - Planta Siri.

Para as mesmas condições de temperatura e pressão, variando apenas a quantidade de óleo e água, observa-se que os efeitos de irreversibilidade no separador trifásico aumentaram progressivamente com a curva de produção. Sabe-se que a exergia química da água em relação aos dos hidrocarbonetos é menor, entretanto, à medida que a água produzida aumenta em relação ao óleo os efeitos de irreversibilidade associada a energia térmica dessa água também aumentam. Portanto, a separação da produção de petróleo para maiores quantidades de água produzida além de garantir qualidade do processamento primário, não compromete o tempo de separação, não sobrecarrega os equipamentos de tratamento de água e a redução da eficiência exérgica, apesar de pequena.

## 5.2. CASO 2: INSTALAÇÃO DE PROCESSAMENTO PRIMÁRIO DO RESERVATÓRIO JUBARTE

Para a instalação de processamento primário no campo de Jubarte “P-34”, os resultados obtidos foram a partir dos testes de longa duração realizados na área do poço ESS-

110-HPA que se encontra no FPSO Seillean, onde os testes foram realizados na fase piloto, (PETROBRÁS, 2004).

Os testes TLD apontam que apesar de uma produção de óleo mais pesado e viscoso a técnica utilizada mostra-se economicamente viável para a implantação de um sistema definitivo, dada ao aprimoramento da tecnologia para estes tipos de óleos e otimização do desempenho de poços horizontais na produção de óleos pesados, dos métodos de elevação, escoamento, processamento e transferência para esse tipo de petróleo. A planta de processamento primário do Campo de Jubarte está localizada ao norte da Bacia de Campos, litoral sul do Estado do Espírito Santo à profundidade de água que varia entre 1240 e 1350 metros. (PETROBRÁS, 2004).

A instalação de processamento primário e produção, representado pela P-34 é do tipo FPSO apresenta capacidade para produzir, armazenar e transferir o óleo armazenado. A instalação é adaptada para a interligação de quatro poços produtores, com capacidade de processamento de líquidos até 60000 (Mm<sup>3</sup>/d) com separação de água e compressão de gás de 600 (Mm<sup>3</sup>/d), na pressão de 150 (bar).

No Apêndice B, estão representados todos os valores da composição do petróleo para o poço de Jubarte. Com estas proporções, a curva de produção de óleo e água, e considerando, a critério de comparação, os mesmos dados de pressão e temperatura, pode-se utilizar o método de análise de exergia aplicado no primeiro caso, mas para isso é necessário conhecer o *layout* da planta de processamento primário na unidade FPSO Seillean campo de Jubarte. Da mesma forma que na planta de Siri, a planta de Jubarte, é composta por dois trens de produção, ou seja, duas sequências de equipamentos com a mesma funcionalidade para realização do processo de separação das fases.

A Figura (20) apresenta uma adaptação para um trem de produção da unidade FPSO Seillean campo de Jubarte retirado do relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, 2004. A partir do momento que a mistura oleosa proveniente do poço chega a unidade, a mesma passa por um conjunto e pré-aquecedores. Somado aos pré-aquecedores a planta de Jubarte conta com um sistema de aquecimento auxiliar, não representado na Figura (20), que permite o controle e o enquadramento do petróleo no processo de separação.

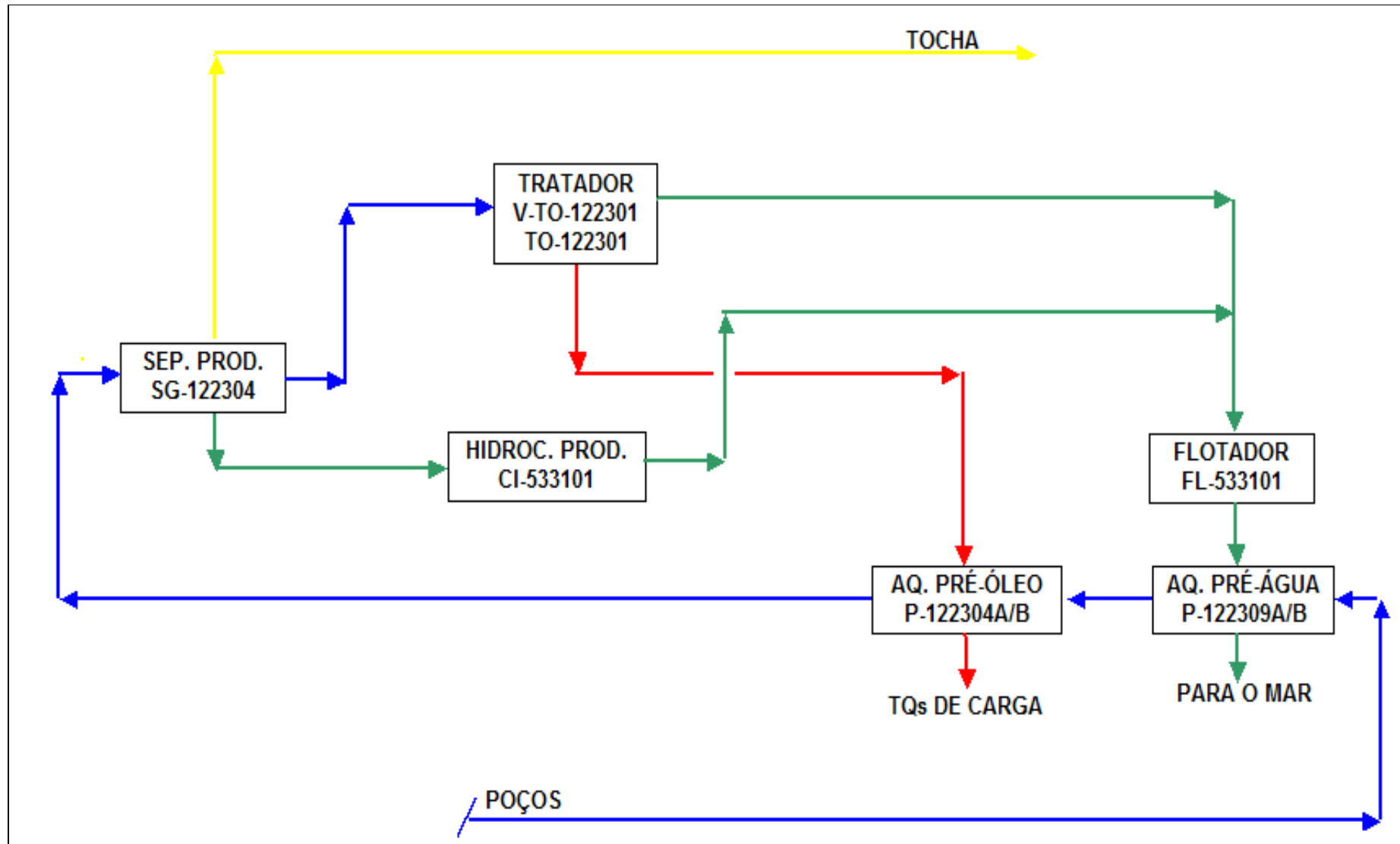


Figura (20): Diagrama esquemático simplificado do processamento primário do petróleo e gases – Planta Jubarte. Fonte: Adaptado de PETROBRAS (2004).

O primeiro é o pré-aquecedor a água (P-122309 A/B) que aproveita a energia térmica da água separada pelo hidrociclone e flotor fornecendo calor logo no início do processo. Logo depois está o segundo pré-aquecedor a óleo (P-122304 A/B) que utiliza a energia térmica do óleo que sai do tratador eletrostático. Tanto o pré-aquecedor a água quanto o pré-aquecedor a óleo e o sistema auxiliar de aquecimento, segundo o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, 2004 tem por objetivo que a temperatura da mistura oleosa saia de 36° (C) para valores da ordem de 90 °(C).

Na sequência tem-se o separador de produção ou separador trifásico (SG - 122034), equipado com isolamentos térmico para diminuir a perda de calor. A montante do separador trifásico tem-se um coalescedor eletrostático ou tratador eletrostático (TO - 122301) que aumenta e garante melhor eficiência de separação das fases.

Os gases separados no separador trifásico ou são consumidos na instalação ou queimados em *flares*. A parcela de água separada no separador trifásico é direcionada para o hidrociclone (CI - 533101) que promove a remoção de resíduos de óleo presentes na água e unindo fluxo de água produzida com a parcela separada no tratador eletrostático, ambos direcionados para o flotor (FL - 533101) que promove e garante a última etapa e enquadramento da água antes de ceder energia térmica no pré-aquecedor a água a ser descartada.

Conhecidos quais os equipamentos compõem os trens de produção, conseqüentemente estão definidos as funcionalidades e as etapas de separação para a planta. Da mesma forma realizada para a planta de Siri, fez-se também uma simplificação destes aparelhamentos, permitindo analisar todos os equipamentos com a mesma funcionalidade em ambos os trens de produção, em uma sequência lógica de separação das fases. Estes equipamentos, agrupados, de acordo com suas funcionalidades estão representados conforme o fluxograma esquemático apresentado na Figura (21):

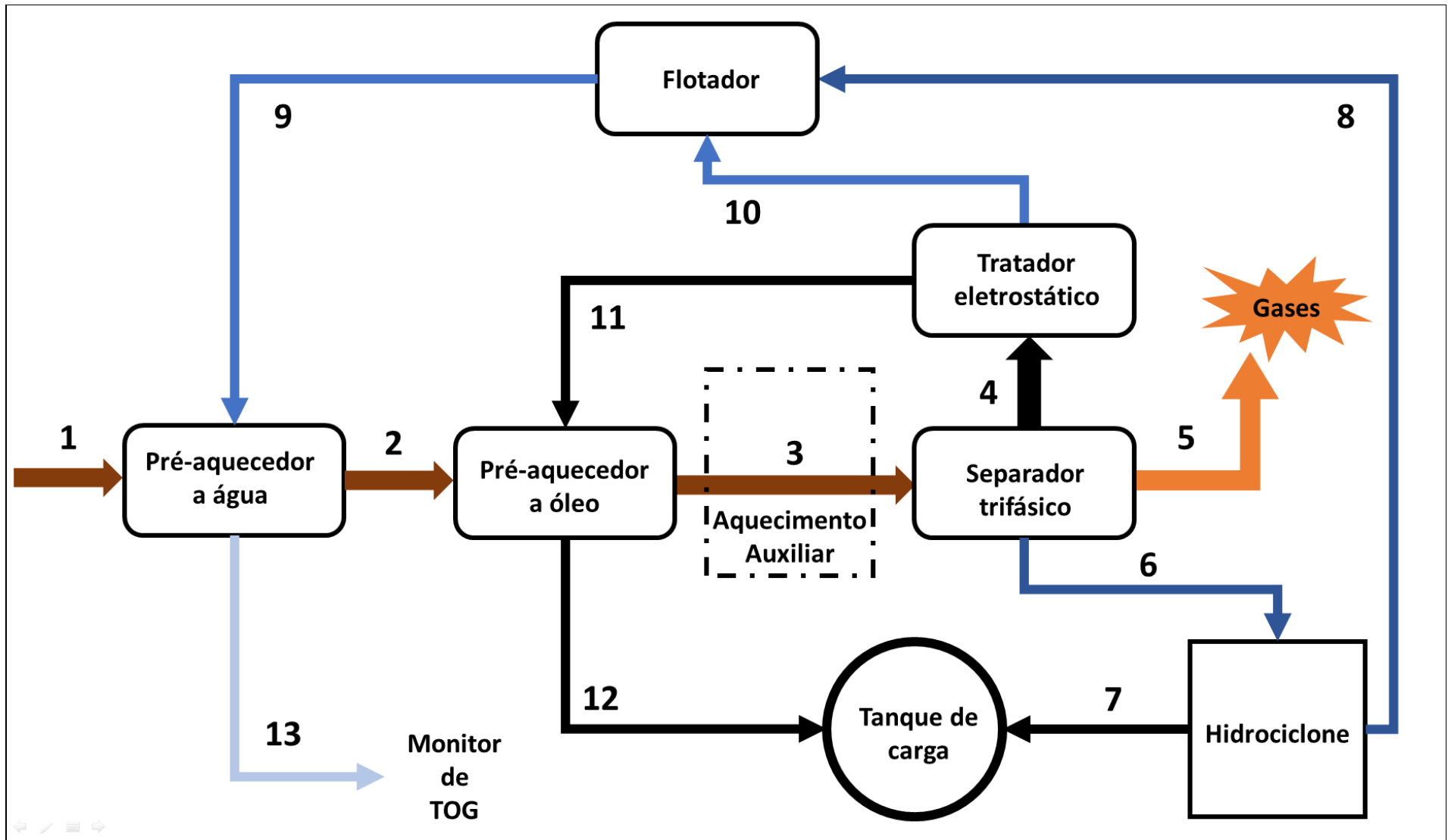


Figura (21): Fluxograma simplificado do processo de separação e tratamento do óleo, água e gás da unidade Jubarte.

A planta de processamento primário de Jubarte, conforme apresentado na Figura (21), apresenta as simplificações de todos os equipamentos presentes bem como os respectivos fluxos de entrada e saída de cada um deles.

Com os valores de pressão, temperatura e condições de operação mantidos semelhantes aos utilizados no “Caso 1” da planta de Siri para o “Caso 2”, e aplicando o método de análise exergética apresentado no Apêndice (A), foram obtidos novamente os valores exergéticos dos fluxos referentes a planta de processamento primário de Jubarte, representados na Tabela (28) a seguir:

Tabela (28): Exergias dos fluxos que compõe a planta de processamento primário de Jubarte.

FLUXOS	T	B
	Temperatura	Exergia Total
	(K)	(MJ/s)
<b>Fluxo 01</b>	313,15	1.178,18
<b>Fluxo 02</b>	338,15	1.178,31
<b>Fluxo 03</b>	398,15	1.178,61
<b>Fluxo 04</b>	398,15	1.149,58
<b>Fluxo 05</b>	398,15	25,87
<b>Fluxo 06</b>	398,15	3,09
<b>Fluxo 07</b>	400,15	2,02
<b>Fluxo 08</b>	393,15	1,03
<b>Fluxo 09</b>	329,15	6,00
<b>Fluxo 10</b>	313,15	5,69
<b>Fluxo 11</b>	354,15	1.143,46
<b>Fluxo 12</b>	294,15	1.142,71
<b>Fluxo 13</b>	313,15	5,79

Com os valores dos fluxos exergéticos de cada um dos equipamentos da planta de processamento primário de Jubarte, foram obtidas as quantidades de exergias transferida para a mistura oleosa no pré-aquecedor a água e pré-aquecedor a óleo, conforme representado na Tabela (29) a seguir:

Tabela (29): Transferência de exergia nos trocadores de calor - Jubarte.

EQUIPAMENTOS	$\Delta\dot{B}$
	(MJ/s)
<b>Pré-aquecedor a água</b>	0,13
<b>Pré-aquecedor a óleo</b>	0,30

As quantidades de exergias transferidas nos pré-aquecedores a água e a óleo na planta de Jubarte, foram menores em relação à planta de Siri, contudo a proporção da

quantidade de exergia aumentada no pré-aquecedor a óleo tanto no “caso 1” quanto no “caso 2” foi pelo menos 40 (%) superior a do pré-aquecedor a água. Fato este relacionado com o tipo e da composição do óleo do poço.

No caso da planta de Jubarte, quando comparada com a planta de Siri, utilizaram-se pré-aquecedores a água e a óleo para o aquecimento de óleo, e o sistema de aquecimento auxiliar, conforme o relatório somente para o ajuste e enquadramento do petróleo. No caso de Siri, os processos de aquecimento transferiram uma quantidade 2,1 (MJ/s) para a mistura oleosa. Para a planta de Jubarte o processo de aquecimento transferiu cerca de 0,43 (MJ/s) de exergia, uma vez que para as condições de processamento da planta e composição do poço produtor o processo de recuperação de calor nos pré-aquecedores está sendo suficiente para garantir a temperatura de separação adequada no separador trifásico à jusante dos aquecimentos, uma vez que a temperatura esteja enquadrada corretamente.

Obtidos os valores de exergia a partir do método de análise exérgica, foram obtidos também os valores da irreversibilidade e eficiência exérgica de cada um dos equipamentos utilizados também na planta de Jubarte, conforme representados na Tabela (30) a seguir:

Tabela (30): Irreversibilidade e Eficiência exérgica dos equipamentos da planta de Jubarte.

EQUIPAMENTOS	IRREVERSIBILIDADE	EFICIÊNCIA EXERGÉTICA
	(MW)	(%)
PRÉ-AQUECEDOR A ÁGUA	0,083	60,27
PRÉ-AQUECEDOR A ÓLEO	0,449	40,16
SEPARADOR TRIFÁSICO	0,080	99,99
TRATADOR ELETROSTÁTICO	0,834	99,93
HIDROCICLONE	0,037	98,80
FLOTADOR	0,720	89,28

Quando se analisa os fluxos exérgicos associados à planta de processamento de Jubarte verifica-se que os equipamentos de separação de fases se mostram novamente bastante eficientes em relação aos pré-aquecedores.

Com os valores das exergias de todos os fluxos da planta de Jubarte representados na Tabela (28), dos valores de irreversibilidade e eficiência exérgica dos equipamentos presentes na Tabela (30) e considerando o fluxograma simplificado da planta de Jubarte representado pela Figura (21), é possível novamente expressar os fluxos exérgicos para toda a planta conforme Figura (22).



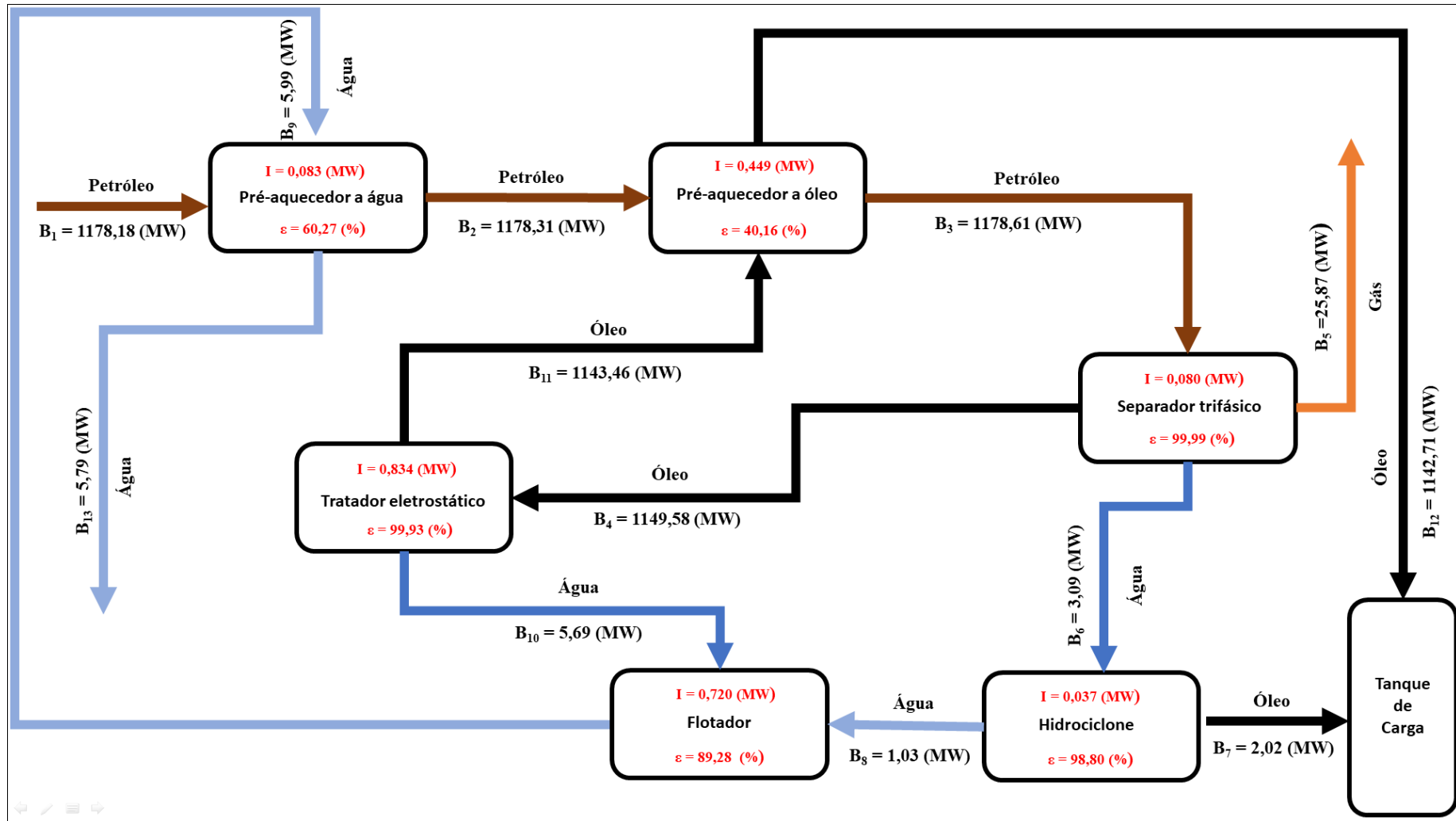


Figura (22): Fluxos exergéticos da planta de processamento primário de Jubarte.

Observa-se na Figura (22) que foram necessários pelo menos 0,43 (MW) de exergia para garantir a temperatura adequada do petróleo na entrada do separador trifásico. Então, quando comparado com o caso 1, a planta de Jubarte, observa-se que o aquecimento pelo aproveitamento da energia térmica da água e do óleo separados no processo novamente além da vantagem do aquecimento da mistura oleosa, isto também permite o resfriamento dessas duas fases separadas para os respectivos fins.

Com método de análise exergética, ao se avaliar a planta de processamento primário do petróleo de Jubarte, observa-se que a exergia total do óleo separado que entra no tanque de carga, saída do pré-aquecedor a óleo e do hidrociclone, foi de pelo menos 1144,72 (MW). Considerando todos os processos envolvidos na separação, o total de exergia fornecida foi de 1149,46 (MW), desconsiderando o sistema auxiliar de aquecimento.

Assim, a eficiência exergética da planta é dada por:

$$\varepsilon_{\text{planta\_Jubarte}} = \frac{(B_{12})}{(B_{11} + B_9)} \cdot 100 = \frac{(1144,72)}{(1149,46)} \cdot 100 (\%) = 99,58 (\%)$$

Mostrando que a planta de processamento primário de Jubarte é também bastante eficiente no processo de separação do óleo semelhante à planta de Siri.

Da mesma forma que foi realizada no “caso 1”, procurou-se aqui no “caso 2” verificar também a influência da variação da água produzida nos fluxos exergéticos do processamento primário.

Considerando novamente a curva de produção de óleo e água do poço produtor, Figura (34) do Apêndice B, aplicou-se novamente o método de análise exergética para os equipamentos com os mesmos dados de operação (temperatura e pressão), porém com diferentes porcentagens entre as fases.

Como critério de exemplo, no Apêndice B, foram utilizados novamente os dados referentes ao separador trifásico da planta de Jubarte. O separador de produção ou separador trifásico tem por finalidade a separação do gás, óleo e água da mistura oleosa proveniente do poço.

Para a planta de Jubarte, os pré-aquecedores a água e óleo, segundo relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2004), garantem a temperatura ideal e necessária da mistura oleosa que irá passar pelo separador trifásico.

Independente da composição do petróleo, com a temperatura ideal para o processo de separação das fases, o separador trifásico, para efeito de análise, foi considerado que toda a parcela dos gases dissolvidos foi totalmente separada, conforme o caso anterior. Com a curva de produção de óleo e água do poço onde se encontra a planta de Jubarte, aplicou-se o método de análise de exergia para o equipamento (separador trifásico). Ressaltando que, o mesmo equipamento foi analisado para uma quantidade de 65 (%) de óleo e 35 (%) de água produzida se mostrou com uma destruição de exergia de pelos menos 0,08 (MW).

Com estas considerações e sabendo-se que as proporções de óleo e água provenientes da curva de produção parcial do poço de Jubarte, com a análise presente no Apêndice B, correlacionou-se novamente a variação de água produzida com a irreversibilidade para o separador trifásico obtendo os resultados presentes na Tabela (31):

Tabela (31): Curva de irreversibilidade em função da quantidade de água produzida - Jubarte.

Amostras	Percentual de H <sub>2</sub> O	Irreversibilidade (MJ/s)
(i)	(%)	(MJ/s)
1	15,62	0,38
2	20,98	0,43
3	25,60	0,47
4	30,33	0,46
5	32,15	0,59
6	15,19	0,59
7	15,41	0,77
8	9,09	0,77
9	9,23	0,81
10	7,32	0,66
11	7,54	0,67
12	8,00	0,70
13	9,57	0,76
14	12,40	0,87
15	16,03	0,99
16	20,27	1,14
17	24,66	1,31
18	28,84	1,48
19	29,16	1,48
20	32,17	1,61
21	35,98	1,79
22	38,59	1,94
23	41,61	2,10
24	15,62	2,25

Com os valores das irreversibilidades geradas para cada uma das amostras da curva de produção do poço produtor, construiu-se a Figura (23) com os efeitos da irreversibilidade, conforme segue:

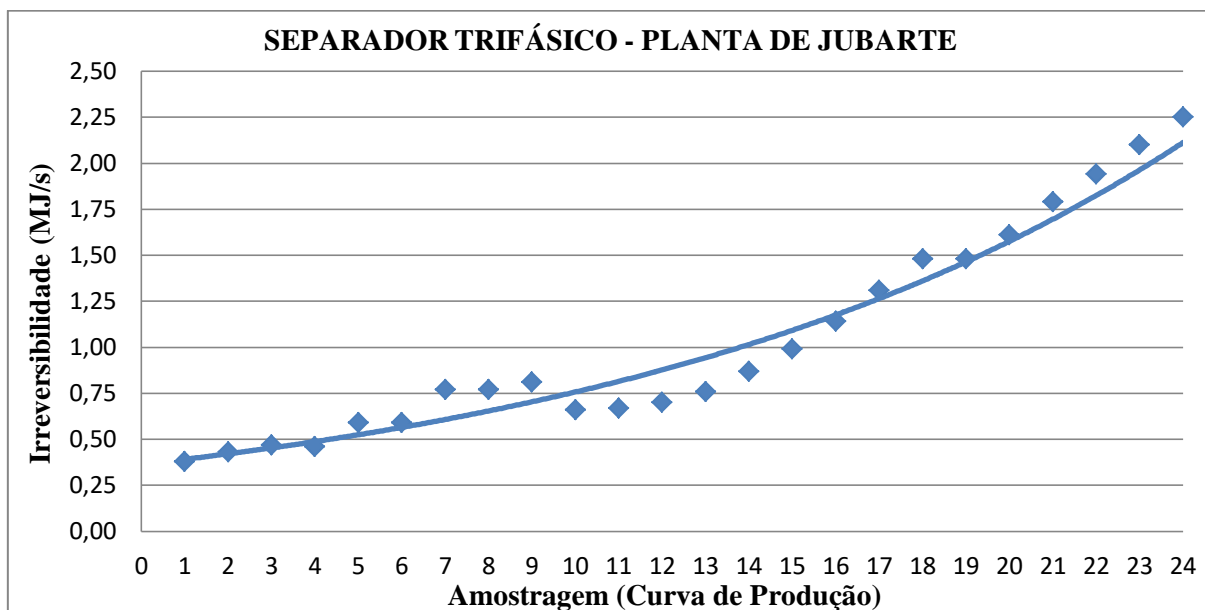


Figura (23): Irreversibilidades geradas no separador trifásico em função da quantidade de água - Planta Jubarte.

Com as mesmas condições operacionais e apenas com a variação da curva de produção do poço de Jubarte, observa-se que os efeitos de irreversibilidade no separador trifásico aumentam gradativamente. Entretanto, quando a irreversibilidade do separador trifásico da planta de Jubarte é comparada com a do equipamento da planta de Siri, observa-se que no segundo caso, a ordem de grandeza da irreversibilidade gerada para baixas quantidades de água produzida é relativamente maior. À medida que a quantidade de água de produção aumenta, a irreversibilidade aumenta também, apresentando aumento conforme observado no separador trifásico da planta de Siri.

Este efeito de aumento da irreversibilidade, conforme mencionado anteriormente, está diretamente associado à quantidade de água residual que permanece no óleo, à medida que a água de produção aumenta e/ou o óleo diminui, o que causa aumento na irreversibilidade associada a maiores quantidades de energia térmica relacionada à água. A exergia química da água em relação aos dos hidrocarbonetos é menor, contudo, à medida que a água produzida aumenta em relação ao óleo, os efeitos de irreversibilidade associados à água também aumentam.

Portanto, a separação da produção de petróleo para maiores quantidades de água produzida além de garantir qualidade do processamento primário, não compromete o tempo de separação, não sobrecarrega os equipamentos de tratamento de água.

### 5.3. ANÁLISE COMPARATIVA DOS RESULTADOS

As plantas de processamento primário de petróleo analisadas forneceram como dados, para o método de análise, a composição do petróleo proveniente dos respectivos poços produtores, as curvas de produção ao longo da vida do poço e os fluxogramas da instalação relacionados ao layout, configuração dos equipamentos e as etapas de separação. Para os dois casos analisados os equipamentos comuns, desconsiderando o fornecimento elétrico dos mesmos, foram:

- Pré-aquecedores a água;
- Pré-aquecedores a óleo;
- Separadores Trifásicos;
- Tratadores Eletrostáticos;
- Hidrociclones;
- Flotadores;

Os resultados obtidos a partir do método de análise exergética para estes equipamentos, nos dois casos, foram representados na Tabela (32) a seguir:

Tabela (32): Comparação dos Resultados

Equipamentos	Planta de Siri		Planta de Jubarte	
	Irreversibilidade (MW)	Eficiência exergética (%)	Irreversibilidade (MW)	Eficiência exergética (%)
Pré-aquecedor a água	0,08	75,34	0,08	60,27
Pré-aquecedor a óleo	0,16	77,37	0,45	40,16
Separador trifásico	0,45	99,97	0,08	99,99
Tratador eletrostático	0,31	99,98	0,83	99,93
Hidrociclone	0,71	81,00	0,04	98,80
Flotador	0,11	95,66	0,72	89,28

Para os dados de operação de cada uma das plantas analisadas, quando se observa a Tabela (32), verifica-se, por exemplo, que a irreversibilidade gerada nos pré-aquecedores a água apresentaram valores semelhantes. Contudo, dada a composição dos componentes

presentes no reservatório o tipo do petróleo, a eficiência exergética para o primeiro caso foi de 75,34 (%) enquanto que no segundo caso foi de 60,27 (%).

O mesmo não ocorreu para o segundo pré-aquecedor, uma vez que a irreversibilidade gerada no pré-aquecedor de óleo da planta de Jubarte foi pelo menos 2,8 vezes maior que na planta de Siri, e conseqüentemente com uma eficiência exergética menor que no primeiro caso, fato este associado ao tipo de petróleo presente no poço.

Contudo quando se compara o óleo separado por planta de processamento verifica-se que a planta de Jubarte é mais eficiente que a planta de Siri. Isto por que a quantidade de energia fornecida pelo vapor saturado reduziu em alguns pontos percentuais a eficiência da planta de Siri. Porém, apesar de não ter os valores a respeito do sistema de aquecimento auxiliar da planta de Jubarte, sabe-se que uma vez que a mistura oleosa esteja na temperatura adequada de separação os calores residuais tanto da água quanto do óleo oferecem energias térmicas quase que suficientes para a planta de Jubarte.

Finalmente quando se utiliza o método de análise exergética, podem-se avaliar também os efeitos da curva de produção do poço nos processos de geração de irreversibilidade dos equipamentos utilizados para as separações das fases. Verificou-se que para os dois casos, apesar da ordem de grandeza das irreversibilidades, o aumento da destruição de exergia está diretamente relacionado com o aumento da produção de água e redução do óleo. Causando pequenas variações na eficiência exergética do equipamento.

Desta forma, a separação da produção em diferentes trens de produção além de garantir que os equipamentos trabalhem com uma qualidade melhor de separação das fases, melhora a eficiência exergética dos mesmos além de não sobrecarregar os processos de separação dos equipamentos utilizados.

## Capítulo 6

# CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

### 6.1. CONCLUSÕES

As duas plantas de processamento primário de petróleo analisadas apresentaram comportamentos exergeticos semelhantes, dadas as diferentes composições dos petróleos e as proporções de óleo e água dos respectivos poços, uma vez que a planta de Siri apresentou eficiência exergetica de 99,50 (%) e a planta de Jubarte de 99,58 (%) mesmo desconsiderando o aquecimento auxiliar da planta.

Uma maneira de diminuir o processo de irreversibilidade nas plantas, independente da composição do petróleo, dependendo da quantidade de água presente na mistura oleosa é a utilização de diferentes trens de produção, ou seja, separar a produções em números maiores de processamento, trens de produção, para que os equipamentos não operem fora da faixa de operação nominal com a variação da quantidade de água.

O hidrociclone apresentou um valor de irreversibilidade menor em relação aos outros equipamentos, mesmo para maiores quantidades de água produzida, se mostrou também com uma eficiência relativamente alta. Outro ponto importante relacionado ao hidrociclone é o fato de que o mesmo não aumenta sua capacidade de separação com o aumento da produção de água. Desta forma, a partir do momento que o equipamento atinge sua capacidade máxima de separação, outro trem de separação deve ser considerado para atender maiores quantidades de água. Mas, a saber, com maiores quantidades de água produzida, maiores são as quantidades

de água com resíduo de óleo e conseqüentemente maiores quantidades desse mesmo óleo devem ser removidas no flutador e em processos subseqüentes de tratamento.

Outro ponto importante observado com o método de análise exergética está relacionado com os efeitos do aquecimento a montante do separador trifásico. Quando se compara a planta de Siri em relação à planta de Jubarte, observa-se que a irreversibilidade na planta de Siri é relativamente maior em relação a Jubarte. Mesmo que o processo de aquecimento apresente maiores valores de irreversibilidade, quando se analisa o efeito do aquecimento, verifica-se que este aquecimento melhora o processo de separação das fases e conseqüentemente reduz a irreversibilidade nos processos de separação.

Dependendo da composição do petróleo, algumas plantas de processamento devem considerar processos de aquecimento mais eficazes, mesmo que o fornecimento de calor contribua com maiores irreversibilidades, este processo além de melhorar a eficiência de separação reduz a irreversibilidade no separador trifásico.

Para aumentos significativos da produção de água, como os efeitos de irreversibilidade são também observados, uma forma de minimizar estes efeitos é a separação da produção em diferentes trens de produção. Além de reduzir os efeitos de irreversibilidade garante uma melhor qualidade tanto do óleo (menos resíduo de água) quanto para água separada (menos resíduos de óleo).

## **6.2. SUGESTÕES DE TRABALHOS FUTUROS**

Como sugestão para trabalhos futuros são propostas aqui análises em petróleos mais leves, para avaliar não somente os valores de irreversibilidades com este tipo de petróleo e também a eficiência exergética e os fluxos exergéticos em cada uma das etapas de separação em uma determinada planta de processamento primário.

Propõem-se também a análise do processamento primário considerando o modelo de análise exergética que permita avaliar, de forma dinâmica, o comportamento de plantas para situações onde parâmetros operacionais como pressão, temperatura, proporção de óleo e água produzida entre outros variem ao longo da operação e da vida do poço. Permitindo assim com esta análise estimar o restante da vida produtiva de determinado poço e o ponto de abandono do poço.



Analisar com maior número de informações reais plantas de processamento primário de petróleo leves e gás com foco nos fluxos energéticos e exergéticos mais próximo da realidade dessas plantas considerando equipamentos como bombas, compressores, caldeiras, etc.

Propõe-se também uma análise termo econômica e possivelmente uma análise exergoeconômica utilizando o método ou teoria proposta por Tsatsaronis, (1993), além de uma análise exergoambiental com estudo do impacto do óleo residual presente na água de descarte.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Amarzguiouni, M., Jacobsen, C., Novel Use of Electro Coalescence To Enhance, Optimize and Debottleneck Oil Separation Trains, Society of Petroleum Engineers – SPE Annual Technical Conference and Exhibition, Wartsilla Oil & Gas Systems – SPE – 174763-MS, Houston, Texas, USA, September, 2015.

Amini, S., Mowla, D., Golkar, M., Esmaeilzadeh, F. Mathematical modelling of a hydrocyclone for the down-hole oil-water separation (DOWS). Chemical Engineering Research and Design, v. 90, p. 2186-2195, 2012.

Andrioli, V. M., Medição dos Recursos Naturais e Exploração da Camada Pré- Sal: Ponto de Decisão para o Desenvolvimento Brasileiro, Dissertação de Mestrado, Departamento de Desenvolvimento Econômico, Universidade Federal do Paraná, Curitiba, Brasil, 2010.

Atehortua, C. M. G., Estudo da Intensificação da Coalescência de Emulsões de Água em Óleo com a Aplicação de Onda Estacionária de Ultrassom, Dissertação de Mestrado, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, Brasil, 2015.

Brasil, N. I., Araújo, M.A.S., Sousa, E.C.M., Processamento Primário de Petróleo e Gás., Interciência PETROBRAS, 2ª Edição, Rio de Janeiro, 2014.

Brasil. Ministério do Meio Ambiente, Conselho Nacional de Meio Ambiente, CONAMA, Resolução CONAMA nº 393 de 8 de Agosto de 2007, In Resoluções, 2007, Disponível em < <http://www.mma.gov.br> > Acesso em 04/09/2017.

Carranza Sánchez, Y. A., Oliveira Junior, S. D, Exergy Analysis of Offshore Primary Petroleum Processing Plant With CO2 Capture, Energy, V. 88, pp. 46-56, 2015.

Cengel, Y., Boles, M., Thermodynamics: An Engineering Approach. 5ed. New York: McGraw-Hill, 2006.

Chilingarian, G.V., Robertson, J.O., Kumar, S. Surface operations in petroleum production. *Developments in Petroleum Science*, 1st Edition, v. 19, n.3, p.59-69, 1987.

Cunha, R. P., *Modelagem Matemática da Separação Gravitacional de Emulsões de Petróleo*, Engenharia de Processos-PEP, Universidade Tiradentes-UNIT, Aracaju, SE, 2007.

D'Aloia, F. A., Sánchez, Y. A. C., Junior, S. O., *Exergy Analysis of a Gas Compression System in Offshore Oil Platforms*, Proceedings of the 16 th Brazilian Congress of Thermal Sciences and Engineering, Vitoria, Espírito Santo, Brazil, November, 2016.

Feitosa, R. M. T., Bomfim, L. L., Rocha, Y. P., Souza, T. R. C., Santos, G. F., Goes, L. A., Cruz, I. S., Correia, M. G. S., *Análise da Viabilidade Técnico-Econômica nos Métodos de Tratamento de Água Produzida*, 2º Congresso Internacional – Gestão da Água e Monitoramento Ambiental – RESAG, Tiradentes, 2015.

Firdauzi, Fpso at Glance, Egina FPSO Deputy Topside Manager, Talsolt, Geoje, South Korea, February, 2017, Disponível em: [https://www.tasolt.com/wp-content/uploads/2017/03/FPSO-K-Pop\\_26.02.2017\\_Firdauzi.pdf](https://www.tasolt.com/wp-content/uploads/2017/03/FPSO-K-Pop_26.02.2017_Firdauzi.pdf).

Gobbi, L. C. A., *Tratamento de Água Oleosa Por Eletrofloculação*, Dissertação de Mestrado, Centro Universitário Norte do Espírito Santo, Universidade Federal do Espírito Santo, São Mateus, 2013.

Jesus, E. B., *Bactéria Redutora de Sulfato: Bioprocessos e Medidas de Controle*, Cadernos de Prospecção – CprospeCT&I, vol. 4, n.4, pp 1-11, Salvador, Bahia, 2011.

Jossang, K., *Evaluation of a North Sea Oil Platform Using Exergy Analysis*, Master of Energy and Environmental Engineering, Department of Energy and Process Engineering, Norwegian University of Science and Technology, June 2013.

Junior, A. M. S., *Estudo da Intensificação da Coalescência de Emulsões de Agua em Óleo com a Aplicação de Onda Estacionária de Ultrassom*, Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Mecatrônica e de Sistemas Mecânicos, Universidade de São Paulo, São Paulo, 2013.

Kotas T. J., *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Department of Mechanical Engineering. Queen Mary College, University of London Butterworths, 1985.

Lopes, F. W. B., *Dessulfurização do Gás Natural Utilizando Sistemas Microemulsionados*. Dissertação de Mestrado, Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, Brasil, 2003.

Lozano, M. A., Valero, A., *Thermoeconomic Analysis of Gas Turbine Cogeneration Systems*. Thermodynamics and the Design, Analysis and Improvement of Energy Systems. ASME, 1993.

Martins, C. F., *Estudo do Desempenho de um Separador Trifásico Devido aos Efeitos dos Movimentos de uma FPSO Sob Ação de Ondas Do Mar*, Dissertação de Mestrado, Departamento Geociências, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2017.

MEYER, R.F., ATHANASI, M.D. 2003. Heavy Oil and Natural Bitumen: strategic petroleum resources. USGS

Ministério da Educação e Cultura, Fontes Alternativas de Energia para a Agricultura, Energia de biomassa, Energia Solar e Outras Fontes, Ed. Ceará, Brasília, DF, 1985.

Moran, M. L. J., Shapiro, H.N., Boettner, D. D., Bailey, M. B., *Fundamental of Engineering Thermodynamics*, 7th Edition, John Wiley & Sons Inc., 2013.

Motta, A. R. P, Borges, C. P. Kiperstok, A. Esquerre, K. P. Araújo, P. M. Branco, L. P. N. Tratamento de Água Produzida de Petróleo para Remoção de Óleo por Processos de Separação por Membranas: Revisão, *Eng. Sanit. Ambiente*, Vol. 18, n 1, PP 15 - 26, Rio de Janeiro, 2013.

Nascimento, L. M., *O Princípio Constitucional da Eficiência Aplicado à Outorga e à Cobrança da Água Produzida na Exploração Petrolífera*, Dissertação de Mestrado, Direito Constitucional, Universidade Federal do Rio Grande do Norte, Natal, RN, 2009.

Nguyen, T. V., Jacyno, T., Breuhaus, P., Voldsund, M., Elmegaard, B., *Thermodynamic Analysis of an Upstream Petroleum Plant Operated on a Mature Field*, *Energy*, Vol. 68, pp 454-469, 2014.

Nguyen, T. V., Pierobon, L., Elmegaard, B., *Exergy Analysis of Offshore Processes on North Sea Oil and Gas Platforms*, *Proceedings of the 3rd International Conference on Contemporary Problems of Thermal Engineering – CPOTE*, Institute of Thermal Technology, pp 18 – 20, Gliwice, Poland, September, 2012.

Nguyen, T. V., Pierobon, L., Elmegaard, B., Haglind, F., Breuhaus, P., Voldsund, M., *Exergetic Assessment of Energy Systems on North Sea Oil and Gas Platforms*, *Energy*, Vol. 62, pp 23 – 36, 2013.

Nguyen, T. V., Tock, L., Breuhaus, P., Maréchal, F., Elmegaard, B., *CO2-Mitigation Options for The Offshore Oil and Gas Sector*, *Applied Energy*, V. 161, pp 673-694, January, 2016.

Nguyen, T.V., Voldsund, M., Breuhaus, P., Elmegaard, B., *Energy Efficiency Measures for Offshore Oil and Gas Platforms*, *Energy*, vol. 117, pp. 235-340, December 2016.

Oliveira, R. P. A., *Sistema de Inovação do Petróleo Offshore no Brasil: As Oportunidades para os Fornecedores Nacionais de Hidrociclones*, Dissertação de Mestrado, Ciências Econômicas, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2013

Panton, L. K., *Exergy Analysis of Conventional and Electrified Oil and Gas Platforms*, Master of Energy and Environmental Engineering, Department of Energy and Process Engineering, Norwegian University of Science and Technology, June 2014.

PETROBRAS, *Estudo de Impacto Ambiental – EIA – Atividade de Produção e Escoamento de Petróleo e Gás no Campo de Siri - Bacia Potiguar*, Relatório de Impacto Ambiental – RIMA vol. 1, E&P, PETROBRAS, 2008.

PETROBRAS, *Estudo de Impacto Ambiental – EIA, Atividade de Produção e Escoamento de Óleo e Gás do Campo de Jubarte, Bacia de Campos*, Relatório de Impacto Ambiental – RIMA, vol. I/II, E&P, PETROBRAS, 2004.

PETROBRAS, Estudo de Impacto Ambiental – EIA, Produção para Pesquisa do Reservatório Membro Siri, na Concessão de Badejo, Bacia de Campos, Estudo de Impacto Ambiental – EIA, Relatório de Impacto Ambiental – RIMA, n: 002/06, Analytical Solutions S/A, 2007.

PETROBRAS, Estudo de Impacto Ambiental – EIA, Projetos Integrados de Produção e Escoamento de Petróleo e Gás Natural no Polo Pré-Sal, Bacia de Santos, Estudo de Impacto Ambiental – EIA, Relatório de Impacto Ambiental – RIMA, vol. 00, Santos, Julho 2010.

PETROBRAS, Processamento Primário de Petróleo, Recursos Humanos Universidade PETROBRAS Escola de Ciências e Tecnologias E&P, Rio de Janeiro, 2007.

Piasecki, W., Florkowski, M., Fulczyk, M., Sipowicz, J., Sundt, H. K., Novel oil-water separation technology, Vessel Internal Electrostatic Coalescer (VIEC), Innovative Engineering, ABB Review, nº 4, pp 66 – 70, 2004.

Rezende, D. A., Avaliação da Eficiência de Antiespumantes para Petróleo a Base de Silicones e Poliésteres, Dissertação de Mestrado, Ciência e Tecnologia de Polímeros - Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2009.

Rocha, C. C. M., Análise Termodinâmica da Captura e Reinjeção De CO<sub>2</sub> no Recessamento de Gás Natural em uma Instalação de Produção de Petróleo Offshore, Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Mecânica, Pontifícia Universidade Católica, Rio de Janeiro, Setembro, 2015.

Sánchez, Y. A. C., Junior, S. O., Exergy Analysis of Offshore Primary Petroleum Processing Plant With CO<sub>2</sub> Capture, Energy, Vol. 88, pp. 46 – 56, July, 2015.

Sánchez, Y. A. C., Junior, S. O., Silva, J. A. M., Nguyen, T. V., Energy and Exergy Performance of Three FPSO Operational Modes, Proceedings of the 23rd ABCM International Congress of Mechanical Engineering, pp 6-11, Rio de Janeiro, Brazil, December 2015.

Silva, E. S., Estudo do Escoamento Bifásico em Risers em Movimento na Produção Marítima de Petróleo em Águas Profundas, Dissertação de Mestrado em Geociências, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, SP, Brasil, 2006.

Silva, I. C. V., Barca, L. F., Souza, M. A., Estudo da Estabilidade de Emulsões de Óleo em Água, 6º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás, Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás – ABPG, Universidade Federal de Santa Catarina, UFSC, Outubro, 2011.

Silva, R. P. L., Sistemas de Separação Submarina como Estratégia para Mitigar Problemas de Garantia de Escoamento, Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Mecânica da Pontifícia Universidade Católica, Rio de Janeiro, Brasil, 2015.

Silveira, E. A., Caracterização dos Fluxos Energéticos e Gases de Efeito Estufa mm Instalações “Offshore”, Dissertação de Mestrado, Departamento de Engenharia Mecânica da Universidade de Brasília, Brasília, Março, 2015.

SOUSA JUNIOR, C.S., MOTHÉ, C. G. Reservas e Produção Mundial de Petróleo Pesado e Ultra pesado. Revista Brasileira de Tecnologia e Negócios de Petróleo, Gás, Petroquímica, Química Fina e Indústria de Plásticos, n. 57, p.76-81. Rio de Janeiro, Jan.2008.

Souza, D. R. Q. A., Ferreira, G. F. D., Lobato, A. K. C., Silva, A. C. M., Santos, L C. L., Effect off Cosurfactant on Microemulsion Systems Applied for the Breaking of Water-Oil Emulsions, RunPetro, Ano 4, n 2, pp 33-42, Abril, 2016.

Szargut J, Morris R.D., Steward, F. R., Exergy Analysis of Thermal, Chemical, and Metallurgical Processes, New York, Hemisphere Publishing Corporation, 1988.

TB PETROLEUM, FMC Technologies Hits Record of 400 Subsea Trees Manufactured In Brazil. Disponível em: <<http://tbpetroleum.com.br/news/fmctechnologies-hits-record-of-400-subsea-trees-manufactured-in-brazil/>>. Acesso em: 20 de outubro. 2017.

Thomas, J. E. Fundamentos de Engenharia de Petróleo. 2ª. Ed. Rio de Janeiro: Interciência: PETROBRAS, 2004.

Tsatsaronis, G., Thermo-economic Analysis and Optimization of Energy System, Prog. Energy Combustion Science, vol. 19, pp 227-257, 1993.

Tsukada, R. I. , Yamamoto, M. , Morooka, C. K. . Análise de Operação da Instalação de Risers e Descida de BOP em Sondas Flutuantes de Perfuração. In: 4º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás, 2007, Campinas. Anais do 4º PDPetro, 2007.

Van Wylen, G. J., Sonntag, R. E., Fundamentals of Classical Thermodynamics, 3Rev Ed edition, John Wiley & Sons Inc., 736 pp, 1985.

Vaz, J. C., Síntese de Controle e Análise de Cenários em Plantas Offshore de Óleo e Gás, Dissertação de Mestrado, Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, Rio de Janeiro, 2009.

Voldsund, M., Exergy Analysis of Oshore Oil and Gas Processing, Doctoral Thesis for the degree of Philosophiae Doctor, Department of Chemistry, Faculty of Natural Sciences and Technology, Norwegian University of Science and Technology, Trondheim, May, 2014.

Voldsund, M., Nguyen, T. V, Elmegaard, 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, Vol. 74, pp 45 - 58, September, 2014

Yaws, C. L., Handbook of Thermodynamic Diagrams, v. 1-4. Houston: Gulf Publishing Company, United States of America, 1996.

## APÊNDICE A

### MÉTODO DE CÁLCULO PARA O PRÉ-AQUECEDOR À ÁGUA

Calculada a exergia total na entrada do primeiro pré-aquecedor, foram necessários os cálculos das exergias dos fluxos de saída da mistura óleoea pelo pré-aquecedor (Fluxo 02). Também da entrada e da saída da água óleoea com maior temperatura representada pelos Fluxos 08 e Fluxo 09 respectivamente, conforme pode ser observado na Figura (24). E para avaliar o comportamento das exergias neste pré-aquecedor, da mesma forma que no Fluxo 01 (Entrada do pré-aquecedor á água) será realizado o mesmo procedimento para os demais fluxos.

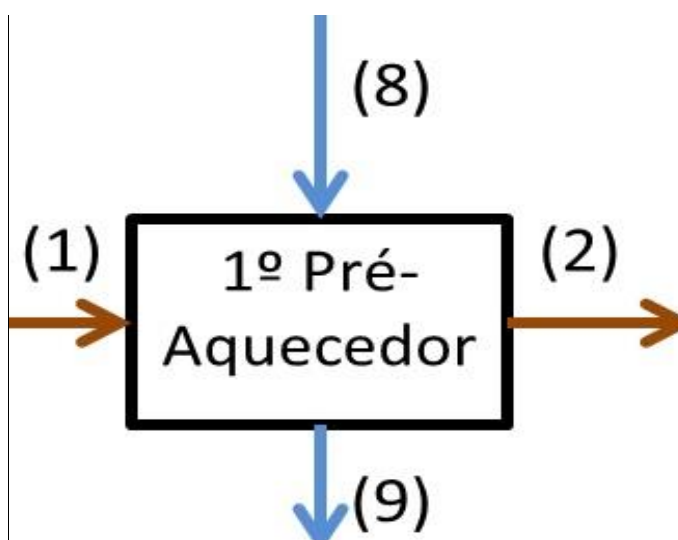


Figura (24): Representação dos fluxos de entrada e saída no primeiro pré-aquecedor.

O Fluxo 01 ao passar pelo primeiro pré-aquecedor recebe energia térmica da água já tratada proveniente do hidrociclone (Fluxo 08). Isto porque a quantidade de água que sai do

hidrociclone apresenta uma temperatura mais alta em relação à temperatura do Fluxo 01, conforme pode ser visualizado na Tabela (33).

Tabela (33): Resultados obtidos para o pré-aquecedor à água.

PRÉ-AQUECEDOR À ÁGUA	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	B
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 01	313,15	12	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 02	338,15	11	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 08	393,15	3,5	0,00E+00	5,35E-03	1,25E+01	1,25E+01	1,20E+03
	Fluxo 09	314,15	2,5	0,00E+00	5,35E-03	1,25E+01	1,25E+01	9,17E+02

A vazão mássica da água que passa pelo pré-aquecedor e hidrociclone, está diretamente relacionada à curva de produção de óleo e de água do poço analisado. E quanto maior for a proporção de água produzida no poço, maior a parcela de água no hidrociclone e também de resíduos de água nos fluxos de óleo. Nesta primeira análise, para a capacidade de produção utilizada e as respectivas proporções de óleo e água consideradas no item 4.3 (procedimentos de cálculos), foram determinadas as vazões molares e mássicas de todos os componentes da mistura oleosa. Com estes valores, na Tabela (33), estão também representadas as respectivas vazões mássicas dos gases, óleo e água tanto para o Fluxo 01, Fluxo 02, Fluxo 08 e o Fluxo 09.

Entretanto, quando a mistura oleosa segue pelo processo primário as quantidades das parcelas variam de acordo com as etapas. Ou seja, ao seguir pelo processo de separação, a mistura oleosa ao passar pelo separador trifásico, (PETROBRÁS, 2007), a parcela de gases é considerada aqui totalmente retirada no equipamento. Já para a mistura de óleo e água, pelo menos 93 (%) desta água é separada e com resíduo de óleo de apenas 2000 (ppm) não separados. Contudo está água com resíduo de óleo ao passar pelo hidrociclone, na sequência, confere mais uma separação de aproximadamente 90 (%) desta água e reduz o óleo para apenas 10 (%), conforme apresentado na Tabela (33).

Vale lembrar que as quantidades mássicas apresentadas nesta tabela, a medida que a curva de produção de óleo e de água varia ao longo da vida do poço, as vazões dos fluxos também variam necessitando de processos adicionais de separação de óleo e de água consequentemente. Importante também frisar que o processo de aquecimento do Fluxo 01 para o Fluxo 02 está diretamente relacionado com a temperatura e a vazão desta água



separada que sai do hidrociclone. Com o aumento da água produzida pelo poço, maior a vazão de água que passa pelo pré-aquecedor a água e conseqüentemente maior quantidade de energia térmica no equipamento.

Com os valores de pressão, temperatura e vazões de cada um dos fluxos que passam pelo pré-aquecedor a água calculou-se a exergia total para cada um destes fluxos. A irreversibilidade foi calculada pela diferença da exergia entre a soma dos recursos, somatório dos produtos além de perdas associados ao equipamento dado pela Equação (15), conforme segue:

$$I_{\text{Pré\_Aq\_água}} = [(B_1 + B_8) - (B_2 + B_9)] = 137,27 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right)$$

Para a análise exergética considerou também o cálculo da eficiência exergética ( $\varepsilon$ ) aplicada a estes fluxos do pré-aquecedor à água pela Equação (16), que representa a porcentagem de exergia dos recursos que ainda se encontram presentes nos produtos para a obtenção de um determinado resultado, assim para os valores das exergias que entram e as exergias que saem do pré-aquecedor à água, tem-se que:

$$\varepsilon_{\text{Pré\_Aq\_água}} = \frac{(B_2 - B_1)}{(B_8 - B_9)} = 51,50(\%)$$

Descrito o método o para cálculo de exergias e conseqüentemente das irreversibilidades e eficiências exergéticas, o mesmo procedimento será realizado para os demais equipamentos e fluxos simplificados da planta de processamento no reservatório Membro Siri.

## **MÉTODO DE CÁLCULO PARA O PRÉ-AQUECEDOR A ÓLEO**

Para o segundo pré-aquecedor leva-se em consideração o aquecimento da mistura oleosa do Fluxo 02 para o Fluxo 03. Este aquecimento é proveniente do fluxo de óleo separado (Fluxo 10) que sai do tratador eletrostático.

O Fluxo 10 de óleo separado ao passar pelo segundo pré-aquecedor cede energia para o aquecimento do Fluxo 02 e conseqüentemente ao sair do equipamento, Fluxo 11, apresenta

redução em sua energia e diminuição de sua temperatura. A Figura (25) apresenta os Fluxos de entrada e de saída do segundo pré-aquecedor.

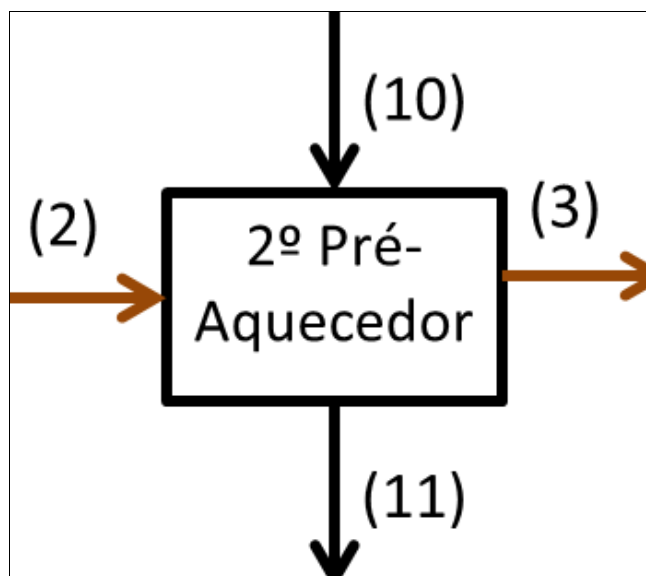


Figura (25): Representação dos fluxos de entrada e saída no segundo pré-aquecedor.

A mistura oleosa ao passar por este pré-aquecedor recebe energia térmica do Fluxo 10, mantendo sua composição e as quantidades das fases (óleo, água e gases) inalteradas. As únicas variações que ocorrem neste equipamento são o aumento de temperatura do Fluxo 02 para o Fluxo 03 e a redução de temperatura do óleo do Fluxo 10 para o Fluxo 11.

Como não há variação ou separação de fases neste equipamento as vazões de óleo, gás e água são as mesmas para os fluxos que entram e que saem do segundo pré-aquecedor. A partir do relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007) obtêm-se também os valores de temperatura e pressão para o equipamento que também estão representados na Tabela (34) a seguir:

Tabela (34): Resultados obtidos para o pré-aquecedor a óleo.

PRÉ-AQUECEDOR à ÓLEO	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	B
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 02	338,15	12	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 03	368,15	10	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 10	354,15	3,5	0,00E+00	2,66E+01	5,20E-03	2,66E+01	1,33E+06
	Fluxo 11	294,15	2,5	0,00E+00	2,66E+01	5,20E-03	2,66E+01	1,33E+06

Diferente do primeiro pré-aquecedor, que utiliza a água quente proveniente do hidrociclone, como fornecimento de energia térmica, para o segundo pré-aquecedor utiliza como fonte de energia o óleo tratado proveniente do tratador eletrostático. O aquecimento do Fluxo 02 para o Fluxo 03 está diretamente relacionado a quantidade de óleo separado.

A mistura oleosa ao passar pelo separador trifásico, conforme visto anteriormente, reduz sua quantidade óleo em 2000 (ppm), junto a um pequeno resíduo de água não separada. Em seguida, o óleo ao passar pelo tratador eletrostático garante uma separação de pelo menos 99,5 (%) de óleo e o resíduo de água reduz para apenas 0,5 (%), valores estes de vazões representados também na Tabela (34).

O aumento da temperatura do Fluxo 02 para o Fluxo 03 está diretamente associado a quantidade de óleo separado no tratador eletrostático. A quantidade de óleo por sua vez está relacionada à curva de produção de óleo e água. Para reduções na quantidade de óleo no poço ocorre uma consequente queda de vazão de óleo no segundo pré-aquecedor o que reduz a quantidade de energia térmica transferida no equipamento e variação na temperatura de saída do equipamento.

De posse dos valores de temperatura, pressão e vazões mássicas dos fluxos associados ao segundo pré-aquecedor, calcularam-se os valores das respectivas exergias, permitindo assim obter os valores de irreversibilidade pela diferença da exergia entre a soma dos insumos (fluxos de entrada) e os somatórios dos produtos (fluxos de saída) obtém-se:

$$I_{\text{Pré\_Aq\_óleo}} = [(B_2 + B_{10}) - (B_3 + B_{11})] = 522,32 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right)$$

O cálculo da eficiência exergética ( $\varepsilon$ ) com os valores das exergias que entram e as exergias que saem do pré-aquecedor a óleo, tem-se que:

$$\varepsilon_{\text{Pré\_Aq\_óleo}} = \frac{(B_3 - B_2)}{(B_{10} - B_{11})} = 40,16 (\%)$$

Neste ponto vale lembrar que para as proporções de óleo e água utilizados da curva de produção do poço, a quantidade de óleo é maior que a parcela de água. Consequentemente a transferência de calor no segundo pré-aquecedor se mostrou superior. Com uma maior energia térmica no segundo pré-aquecedor, a variação de temperatura na mistura oleosa também foi maior, e, portanto um aumento na geração de irreversibilidade e redução da eficiência exergética.

## MÉTODO DE CÁLCULO PARA O AQUECEDOR A VAPOR

O aquecedor de vapor, Figura (26), na planta de processamento na planta Membro Siri é o equipamento que garante a última etapa de aquecimento da mistura oleosa para o processo de separação das fases.

Para as situações em que os sistemas de pré-aquecimento não aquece a mistura oleosa o suficiente, necessariamente o aquecedor a vapor tem a função de garantir o enquadramento desta temperatura no processamento. Este equipamento, de acordo com o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), utiliza vapor saturado como fonte energia térmica.

De acordo com a vazão e a temperatura do fluxo que passa pelo aquecedor, varia-se a quantidade desse vapor para promover o aquecimento da mistura.

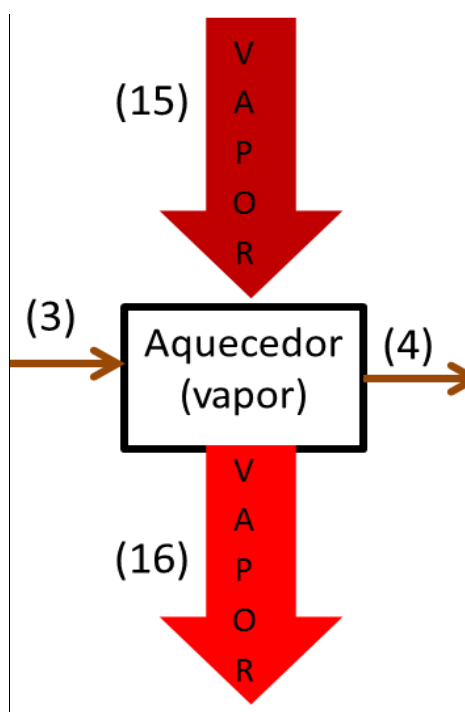


Figura (26): Representação dos fluxos de entrada e saída no aquecedor a vapor.

Sabendo-se que a vazão mássica da mistura que entra e sai do separador é a mesma que nos equipamentos anteriores (primeiro e segundo pré-aquecedores), e também por meio do balanço de energia no aquecedor, com os valores de temperatura do vapor saturado na

entrada e líquido saturado na saída, contruiu-se a Tabela (35), com o resumo de todos os valores de temperatura, pressão, vazão dos fluxos e exergias.

Tabela (35): Resultados obtidos para o aquecedor a vapor.

AQUECEDOR A VAPOR	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	B
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 03	368,15	10	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 04	403,15	10	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 15	457,15	11	0,00E+00	0,00E+00	6,94E+00	6,94E+00	4,26E+03
	Fluxo 16	457,15	11	0,00E+00	0,00E+00	6,94E+00	6,94E+00	2,38E+03

Importante notar que este processo de aquecimento está diretamente relacionado com as características do petróleo, ou seja, para maiores valores de viscosidade e cadeias carbônicas maiores, o aquecimento até 130° (C) garante uma melhor separação das fases no separador de produção, (PETROBRÁS, 2007). Outro fato também está relacionado à queda de produção de óleo ao longo da vida do poço. Consequentemente quanto menor a quantidade de óleo fornecendo energia no segundo pré-aquecedor, maiores quantidades de vapor saturado devem ser utilizados no aquecedor de vapor para garantir a temperatura da mistura oleosa.

Sabendo-se dos valores das vazões da mistura, das temperaturas e pressões dos fluxos e a respectiva vazão de vapor de aquecimento, foram obtido também os valores das exergias para os quatro fluxos do aquecedor a vapor que também estão representados na última coluna da Tabela (35).

Com os valores de exergia dos fluxos calculou-se a irreversibilidade entre as somas dos insumos (fluxos de entrada) e os somatórios dos produtos (fluxos de saída) obtendo-se:

$$I_{Aq\_Vapor} = [(B_3 + B_{15}) - (B_4 + B_{16})] = 566,01 \left( \frac{kJ}{s} \right)$$

Para o cálculo da eficiência exergética ( $\epsilon$ ) com os valores das exergias que entram e as exergias que saem do aquecedor a vapor, tem-se que:

$$\epsilon_{Aq\_Vapor} = \frac{(B_4 - B_3)}{(B_{15} - B_{16})} \cdot 100 = 69,86 (\%)$$

Neste caso, o aquecedor a vapor necessita de uma grande quantidade de vapor saturado para manter e garantir a temperatura da mistura oleosa, porém com uma eficiência muito baixa. Como a transferência de calor do vapor saturado é pequena necessita-se de uma grande demanda de vapor, o que acarreta em baixa eficiência e grande valor de irreversibilidade.

## MÉTODO DE CÁLCULO PARA O SEPARADOR TRIFÁSICO

Depois que a mistura oleosa é submetida aos processos de aquecimento realiza-se na sequência o processo de separação das fases. Com a temperatura adequada é no separador trifásico que essa mistura será separada nas suas fases constituintes. Ou seja, neste separador os gases, hidrocarbonetos líquidos e a água produzida são separados. A Figura (27) mostra uma representação esquemática dos fluxos que entram e saem do separador trifásico.

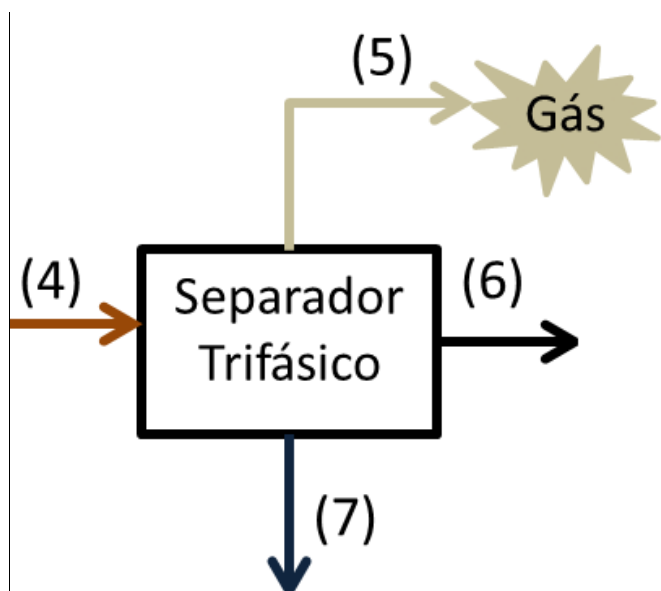


Figura (27): Representação dos fluxos de entrada e saída no separador trifásico.

Para o Fluxo 04 que entra no separador, da mesma forma que para os fluxos anteriores, as vazões de gás, óleo e água são as mesmas, pois não apresentaram variação em sua composição. Para os fluxos a jusante do separador, utilizando as informações do relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), considerou-se que a quantidade de gases, Fluxo 05, foi totalmente separada da mistura.

Esta parcela de gás é composta pelos elementos dióxido de carbono, nitrogênio, metano, etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano e o hexano. Todos estes elementos exceto pelo dióxido e carbono e pelo nitrogênio, ou são queimados no FPSO para contribuir na geração do vapor saturado ou queimados em *flares* na própria instalação, (PETROBRÁS, 2007).

Em relação ao Fluxo (06) de óleo, hidrocarbonetos líquidos, o equipamento realiza uma separação de óleo de até 99,8 (%), permanecendo 2000 (ppm) de óleo residual no fluxo de água. Para a separação da água, Fluxo 07, é separado até 93 (%) da água produzida, permanecendo ainda um resíduo de água de pelo menos 7 (%) no óleo separado.

Com as vazões das fases separadas no separador e os respectivos valores de pressão e temperatura, obtiveram-se os respectivos valores de exergia para cada um dos fluxos, permitindo obter a Tabela (36) com o resumo de todos estes valores para o separador trifásico.

Tabela (36): Resultados obtidos para o separador trifásico.

SEPARADOR TRIFÁSICO	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	B
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 04	403,15	10,0	1,02E+00	2,68E+01	1,50E+01	4,27E+01	1,37E+06
	Fluxo 05	396,15	4,5	1,02E+00	0,00E+00	0,00E+00	1,02E+00	3,03E+04
	Fluxo 06	398,15	4,5	0,00E+00	2,67E+01	1,05E+00	2,78E+01	1,34E+06
	Fluxo 07	378,15	4,5	0,00E+00	5,35E-02	1,39E+01	1,40E+01	3,79E+03

Com os valores de exergia destes fluxos, calcula-se novamente a irreversibilidade para o separador trifásico conforme segue:

$$I_{SEP\_TRI} = [(B_4) - (B_5 + B_6 + B_7)] = 288,35 \left( \frac{kJ}{s} \right)$$

O cálculo da eficiência exergética ( $\epsilon$ ) referente ao processo de separação no separador trifásico é dado por:

$$\epsilon_{SEP\_TRI} = \frac{(B_5 + B_6 + B_7)}{(B_4)} = 99,98(\%)$$

Com este valor de eficiência exergética, indiferente ao valor da irreversibilidade obtida no separador trifásico, observou-se que o processo de separação das fases é bastante

eficiente. Ressaltando também que estes valores de irreversibilidade e eficiência exergetica podem variar de acordo com a curva de produção do poço, fato este avaliado no capítulo 5.

## MÉTODO DE CÁLCULO PARA O TRATADOR ELETROSTÁTICO

Para a vazão de óleo que sai do separador trifásico, Fluxo (06), conforme já mencionado, permanece um resíduo de água que deve ser removido antes que o óleo seja direcionado para o tanque de carga. Para exemplificar, os fluxos que entram e saem do tratador eletrostático estão simplificados na Figura (28) a seguir:

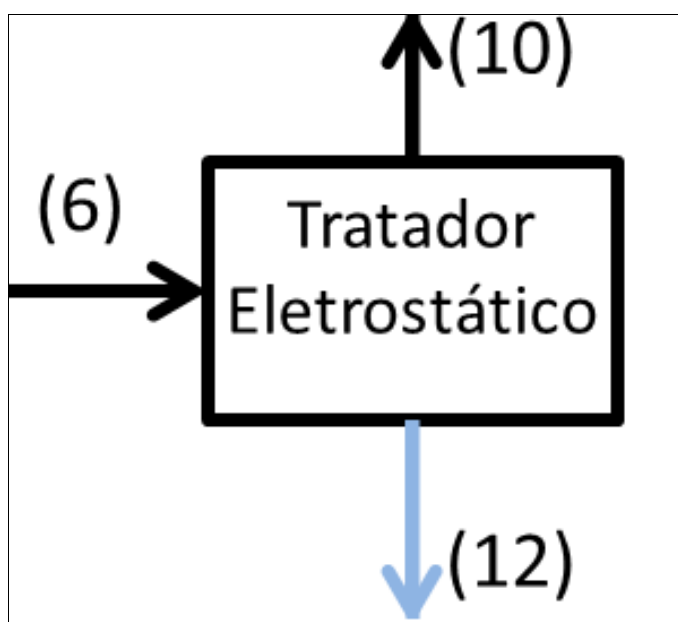


Figura (28): Representação dos fluxos de entrada e saída no tratador eletrostático.

No tratador eletrostático os resíduos de água são reduzidos a fim de garantir melhor qualidade ao óleo separado. Para isso, o equipamento submete a vazão de óleo a uma alta tensão elétrica que altera a forma das gotículas de água dispersa. Ou seja, com a alta tensão as partículas de água se tornam elípticas devidos à polaridade da molécula da água, e este fenômeno permite a aproximação e coalescência dessas gotas de água dispersas.

Segundo Piasecki *et al.* (2004), é necessário uma tensão da ordem de 2 (kV/cm) - kiloVolts por centímetro - para garantir a coalêscencia das gotículas de água ainda dispersas no meio do oleo separado. Desta forma, para este trabalho, de acordo com Piasecki *et al.*



(2004), foi adotado um valor de 600 (kW) de potência elétrica necessária para gerar o campo eletromagnético e permitir a remoção da água dispersa.

A vazão de óleo então submetida a este campo eletromagnético promove uma separação adicional de pelo menos 99,5 (%), o que reduz a parcela de água residual no óleo para 0,5 (%) apenas no Fluxo 10. Quanto a vazão de água, Fluxo 12, tem-se que do total de água ainda presente no Fluxo (06), pelo menos 99,5 (%) dessa água é então removida no tratador eletrostático, (PETROBRÁS, 2007). Sabendo-se a quantidade das vazões de cada um dos fluxos para o tratador eletrostático e os respectivos valores de pressão e temperatura obteve-se a Tabela (37) a seguir:

Tabela (37): Resultados obtidos para o tratador eletrostático.

TRATADOR ELETROSTÁTICO	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	<b>B</b>
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 06	398,15	4,5	0,00E+00	2,67E+01	1,05E+00	2,78E+01	1,34E+06
	Fluxo 10	356,15	3,5	0,00E+00	2,66E+01	5,20E-03	2,66E+01	1,33E+06
	Fluxo 12	313,15	4,5	0,00E+00	1,34E-01	1,04E+00	1,18E+00	6,07E+05

Lembrando que as quantidades de óleo e de água nos fluxos a jusante do tratador dependem também da curva de produção do poço analisado, mudando as respectivas quantidades de acordo com as proporções de cada uma dessas fases ao longo da vida produtiva do poço.

Sabendo-se as respectivas vazões e valores de pressão e de temperatura dos fluxos associados ao tratador eletrostático calculam-se também os valores das exergias totais para cada um destes fluxos conforme visto na Tabela (37). Com as exergias a montante e a jusante do tratador e considerando uma potência elétrica de aproximadamente 600 (kW), considerando que a potência elétrica do equipamento como fluxo de exergia, determinou-se a irreversibilidade entre as soma dos insumos e os somatórios dos produtos da seguinte forma:

$$I_{TRAT\_ELE} = [(P_{Elétrica} + B_6) - (B_{10} + B_{12})] = 470,00 \left( \frac{kJ}{s} \right)$$

A eficiência exérgica ( $\epsilon$ ) com os valores das exergias e potência elétrica que entram e as exergias que saem do tratador eletrostático, tem-se que:

$$\varepsilon_{\text{TRAT\_ELE}} = \frac{(B_{10} + B_{12})}{(P_{\text{Elétrica}} + B_6)} \cdot 100 = 99,98(\%)$$

O tratador eletrostático apesar da irreversibilidade obtida, também se apresentou com eficiência exergética elevada para a proporção de óleo e água utilizada. Contudo, para proporções maiores de água, processos subsequentes de separação no tratador devem ser reconsiderados, uma vez que o óleo tratado, de acordo com o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, 2007 devem conter apenas um por cento de água residual em relação ao total de óleo.

## MÉTODO DE CÁLCULO PARA O HIDROCICLONE

A parcela de água que sai do separador trifásico, Fluxo (07), conforme mencionado, sai com uma quantidade de óleo residual que deve ser reduzida a fim de ser descartada ou mesmo reinjetada no poço. Para este processo de separação do resíduo de óleo, o Fluxo (07) é direcionado para o hidrociclone. Neste equipamento, por um processo de centrifugação, a fase óleo é separada da fase água devido à variação das massas específicas.

Para se analisar os fluxos relacionados ao hidrociclone, propôs-se novamente uma simplificação para os fluxos a montante e a jusante do equipamento, conforme representado na Figura (29).

Simplificação esta que leva em consideração a entrada da água com resíduo de óleo proveniente do separador trifásico e se divide no Fluxo (08) com a parcela de água separada e no Fluxo 14 com o resíduo de óleo retirado do Fluxo 14.

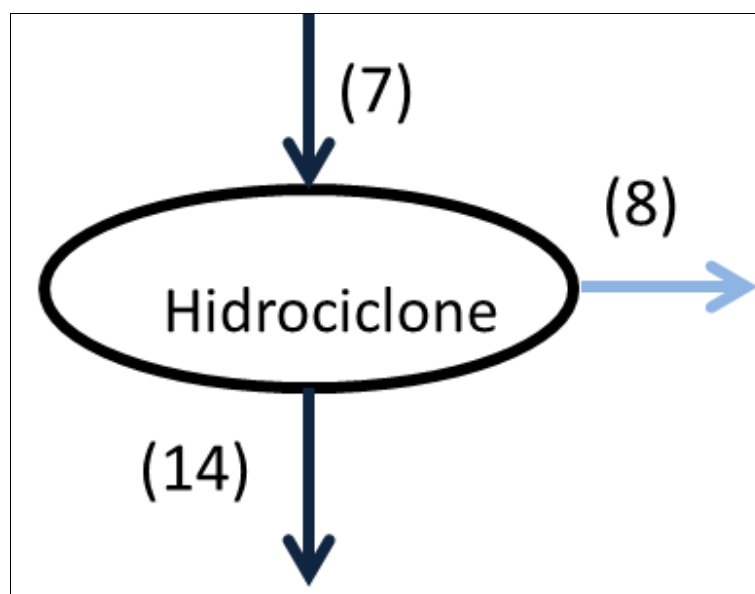


Figura (29): Representação dos fluxos de entrada e saída no hidrociclone.

Uma vez no hidrociclone, a água com resíduo de óleo é submetida a um processo de separação adicional de 90 (%). Reduzindo os hidrocarbonetos líquidos para apenas 10 (%) no Fluxo (08). No caso do Fluxo 14 representando 90 (%) do resíduo de óleo separado do Fluxo (07), pelo menos 10 (%) da sua constituição é água.

Obtendo-se estes valores de vazões para cada um dos fluxos e a partir dos valores de pressão e temperatura provenientes do relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), construiu-se a Tabela (38) com cada um destes valores para cada um dos fluxos analisados.

Tabela (38): Resultados obtidos para o hidrociclone.

HIDROCICLONE	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	B
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 07	403,15	4,5	0,00E+00	5,35E-02	1,39E+01	1,40E+01	3,79E+03
	Fluxo 08	393,15	3,5	0,00E+00	5,40E-03	1,25E+01	1,25E+01	1,20E+03
	Fluxo 14	400,15	4,5	0,00E+00	4,82E-02	1,39E+00	1,44E+00	2,52E+03

O resíduo de água presente no óleo do Fluxo 14, de acordo com a planta de processamento primário e curva de produção do poço, deve ser monitorado. Porque aumentos significativos na quantidade de água no óleo direcionado para o tanque de carga podem forçar processos adicionais para a remoção desta água residual para adequado enquadramento do óleo.

Obtidos os valores de vazões, sabendo-se os valores de temperatura e de pressão os valores de exergia para os Fluxos relacionados ao hidrociclone foram calculados e representados também na Tabela (38). E com os valores das exergias dos fluxos de entrada e de saída do hidrociclone determinou-se a irreversibilidade entre as soma dos insumos (fluxos de entrada) e os somatórios dos produtos (fluxos de saída) da seguinte forma:

$$I_{\text{HIDROC}} = [(B_7) - (B_8 + B_{14})] = 66,44 \left( \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \right)$$

Para o cálculo da eficiência exergética ( $\varepsilon$ ) com os valores das exergias que entram e as exergias que saem do hidrociclone, tem-se que:

$$\varepsilon_{\text{HIDROC}} = \frac{(B_8 + B_{14})}{(B_7)} \cdot 100 = 98,24(\%)$$

O hidrociclone apesar do valor de irreversibilidade para a percentagem de óleo e água analisada (curva de produção) apresentou-se também com um valor de eficiência exergética alto.

## MÉTODO DE CÁLCULO PARA O FLOTADOR

A quantidade de água que sai do hidrociclone sofre uma primeira redução dos hidrocarbonetos líquidos pelo processo de centrifugação. No entanto, o resíduo de óleo, dependendo da composição do petróleo e curva de produção do poço, pode ainda estar alto para ser descartado ou reinjetado novamente no poço.

Desta forma é necessário que essa quantidade de água seja submetida a um processo de separação adicional. Para isso é utilizado o flotador, que por sua vez permite reduzir a fração de óleo em mais 90 (%).

Assim, com o processo de separação no flotador, apenas 10 (%) do resíduo de óleo ainda permanece na água tratada no Fluxo 13. Caso este valor fique acima da quantidade máxima prevista pela norma, este fluxo retorna para processos subsequentes de separação.

Então para exemplificar o flotador, apresentam-se na Figura (30), os fluxos que entram e saem do equipamento. Ressaltando que o flotador é responsável por juntar as vazões de água do Fluxo (09) proveniente do pré-aquecedor a água e do Fluxo 12 que sai do tratador

eletrostático. E a quantidade de resíduos de óleo total desses dois fluxos é analisada o teor de óleo e graxa (TOG) para posterior descarte.

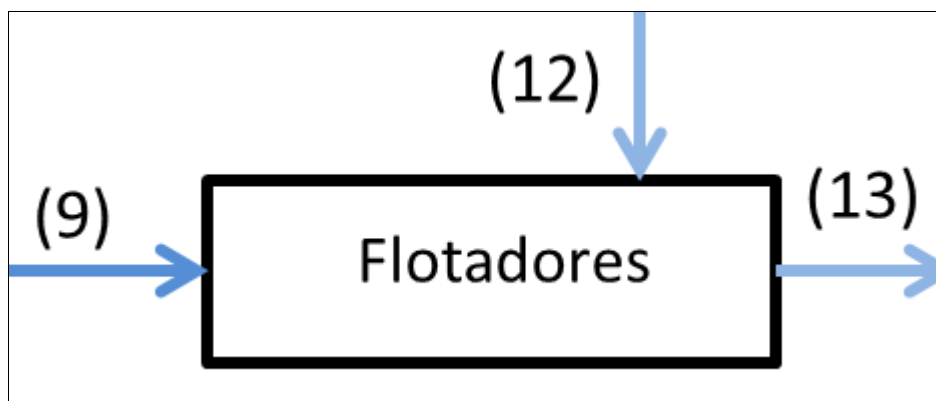


Figura (30): Representação dos fluxos de entrada e saída do flutuador.

Sabendo-se das quantidades de óleo e água que são separadas no flutuador e de posse das informações de pressão e temperatura fornecidas no relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), construiu-se a Tabela (39) para todos os fluxos do flutuador.

Tabela (39): Resultados obtidos para o flutuador.

FLOTADOR	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	B
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 09	314,15	4,5	0,00E+00	5,40E-03	1,25E+01	1,25E+01	9,17E+02
	Fluxo 12	313,15	4,5	0,00E+00	1,34E-01	1,04E+00	1,18E+00	6,73E+03
	Fluxo 13	329,15	2,5	0,00E+00	1,25E-01	1,36E+01	1,37E+01	6,98E+03

Importante ressaltar que a temperatura ( $T_{op,09}$ ) está relacionada à quantidade de energia térmica trocada no primeiro pré-aquecedor. E variações nas proporções da curva de produção do poço, interferem diretamente nas temperaturas de entrada e saída deste pré-aquecedor. Conhecido os valores das vazões, temperatura e pressão foram calculados os valores de exergia para cada um dos fluxos conforme representado na última coluna da Tabela (39). Permitindo assim determinar o valor da irreversibilidade entre a soma dos insumos (fluxos de entrada) e os somatórios dos produtos (fluxos de saída) para o flutuador da seguinte forma:

$$I_{FLOTADOR} = [(B_9 + B_{12}) - (B_{13})] = 675,18 \left( \frac{kJ}{s} \right)$$

O cálculo da eficiência exergética ( $\epsilon$ ) com os valores das exergias que entram e as exergias que saem do flotador, tem-se que:

$$\epsilon_{\text{FLOTADOR}} = \frac{(B_{13})}{(B_9 + B_{12})} \cdot 100 = 91,18 (\%)$$

O flotador apresenta também uma irreversibilidade maior em relação aos outros equipamentos, porém com eficiência exergética acima dos 90 (%).

## MÉTODO DE CÁLCULO PARA O TANQUE DE CARGA

A última análise realizada foi para o reservatório de óleo. Porém não se trata de um equipamento de tratamento e sim um tanque final que recebe a carga final do processo de separação, neste caso o óleo tratado. O objetivo de obter os resultados para este reservatório é exclusivamente para se avaliar o valor final da exergia em que se encontra o óleo no final do processo.

Como se trata de um tanque responsável por receber os fluxos de óleo tanto do hidrociclone quanto do tratador eletrostático, pela metodologia empregada, avaliaram-se apenas o somatório das exergias dos fluxos que se unem. Não sendo necessário nem pertinente avaliar irreversibilidade e eficiência exergética deste tipo de equipamento. Contudo, da mesma forma que foi feito para os outros equipamentos, foi elaborado a Figura (31), que exemplifica os fluxos relacionados ao tanque de carga conforme segue:

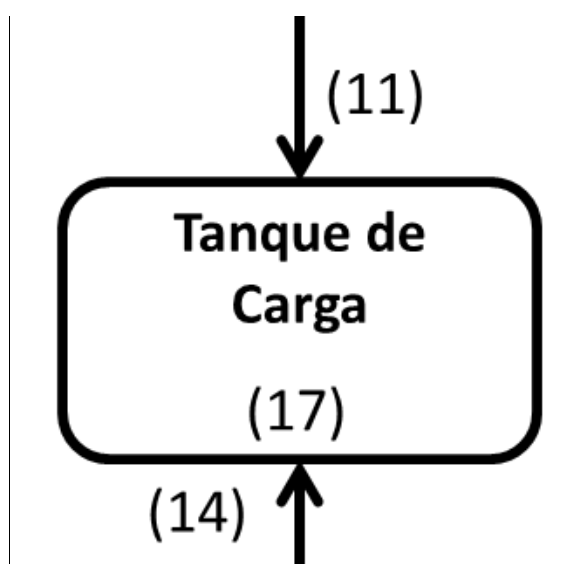


Figura (31): Tanque de carga.

Sabe-se dos equipamentos anteriores os resíduos de óleo do Fluxo 11 que sai do tratador eletrostático e do Fluxo 14 proveniente do hidrociclone. Pela soma dos resíduos de água destes dois fluxos, tem-se o total de água residual no tanque de carga, conforme pode ser observado na Tabela (40) a seguir:

Tabela (40): Resultados para o tanque de carga.

TANQUE DE CARGA	FLUXOS	Temperatura	Pressão	Vazão Mássica dos Gases	Vazão Mássica do Óleo	Vazão Mássica da Água	Vazão Mássica Total	Exergia Total
		$T_{op}$	$P_{op}$	$\dot{Q}_{gases}$	$\dot{Q}_{\acute{o}leo}$	$\dot{Q}_{\acute{a}gua}$	$\dot{Q}_{total}$	<b>B</b>
		(K)	(Bar)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kg/s)	(kJ/s)
	Fluxo 11	294,15	2,5	0,00E+00	2,66E+01	5,20E-03	2,66E+01	1,33E+06
	Fluxo 14	400,15	2,5	0,00E+00	4,82E-02	1,39E+00	1,44E+00	2,52E+03
	Fluxo 17	300,15	2,5	0,00E+00	2,66E+01	1,40E+00	2,80E+01	1,33E+06

Um ponto importante nesse item do procesamento primário é que a quantidade mínima de água presente no óleo deve ser no máximo de 1,0 (%) do volume total de óleo, caso este seja maior, processos subsequentes de separação devem ser realizados para enquadramento deste óleo. Para isso, de acordo com o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), o óleo é direcionado para o tratador eletrostático para subsequentes processos de remoção de água residual.

Com os valores das respectivas quantidades de água e óleo e de posse dos valores de pressão e temperatura de cada um dos fluxos foram obtidos os valores de exergia para os fluxos a montante do tanque de carga e para a quantidade total de óleo, referenciado como Fluxo (17), no interior do tanque de carga, conforme representado na Tabela (40).

O valor de exergia do Fluxo (17), neste caso, representa a quantidade de exergia total do óleo no final do processamento primário. Entretanto, para este caso específico, quando se considera a soma das parcelas de óleo e água obteve-se como resultado uma vazão total de óleo  $26,6210 \left(\frac{kg}{s}\right)$  e de água de  $1,3963 \left(\frac{kg}{s}\right)$ . Correspondente a uma vazão total de  $26,0173 \left(\frac{kg}{s}\right)$  de óleo com resíduo de 4,98% de água. Neste caso, conforme observado, processos posteriores de enquadramento devem ser considerados.

Para a planta de Siri, de acordo com o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2007), trata-se de uma plataforma com fluxo contínuo e sequencial dos processos de separação, ou seja, a instalação apresenta sistemas auxiliares e mesmo de

recirculação visando exatamente o enquadramento tanto da água de descarte quanto do óleo que será entregue para a refinaria.



## APÊNDICE B

### EFEITOS DA CURVA DE PRODUÇÃO NAS EXERGIAS DO SEPARADOR TRIFÁSICO

#### a) Instalação de Processamento Primário Reservatório de Membro Siri

Os testes de longa duração (TLD) forneceram dados a respeito do poço avaliado como permeabilidade efetiva do reservatório, distinção do tipo de fluido, desempenho do aquífero, etc. Tais dados foram utilizados em estudos de viabilidade técnica e econômica de um sistema definitivo de produção e também para o desenvolvimento da tecnologia de produção de óleo extrapesado, (PETROBRÁS, 2007).

Sabe-se que a produção de óleo e água varia ao longo da vida produtiva do poço, porém a planta de processamento primário de Siri, mesmo com baixa produção de óleo, o processo de separação não apresenta descontinuidade ou interrupção por falta de escoamento. Uma vez que a unidade FPSO possui condições para armazenar o óleo produzido por período de 10 a 15 dias. Com isso, reduz-se ao mínimo o tráfego de navios aliviadores e um volume para estocar óleo considerável.

O FPSO possui capacidade de processamento nominal de 2400 (m<sup>3</sup>/dia) de líquido (15,6 ° C e 101,3 kPa abs.) e capacidade de tratamento de água de 1900 produzida (m<sup>3</sup>/dia) para descarte e com capacidade de tratamento dos gases produzidos de 70.000 (m<sup>3</sup>/dia), que é submetido ao consumo interno nos geradores e caldeiras. Conforme mencionado anteriormente, o processamento da mistura oleosa é realizado através de dois trens de produção. Sendo um trem com capacidade de até 1000 (m<sup>3</sup>/dia) e outro com capacidade para 1400 (m<sup>3</sup>/dia), (PETROBRÁS, 2007).

Contudo, como as parcelas das fases variam ao longo dos anos, com os indicadores de produção média de óleo, gás e água de produção prevista em testes de longa duração, tem-se uma estimativa das variações das quantidades de produção. Considerando que a instalação foi projetada para produzir uma vazão de pelo menos 2000 (m<sup>3</sup>/dia) de líquidos e de posse da curva de produção de óleo e água, obteve-se a Tabela (41) com as e proporções a seguir:

Tabela (41): Indicador de Produção Planta Siri – Curva de Produção.

Amostras		Produção (m <sup>3</sup> /dia)			Produção (%)	
		Água	Óleo	Mistura Oleosa	Água	Óleo
1	jan/08	3,35E+02	1,66E+03	2,00E+03	16,78	83,22
2	jan/09	3,65E+02	1,64E+03	2,00E+03	18,25	81,75
3	jan/10	7,88E+02	1,21E+03	2,00E+03	39,40	60,60
4	jan/11	9,36E+02	1,06E+03	2,00E+03	46,80	53,20
5	jan/12	1,03E+03	9,75E+02	2,00E+03	51,25	48,75
6	jan/13	1,09E+03	9,14E+02	2,00E+03	54,30	45,70
7	jan/14	1,13E+03	8,67E+02	2,00E+03	56,65	43,35
8	jan/15	1,17E+03	8,29E+02	2,00E+03	58,55	41,45
9	jan/16	1,20E+03	7,97E+02	2,00E+03	60,15	39,85
10	jan/17	1,23E+03	7,69E+02	2,00E+03	61,55	38,45
11	jan/18	1,26E+03	7,43E+02	2,00E+03	62,85	37,15
12	jan/19	1,28E+03	7,20E+02	2,00E+03	64,00	36,00
13	jan/20	1,30E+03	6,99E+02	2,00E+03	65,05	34,95
14	jan/21	1,32E+03	6,81E+02	2,00E+03	65,95	34,05
15	jan/22	1,34E+03	6,63E+02	2,00E+03	66,85	33,15
16	jan/23	1,35E+03	6,47E+02	2,00E+03	67,65	32,35
17	jan/24	1,37E+03	6,31E+02	2,00E+03	68,45	31,55
18	jan/25	1,38E+03	6,17E+02	2,00E+03	69,15	30,85
19	jan/26	1,40E+03	6,03E+02	2,00E+03	69,85	30,15
20	jan/27	1,41E+03	5,90E+02	2,00E+03	70,50	29,50
21	jan/28	1,42E+03	5,77E+02	2,00E+03	71,15	28,85
22	jan/29	1,43E+03	5,66E+02	2,00E+03	71,70	28,30
23	jan/30	1,45E+03	5,55E+02	2,00E+03	72,25	27,75
24	jan/31	1,46E+03	5,45E+02	2,00E+03	72,75	27,25

Fonte: Adaptado de PETROBRÁS, (2007).

Com os valores destas proporções de óleo e de água produzida, a partir de estimativas dos testes de longa duração do poço, obtiveram-se também as curvas de produção do poço produtor conforme Figura (32) que segue:

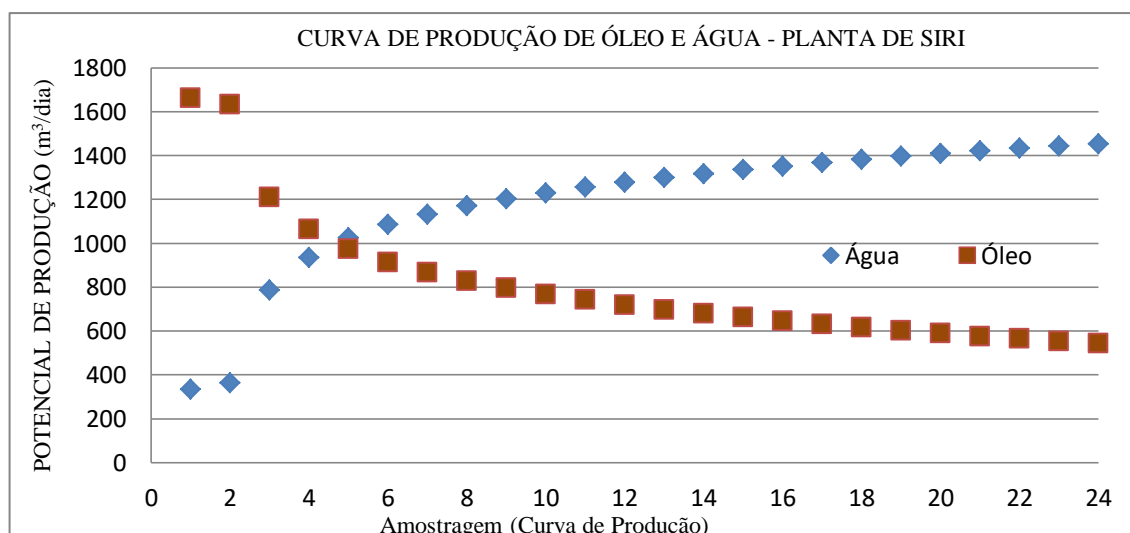


Figura (32): Curva de produção de água e óleo na planta de processamento de Siri.

Com os valores da curva de produção e considerando as mesmas condições de operação para a proporção de 65 (%) de óleo e 35 (%) de água, obteve-se a Tabela (42) com o resumo das irreversibilidades e eficiência exergéticas para a variação das fases do poço no separador trifásico:

Tabela (42): Irreversibilidade e Eficiência Exergética no separador em função da curva de produção (Siri).

Percentual de H <sub>2</sub> O	Análises	Eficiência (%)	Irreversibilidade (MJ/s)
16,78%	1	99,98	9,00E-02
18,28%	2	99,98	9,50E-02
39,46%	3	99,96	2,01E-01
46,87%	4	99,96	2,56E-01
51,33%	5	99,95	2,95E-01
54,38%	6	99,94	3,25E-01
56,74%	7	99,94	3,53E-01
58,64%	8	99,93	3,79E-01
60,24%	9	99,93	3,99E-01
61,64%	10	99,93	4,23E-01
62,94%	11	99,92	4,41E-01
64,10%	12	99,92	4,65E-01
65,15%	13	99,92	4,83E-01
66,05%	14	99,91	4,98E-01
66,95%	15	99,91	5,15E-01
67,75%	16	99,91	5,38E-01
68,55%	17	99,90	5,54E-01
69,25%	18	99,90	5,70E-01
69,95%	19	99,90	5,85E-01
70,61%	20	99,90	6,01E-01
71,26%	21	99,89	6,17E-01
71,81%	22	99,89	6,41E-01
72,36%	23	99,89	6,56E-01
72,86%	24	99,88	6,70E-01

Observa-se que, mesmo que a produção seja separada em diferentes trens de produção, para maiores volumes de água produzida, à medida que a proporção desta água aumenta em relação ao óleo, a irreversibilidade apresenta aumento gradativo.

## **b) Instalação de Processamento Primário Reservatório de Jubarte**

De acordo com o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2004), a planta de processamento primário no FPSO P-34, apresenta capacidade de processamento com os seguintes parâmetros de projeto:

- Poço considerado: ESS-110-HPA;
- Quantidade de poços (TLD): 4;
- Temperatura de chegada dos poços: Mínima = 36 °C e máxima = 56 °C;
- Produção total de líquido: 60000 (bbl./d) ou (9540 m<sup>3</sup>/d) com BSW (%) máximo de 50%;
- Vazão máxima de água produzida: 30000 (bbl./d) ou (4769 m<sup>3</sup>/d);

O processamento primário da mistura oleosa é realizado através de 2 trens de separação, sendo um trem de produção com capacidade para 40000 (bbl./d) e um trem de teste com capacidade para 20000 (bbl./d).

O trem de produção será composto por equipamentos de aquecimento como pré-aquecedores do tipo água-óleo, que aproveitará a energia térmica da água produzida. Apresenta também pré-aquecedor óleo-óleo que utiliza também a energia térmica do óleo que vai para os tanques de carga e um separador trifásico horizontal.

A transferência do óleo será realizada através de navios aliviadores, enquanto que o gás produzido, não utilizado na planta de processo, será queimado nos *flares*. Os fluidos transportados entre os poços e a planta de processamento da unidade P-34 são constituídos basicamente de água, óleo e gás, sendo que a água pode ou não estar emulsionada na fase óleo.

A partir dos testes de longa duração apresentados no relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS (2004), é apresentada a Tabela (43), com a composição desses fluidos do campo de Jubarte:

Tabela (43): Composição do óleo no poço – Fase 1 – Jubarte.

Substâncias		Percentual Molar no Reservatório (%)
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	9,00E-02
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	3,00E-01
Metano	C <sub>1</sub>	4,02E+01
Etano	C <sub>2</sub>	2,30E+00
Propano	C <sub>3</sub>	7,50E-01
i-Butano	iC <sub>4</sub>	3,40E-01
n-Butano	nC <sub>4</sub>	4,10E-01
i-Pentano	iC <sub>5</sub>	2,70E-01
n-Pentano	nC <sub>5</sub>	2,10E-01
Hexano	C <sub>6</sub>	3,90E-01
Heptano	C <sub>7</sub>	6,90E-01
Octano	C <sub>8</sub>	1,03E+00
Nonano	C <sub>9</sub>	9,50E-01
Decano	C <sub>10</sub>	1,06E+00
Undecano	C <sub>11</sub>	1,00E+00
Dodecano	C <sub>12</sub>	9,70E-01
Tridecano	C <sub>13</sub>	1,21E+00
Tetradecano	C <sub>14</sub>	1,43E+00
Pentadecano	C <sub>15</sub>	1,46E+00
Hexadecano	C <sub>16</sub>	1,08E+00
Heptadecano	C <sub>17</sub>	1,45E+00
Octadecano	C <sub>18</sub>	1,56E+00
Nonadecano	C <sub>19</sub>	9,20E-01
Eicosano	C <sub>20+</sub>	3,99E+01
Água	H <sub>2</sub> O	-

Fonte: PETROBRAS (2010).

Durante a operação da Fase 1, período de duração dos testes de longa duração, no campo de Jubarte, a UPE conta com sistemas de monitoramento, acompanhamento e gerenciamento de resíduos e da água produzida. Para a fase 1, segundo o relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2004), apresentou previsão de separação de água produzida em volumes pequenos, em se tratando de um campo com poços que ainda não produziram em escala comercial, fato significativo em relação ao impacto de lançamento de efluentes líquidos no mar, a partir da unidade de produção.

Os indicadores de produção de óleo e água do poço, mesmo que obtidos para sete anos fornecem informações que permitem estimar e avaliar as proporções dos componentes (vazões mássicas e molares) na mistura oleosa ao longo destes anos de produção, conforme pode ser observado na Tabela (44) a seguir:

Tabela (44): Indicador de Produção Planta de Jubarte – Fase 1 Completa.

Anos de Produção	Produção (m <sup>3</sup> /dia)				
	Água	% Água	Óleo	% Óleo	Mistura Oleosa
set/04	466,02	15,62%	2.518,23	84,38	2.984,25
dez/04	585,96	20,98	2.206,99	79,02	2.792,95
mar/05	696,95	25,60	2.025,21	74,40	2.722,16
jun/05	794,30	30,33	1.824,88	69,67	2.619,18
ago/05	782,27	32,15	1.651,26	67,85	2.433,53
ago/05	791,38	15,19	4.419,23	84,81	5.210,61
set/05	800,83	15,41	4.395,07	84,59	5.195,90
set/05	812,97	9,09	8.132,22	90,91	8.945,19
out/05	819,82	9,23	8.066,93	90,77	8.886,75
dez/05	628,30	7,32	7.956,70	92,68	8.585,00
mar/06	647,27	7,54	7.937,73	92,46	8.585,00
jun/06	686,43	8,00	7.898,57	92,00	8.585,00
set/06	821,36	9,57	7.763,64	90,43	8.585,00
dez/06	1.064,35	12,40	7.520,65	87,60	8.585,00
mar/07	1.375,91	16,03	7.209,09	83,97	8.585,00
jun/07	1.740,53	20,27	6.844,47	79,73	8.585,00
set/07	2.116,83	24,66	6.468,17	75,34	8.585,00
dez/07	2.476,29	28,84	6.108,71	71,16	8.585,00
dez/07	2.503,25	29,16	6.081,50	70,84	8.584,75
mar/08	2.761,40	32,17	5.823,60	67,83	8.585,00
jun/08	3.089,04	35,98	5.495,96	64,02	8.585,00
set/08	3.313,01	38,59	5.271,99	61,41	8.585,00
dez/08	3.572,28	41,61	5.012,72	58,39	8.585,00
mar/09	3.748,20	43,66	4.836,80	56,34	8.585,00
jun/09	3.932,98	45,81	4.652,03	54,19	8.585,01
jun/09	3.955,13	46,07	4.629,88	53,93	8.585,01
jul/09	3.974,47	46,30	4.610,50	53,70	8.584,97
jul/09	3.992,94	46,51	4.592,00	53,49	8.584,94
jul/09	4.010,72	46,72	4.574,38	53,28	8.585,10
jul/09	4.027,97	46,92	4.557,00	53,08	8.584,97
ago/09	4.044,69	47,11	4.540,25	52,89	8.584,94
ago/09	4.062,03	47,32	4.523,00	52,68	8.585,03
ago/09	4.083,56	47,57	4.501,50	52,43	8.585,06
ago/09	4.107,09	47,84	4.477,88	52,16	8.584,97
set/09	4.133,34	48,15	4.451,63	51,85	8.584,97
set/09	4.161,78	48,48	4.423,25	51,52	8.585,03
set/09	4.192,44	48,83	4.392,50	51,17	8.584,94
set/09	4.224,50	49,21	4.360,50	50,79	8.585,00
out/09	4.256,16	49,58	4.328,88	50,42	8.585,04
out/09	4.288,84	49,96	4.296,13	50,04	8.584,97
out/09	4.324,13	50,37	4.260,88	49,63	8.585,01
out/09	4.350,58	50,68	4.234,50	49,32	8.585,08
out/09	3.945,50	51,42	3.728,00	48,58	7.673,50
nov/09	3.959,81	51,73	3.695,50	48,27	7.655,31
nov/09	3.983,41	52,13	3.658,50	47,87	7.641,91
nov/09	4.006,00	52,47	3.629,14	47,53	7.635,14
nov/09	3.420,75	56,67	2.615,00	43,33	6.035,75
nov/09	3.424,25	56,73	2.612,00	43,27	6.036,25
nov/09	3.440,54	56,99	2.596,71	43,01	6.037,25
dez/09	3.489,73	57,85	2.542,56	42,15	6.032,29
dez/09	1.530,50	60,77	988,00	39,23	2.518,50
dez/09	1.539,19	61,28	972,42	38,72	2.511,61
jan/10	1.552,84	61,98	952,55	38,02	2.505,39

Fonte: Adaptado de PETROBRÁS, (2010).

Com o aumento da quantidade de água de produção e início da separação desta para descarte, a PETROBRAS conta com análises e resultados do IBAMA, para estimar a quantidade de água de produção na planta de processamento de Jubarte ao final da fase 1, que possa chegar a um valor de aproximadamente 6200 (m<sup>3</sup>/dia).

Esta água é então descartada em fluxo contínuo após o tratamento, não permanecendo na unidade. Na fase 1, os resultados do TLD apresentaram os indicadores de produção do campo de Jubarte, Tabela (44), entretanto, estes valores apresentados pelo relatório de estudo de impacto ambiental PETROBRÁS, (2004), são referentes ao mês de setembro de 2004 alternando os meses, até o mês de janeiro de 2010 em um total de 54 meses amostrados.

Desta forma, são apresentados dados de indicadores de produção somente para sete anos, ou seja, dados somente para a etapa de implantação da fase 1 no campo de Jubarte, conforme pode se visto na Figura (33):

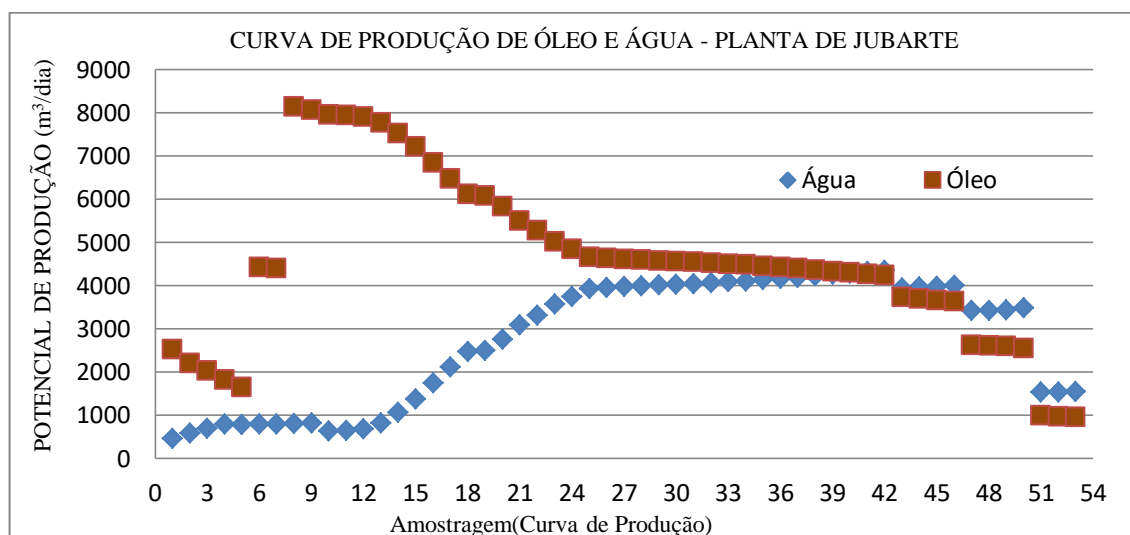


Figura (33): Curva de produção de água e óleo na planta de processamento de Jubarte- Fase 1 Completa.

Como base de comparação, para a aplicação do método de análise exérgica proposto, para a programação desenvolvida nos softwares MatLab e Excel, será considerada apenas vinte quatro valores da curva de produção da planta de Jubarte. Para o caso 2 em questão, optou-se por analisar a variação da composição de óleo e água para vinte quatro amostragens da curva de produção.

Assim, para o método, construíram-se a Tabela (45) que apresenta valores parciais, vinte quatro meses, utilizados para as análises.

Tabela (45): Indicador de Produção Planta de Jubarte – Fase 1 Parcial.

Amostras		Produção (m <sup>3</sup> /dia)			Produção (%)	
		Água	Óleo	Mistura Oleosa	Água	Óleo
1	set/04	4,66E+02	2,52E+03	2,98E+03	15,62	84,38
2	dez/04	5,86E+02	2,21E+03	2,79E+03	20,98	79,02
3	mar/05	6,97E+02	2,03E+03	2,72E+03	25,60	74,40
4	jun/05	7,94E+02	1,82E+03	2,62E+03	30,33	69,67
5	ago/05	7,82E+02	1,65E+03	2,43E+03	32,15	67,85
6	ago/05	7,91E+02	4,42E+03	5,21E+03	15,19	84,81
7	set/05	8,01E+02	4,40E+03	5,20E+03	15,41	84,59
8	set/05	8,13E+02	8,13E+03	8,95E+03	9,09	90,91
9	out/05	8,20E+02	8,07E+03	8,89E+03	9,23	90,77
10	dez/05	6,28E+02	7,96E+03	8,59E+03	7,32	92,68
11	mar/06	6,47E+02	7,94E+03	8,59E+03	7,54	92,46
12	jun/06	6,86E+02	7,90E+03	8,59E+03	8,00	92,00
13	set/06	8,21E+02	7,76E+03	8,59E+03	9,57	90,43
14	dez/06	1,06E+03	7,52E+03	8,59E+03	12,40	87,60
15	mar/07	1,38E+03	7,21E+03	8,59E+03	16,03	83,97
16	jun/07	1,74E+03	6,84E+03	8,59E+03	20,27	79,73
17	set/07	2,12E+03	6,47E+03	8,59E+03	24,66	75,34
18	dez/07	2,48E+03	6,11E+03	8,59E+03	28,84	71,16
19	dez/07	2,50E+03	6,08E+03	8,58E+03	29,16	70,84
20	mar/08	2,76E+03	5,82E+03	8,59E+03	32,17	67,83
21	jun/08	3,09E+03	5,50E+03	8,59E+03	35,98	64,02
22	set/08	3,31E+03	5,27E+03	8,59E+03	38,59	61,41
23	dez/08	3,57E+03	5,01E+03	8,59E+03	41,61	58,39
24	set/09	4,66E+02	2,52E+03	2,98E+03	15,62	84,38

Fonte: Adaptado de PETROBRÁS, (2004).

Com estes valores parciais da fase 1 do campo de Jubarte, mesmo que não considerado para os vinte quatro anos mínimos para estimar a vida de operação do poço, construiu-se a Figura (34), que mostra o comportamento da curva de produção de óleo e água para os cinco primeiros anos utilizados:



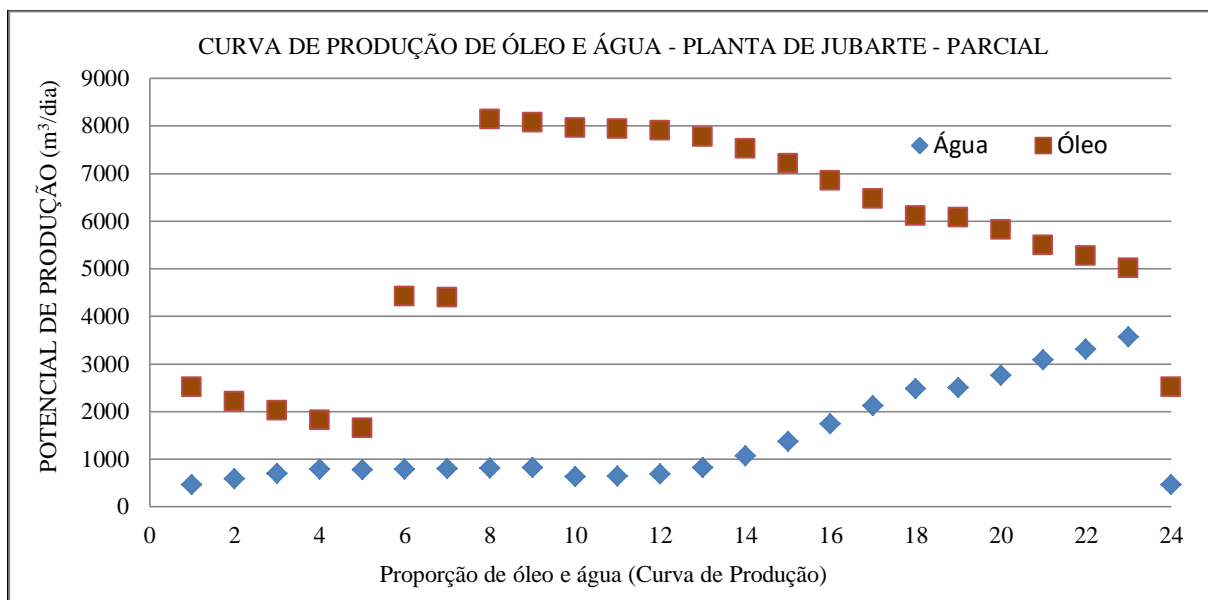


Figura (34): Curva de produção de água e óleo na planta de processamento de Jubarte- Fase 1 - Parcial.

A produção de óleo passa por uma baixa produção nos meses iniciais até uma quantidade máxima de oito mil metros cúbicos por dia produzidos, e a produção de água também se inicia com um baixo valor e tende a valores maiores de aproximadamente quatro mil metros cúbicos por dia. Estas variações de proporções de óleo e água permitem construir o comportamento da irreversibilidade e eficiência exergética.

Com os valores da curva de produção de óleo e água e considerando as mesmas condições de operação (temperatura e pressão) consideradas para a proporção de 65 (%) de óleo e 35 (%) de água, obteve-se a Tabela (46) com o resumo das irreversibilidades e eficiência exergéticas para a variação das fases do poço no separador trifásico.

Observa-se novamente que, mesmo que a produção seja separada em diferentes trens de produção para maiores volumes de água de produção, a medida que a proporção desta água aumenta em relação ao óleo, a irreversibilidade apresenta aumento gradativamente e a eficiência exergética apresenta relativa redução em seu valor.

Tabela (46): Irreversibilidade e Eficiência Exergética no separador trifásico em função da curva de produção (Jubarte).

Percentual de H <sub>2</sub> O	Análises	Eficiência (%)	Irreversibilidade (MJ/s)
15,62%	1	99,98	3,80E-01
20,98%	2	99,97	4,30E-01
25,60%	3	99,97	4,70E-01
30,33%	4	99,97	4,60E-01
32,15%	5	99,98	5,90E-01
15,19%	6	99,98	5,90E-01
15,41%	7	99,99	7,70E-01
9,09%	8	99,98	7,70E-01
9,23%	9	99,99	8,10E-01
7,32%	10	99,99	6,60E-01
7,54%	11	99,99	6,70E-01
8,00%	12	99,99	7,00E-01
9,57%	13	99,98	7,60E-01
12,40%	14	99,98	8,70E-01
16,03%	15	99,98	9,90E-01
20,27%	16	99,98	1,14E+00
24,66%	17	99,97	1,31E+00
28,84%	18	99,97	1,48E+00
29,16%	19	99,97	1,48E+00
32,17%	20	99,97	1,61E+00
35,98%	21	99,96	1,79E+00
38,59%	22	99,96	1,94E+00
41,61%	23	99,96	2,10E+00
15,62%	24	99,95	2,25E+00

## APÊNDICE C

### CÁLCULOS E RESULTADOS DOS FLUXOS

A Tabela (47) mostra os dados de pressão e temperatura para os quais os equipamentos estão trabalhando:

Tabela (47): Pressão e temperatura para os equipamentos de Siri.

Equipamento	Temperatura de Operação (°C)		Pressão de Operação (bar)
	Entrada	Saída	
1° Pré-aquecedor	40	65	12
2° Pré-aquecedor	65	95	11
Aquecedor	95	130	10
Separador de Produção	130		10
Tratador Eletrostático	120		4,5

Fonte: Adaptado de PETROBRAS (2006).

Como visto anteriormente, o cálculo de exergia leva em consideração várias propriedades e características do fluxo estudado, como composição, fração molar, temperatura e exergia química padrão. Na literatura estudada, não foram encontrados valores de algumas propriedades de alguns componentes do fluxo, sendo, então, necessário obtê-los através de cálculo, uma vez que a exergia química padrão, por exemplo, varia de acordo com cada elemento.

É comum encontrar valores até os alcanos  $C_{16+}$ , ou seja, do  $C_{17}$  até o  $C_{20}$  não foi achado os valores de exergia química. Devido a isso, foi necessário calculá-los utilizando o método de análise para obter as exergias dos elementos faltantes ( $C_{17}$  ao  $C_{20}$ ).

A Tabela (48) mostra alguns valores de exergia química calculados com os valores presentes nas referências citadas:

Tabela (48): Comparação dos valores calculados com a referência, em [kJ/kmol].

Substância	Fórmula	Valores Calculados	Szargut (2005)	Kotas (1985)
Metano	CH <sub>4</sub>	8,81E+05	8,32E+05	8,37E+05
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,55E+06	1,50E+06	1,50E+06
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,21E+06	2,15E+06	2,16E+06
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	6,75E+06	-	6,75E+06
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	7,40E+06	-	7,40E+06
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	8,06E+06	-	8,06E+06

Os valores de exergia química obtidos, conforme mostrado anteriormente, são bastante similares, podendo-se assim utilizar o método para calcular os valores não encontrados na literatura. Na Tabela (49) estão representados os valores de exergia química padrão para os compostos do Fluxo 01:

Tabela (49): Exergia química padrão para todos os compostos presentes no fluxo.

Substância	Fórmula	Exergia Química ( $b_{ch}^{\circ}$ ) - $\left[ \frac{kJ}{kmol} \right]$
Metano	CH <sub>4</sub>	8,81E+05
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,55E+06
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	2,21E+06
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	2,86E+06
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	3,52E+06
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	4,18E+06
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	4,79E+06
Octano	C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	5,45E+06
Nonano	C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	6,10E+06
Decano	C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	6,75E+06
Undecano	C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	7,40E+06
Dodecano	C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	8,06E+06
Tridecano	C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	8,71E+06
Tetradecano	C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	9,36E+06
Pentadecano	C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1,00E+07
Hexadecano	C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1,07E+07
Heptadecano	C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,13E+07
Octadecano	C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1,20E+07
Nonadecano	C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,26E+07
Eicosano	C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,33E+07
Água	H <sub>2</sub> O	9,00E+02
Nitrogênio	N <sub>2</sub>	7,20E+02
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	2,01E+04

É necessário também obter os valores de entalpia e entropia de cada componente presente no fluxo, e cujos valores variam de acordo com o componente. Abaixo, a Tabela (50) que exhibe as variações de entalpia e entropia, considerando a temperatura operacional do equipamento em relação a temperatura de referência:

Tabela (50): Variação de entalpia e entropia de cada substância.

<b>Fórmula dos Componentes</b>	<b>Variação da Entalpia - (h) - (kJ/kmol)</b>	<b>Variação da Entropia - (s) - kJ/(kmol.k)</b>
CO <sub>2</sub>	5,80E+02	1,90E+00
N <sub>2</sub>	4,36E+02	1,43E+00
CH <sub>4</sub>	5,49E+02	1,80E+00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,12E+02	2,66E+00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,14E+03	3,73E+00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,54E+03	5,03E+00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,88E+03	6,15E+00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	2,23E+03	7,31E+00
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	2,59E+03	8,47E+00
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,94E+03	9,63E+00
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	3,30E+03	1,08E+01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	3,65E+03	1,20E+01
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	4,86E+03	1,59E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	4,37E+03	1,43E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	4,74E+03	1,55E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	5,10E+03	1,67E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,46E+03	1,79E+01
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	5,82E+03	1,90E+01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	6,21E+03	2,03E+01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	6,59E+03	2,15E+01
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	6,95E+03	2,27E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	7,31E+03	2,39E+01
H <sub>2</sub> O	5,05E+02	1,65E+00

O petróleo da planta de Siri possui alto valor de viscosidade e de densidade, devido a presença de hidrocarbonetos extremamente grandes e pesados, fazendo com que a densidade se assemelhe a densidade da água. Assim, considera-se que a densidade do óleo seja igual à densidade da água. A partir dos dados fornecidos por PETROBRAS (2007), a vazão de óleo é de 2400 (m<sup>3</sup>) por dia. Na Tabela (51), foi apresentada a capacidade de processamento da planta de Siri:

Tabela (51): Capacidade de processamento do óleo.

Capacidade de Processamento			
m <sup>3</sup> /dia	l/dia	l/h	l/s
2400	2.400.000	100.000	27,78

Para o cálculo da exergia total também foi necessário obter os valores dos volumes específicos de cada um dos componentes, conforme representado na Tabela (52) abaixo:

Tabela (52): Volume específico de cada componente presente no fluxo.

Fórmula dos Componentes	Volume Específico - (m <sup>3</sup> /kg)
CO <sub>2</sub>	2,14E-03
N <sub>2</sub>	3,18E-03
CH <sub>4</sub>	6,15E-03
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,84E-03
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	4,54E-03
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	4,39E-03
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00E+00
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	2,17E-03
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	4,31E-03
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	4,27E-03
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	4,25E-03
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	4,30E-03
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	4,34E-03
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	4,38E-03
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	4,43E-03
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	4,48E-03
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	4,52E-03
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	4,56E-03
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,59E-03
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,62E-03
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,68E-03
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	4,69E-03
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	4,74E-03
H <sub>2</sub> O	3,11E-03

A planta de processamento primário de Siri possui um fluxo de entrada, e ao passar pelo separador trifásico, ocorre uma divisão em três novos fluxos; cada fluxo com uma composição diferente. Conforme visto anteriormente, as equações de cálculos de exergia

necessitam de valores da variação de entropia, entalpia e fração molares. Desta forma é apresentado cada um destes valores para cada um dos fluxos separadamente.

### a) Fluxo 01 – Entrada do 1º Pré-Aquecedor

O fluxo de entrada no processamento primário da planta de Siri é o proveniente do poço. As frações em massa desse fluxo estão apresentadas na Tabela (53), sendo estes valores utilizados para calcular massa de cada componente na entrada:

Tabela (53): Fração em massa e massa total dos componentes do fluxo de entrada (1).

Fórmula dos Componentes	Fase	Fração em Massa	Massa Molar (kg/kmol)	Massa (kg/kmol)
CO <sub>2</sub>	g	6,80E-02	4,40E+01	3,01E+00
N <sub>2</sub>	g	1,00E-03	2,80E+01	2,80E-02
CH <sub>4</sub>	g	2,32E-01	1,60E+01	3,72E+00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	g	3,00E-03	3,01E+01	9,62E-02
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	g	1,00E-03	4,41E+01	5,29E-02
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g	0,00E+00	5,81E+01	0,00E+00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g	1,00E-03	5,81E+01	5,81E-02
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	g	0,00E+00	7,22E+01	1,44E-02
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	g	0,00E+00	7,22E+01	2,89E-02
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	g	0,00E+00	8,62E+01	3,45E-02
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	l	0,00E+00	1,00E+02	1,00E-02
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	l	0,00E+00	1,14E+02	1,14E-02
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	l	0,00E+00	1,28E+02	2,57E-02
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	l	3,00E-03	1,42E+02	4,13E-01
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	l	7,00E-03	1,56E+02	1,14E+00
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	l	1,10E-02	1,70E+02	1,79E+00
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	l	1,70E-02	1,84E+02	3,17E+00
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	l	2,00E-02	1,98E+02	3,97E+00
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	l	2,60E-02	2,12E+02	5,61E+00
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	l	2,00E-02	2,26E+02	4,44E+00
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	l	1,80E-02	2,40E+02	4,38E+00
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	l	2,20E-02	2,55E+02	5,50E+00
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	l	1,60E-02	2,69E+02	4,35E+00
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	l	5,32E-01	2,83E+02	1,50E+02
H <sub>2</sub> O	l	-	1,80E+01	1,04E+02

Como se vê na Tabela (53), a água não está presente; assim, consideramos que a massa total de óleo na entrada corresponde a 65% do total da massa de entrada, ou seja, a massa da água é 35% do total. Somando a massa de todos os componentes, foi obtida a massa total do óleo presente na alimentação (fluxo de entrada), conforme Tabela (54) a seguir:

Tabela (54): Massa total de óleo, água e do Fluxo 01.

	<b>Óleo (kg/kmol)</b>	<b>Água (kg/kmol)</b>	<b>Fluxo 01</b>
<b>Massa</b>	192,22	103,20	295,72
<b>%</b>	65	35	100

Para obter-se o valor da massa de água, considerou-se que a massa total de óleo de 65% da massa total do fluxo e 35% da massa do fluxo é água. Com os valores da capacidade de processamento (L/s e kg/s) e a massa total de óleo (kg/kmol), foi possível calcular a capacidade de processamento em (kmol/s).

Dividindo o valor da capacidade de processamento pela massa total de óleo e assim obtida a quantidade (kmol/s) do fluxo que entra no processo pelo tempo.

Dividindo a capacidade de processamento (kg/s) pela porcentagem de 65% obtém-se a vazão mássica total do fluxo. Com estes valores, pela multiplicação da porcentagem da água de 35% obtém-se também o fluxo de água na entrada do processo. Desta forma a Tabela (55) exhibe os resultados para os fluxos:

Tabela (55): Capacidade de processamento em (kg/s) da água e óleo.

<b>Óleo (kg/s)</b>	<b>Água (kg/s)</b>
27,78	14,96

Para calcular a quantidade molar dos componentes que entram no tempo, divide-se a capacidade de processamento (kg/s) pela massa total de óleo (kg/kmol), obtendo-se a quantidade em mols de óleo na entrada.

A massa de água encontrada representada na Tabela (55) é então dividida pela massa molar, para assim, encontrar a fração molar da água. Multiplicam-se então os valores da fração molar total do óleo para cada fração em massa dos componentes, obtendo-se a quantidade em mols por segundo dos mesmos.

Somando todos estes valores e dividindo o resultado pelo total obtém-se a fração molar de cada um dos componentes, conforme representado na Tabela (56) a seguir:



Tabela (56): Fluxo de entrada em kmol/s e fração molar dos respectivos componentes.

<b>Fórmula dos Componentes</b>	<b>Fração em Massa</b>	<b>Entrada (kmol/s)</b>	<b>Fração Molar</b>
CO <sub>2</sub>	6,80E-02	9,88E-03	1,01E-02
N <sub>2</sub>	1,00E-03	1,45E-04	1,48E-04
CH <sub>4</sub>	2,32E-01	3,35E-02	3,44E-02
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,00E-03	4,62E-04	4,74E-04
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,00E-03	1,73E-04	1,78E-04
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00	0,00E+00	0,00E+00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,00E-03	1,45E-04	1,48E-04
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00E+00	2,89E-05	3,00E-05
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,00E+00	5,78E-05	5,90E-05
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,00E+00	5,78E-05	5,90E-05
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00E+00	1,45E-05	1,50E-05
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00E+00	1,45E-05	1,50E-05
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00E+00	2,89E-05	3,00E-05
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	3,00E-03	4,19E-04	4,30E-04
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	7,00E-03	1,05E-03	1,08E-03
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,10E-02	1,52E-03	1,56E-03
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1,70E-02	2,49E-03	2,55E-03
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	2,00E-02	2,89E-03	2,96E-03
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	2,60E-02	3,82E-03	3,91E-03
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,00E-02	2,83E-03	2,90E-03
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,80E-02	2,63E-03	2,70E-03
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	2,20E-02	3,12E-03	3,20E-03
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,60E-02	2,34E-03	2,40E-03
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,32E-01	7,69E-02	7,88E-02
H <sub>2</sub> O	-	8,31E-01	8,52E-01

Para o cálculo das exergias do fluxo de entrada com os valores das variações de entalpia e entropia representadas na Tabela (50) e as quantidades de cada um dos componentes, considera-se também a Tabela (57) com os outros dados para os cálculos:

Tabela (57): Valores para o cálculo da exergia química do Fluxo 01.

Fórmula dos Componentes	Fração Molar ( $y_{gk}$ )	Exergia Química ( $b_{gk}^o$ ) (kJ/kmol)	$y_{gk} \cdot b_{gk}^o$
CO <sub>2</sub>	1,01E-02	2,01E+04	2,04E+02
N <sub>2</sub>	1,48E-04	7,20E+02	1,07E-01
CH <sub>4</sub>	3,44E-02	8,81E+05	3,03E+04
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,74E-04	1,55E+06	7,34E+02
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,78E-04	2,21E+06	3,92E+02
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,48E-04	2,86E+06	4,24E+02
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	3,00E-05	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	5,90E-05	3,52E+06	3,13E+02
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	5,90E-05	4,18E+06	2,47E+02
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,50E-05	4,79E+06	7,10E+01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,50E-05	5,45E+06	8,07E+01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	3,00E-05	6,10E+06	1,81E+02
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	4,30E-04	6,75E+06	2,90E+03
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,08E-03	7,40E+06	8,01E+03
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,56E-03	8,06E+06	1,25E+04
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	2,55E-03	8,71E+06	2,22E+04
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	2,96E-03	9,36E+06	2,77E+04
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	3,91E-03	1,00E+07	3,92E+04
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,90E-03	1,07E+07	3,10E+04
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	2,70E-03	1,13E+07	3,05E+04
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	3,20E-03	1,20E+07	3,83E+04
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	2,40E-03	1,26E+07	3,03E+04
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	7,88E-02	1,33E+07	1,05E+06
H <sub>2</sub> O	8,52E-01	9,00E+02	7,67E+02

Desta forma, considerando a equação de cálculo da exergia química, obtém-se:

Tabela (58): Exergia Química do Fluxo 01.

Exergia Química (kJ/kmol)
1.321.170,39

Para o cálculo da exergia total (química mais a física) considerou-se o mesmo procedimento. A partir da Tabela (59) obtiveram-se os dados necessários para o cálculo da exergia de cada um dos componentes

Tabela (59): Valores para o cálculo da exergia final do Fluxo 01.

Componentes	$\Delta(h)$ (kJ/kmol)	$\Delta(s)$ (kJ / kmol.k)	kmol/s (n)	n.h	n.T <sub>0</sub> .s
CO <sub>2</sub>	5,80E+02	1,90E+00	9,88E-03	5,73E+00	5,59E+00
N <sub>2</sub>	4,36E+02	1,43E+00	1,45E-04	6,30E-02	6,15E-02
CH <sub>4</sub>	5,49E+02	1,80E+00	3,35E-02	1,84E+01	1,80E+01
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	8,12E+02	2,66E+00	4,62E-04	3,76E-01	3,66E-01
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,14E+03	3,73E+00	1,73E-04	1,98E-01	1,93E-01
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	-	-	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,54E+03	5,03E+00	1,45E-04	2,22E-01	2,17E-01
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	2,89E-05	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,88E+03	6,15E+00	5,78E-05	1,63E-01	1,06E-01
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	2,23E+03	7,31E+00	5,78E-05	1,29E-01	1,26E-01
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	2,59E+03	8,47E+00	1,45E-05	3,74E-02	3,65E-02
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,94E+03	9,63E+00	1,45E-05	4,25E-02	4,15E-02
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	3,30E+03	1,08E+01	2,89E-05	9,53E-02	9,30E-02
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	3,65E+03	1,20E+01	4,19E-04	1,53E+00	1,49E+00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	4,86E+03	1,59E+01	1,05E-03	5,12E+00	5,00E+00
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	4,37E+03	1,43E+01	1,52E-03	6,62E+00	6,46E+00
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	4,74E+03	1,55E+01	2,49E-03	1,18E+01	1,15E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	5,10E+03	1,67E+01	2,89E-03	1,47E+01	1,44E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,46E+03	1,79E+01	3,82E-03	2,08E+01	2,03E+01
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	5,82E+03	1,90E+01	2,83E-03	1,65E+01	1,61E+01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	6,21E+03	2,03E+01	2,63E-03	1,63E+01	1,59E+01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	6,59E+03	2,15E+01	3,12E-03	2,06E+01	2,01E+01
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	6,95E+03	2,27E+01	2,34E-03	1,63E+01	1,59E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	7,31E+03	2,39E+01	7,69E-02	5,62E+02	5,48E+02
H <sub>2</sub> O	5,05E+02	1,65E+00	8,31E-01	4,20E+02	4,10E+02

Considerando a equação de cálculo da exergia final e com os valores de pressão e temperatura para o Fluxo 01, obtém-se o valor da exergia física para a entrada conforme representado na Tabela (60) a seguir:

Tabela (60): Exergia total do Fluxo 01 em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 01</b>
1.369,98

## b) Fluxo 02 - Entrada do 2º Pré-aquecedor

Ao sair do primeiro pré-aquecedor, o Fluxo 01 conserva as frações molares de cada componente, ou seja, a composição do Fluxo 01 não sofreu mudança, somente variações na temperatura e pressão. Existindo então apenas as variações de entalpia e entropia varia com a

mudança da temperatura, assim, o cálculo da exergia final será semelhante ao fluxo anterior (1), sendo necessário mudar a temperatura de 40°C para 65° e calcular os novos valores de entalpia e entropia. Conseqüentemente o valor da exergia física mudará, porém o valor da exergia química da mistura permanecerá a mesma devido à indiferença na mudança de temperatura.

Assim, os valores de fração molar e outros valores que independem da entalpia e entropia permanecerão iguais ao do Fluxo 01. Primeiramente obteve-se o valor da exergia química do Fluxo 02, conforme representado na Tabela (61) a seguir:

Tabela (61): Exergia química do Fluxo 02.

<b>Exergia Química (kJ/kmol)</b>
1.321.170,39

A Tabela (62), conforme visto para o Fluxo 01, apresentam também os valores das variações de entalpia e entropia para cada componente do Fluxo 02, conforme segue:

Tabela (62): Valores para calcular a exergia física do Fluxo 02.

<b>Componentes</b>	<b><math>\Delta (h) - (kJ/kmol)</math></b>	<b><math>\Delta (s) - (kJ / kmol.k)</math></b>	<b>n.h</b>	<b>n.T<sub>0</sub>.s</b>
CO <sub>2</sub>	1,56E+03	4,91E+00	1,54E+01	1,45E+01
N <sub>2</sub>	1,16E+03	3,66E+00	1,68E-01	1,58E-01
CH <sub>4</sub>	1,49E+03	4,67E+00	4,98E+01	4,67E+01
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2,22E+03	6,99E+00	1,03E+00	9,63E-01
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,13E+03	9,83E+00	5,42E-01	5,08E-01
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	-	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	4,22E+03	1,33E+01	6,10E-01	5,72E-01
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	5,16E+03	1,62E+01	4,48E-01	2,80E-01
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	6,14E+03	1,93E+01	3,55E-01	3,33E-01
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	7,12E+03	2,24E+01	1,03E-01	9,64E-02
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	8,09E+03	2,54E+01	1,17E-01	1,10E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	9,08E+03	2,85E+01	2,62E-01	2,46E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,01E+04	3,16E+01	4,21E+00	3,95E+00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,35E+04	4,25E+01	1,43E+01	1,34E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1,20E+04	3,76E+01	1,82E+01	1,70E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1,30E+04	4,09E+01	3,23E+01	3,03E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1,40E+04	4,40E+01	4,05E+01	3,79E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1,50E+04	4,71E+01	5,72E+01	5,36E+01
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1,60E+04	5,02E+01	4,52E+01	4,24E+01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,70E+04	5,36E+01	4,48E+01	4,20E+01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1,81E+04	5,68E+01	5,64E+01	5,29E+01
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,91E+04	5,99E+01	4,46E+01	4,18E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	2,00E+04	6,30E+01	1,54E+03	1,45E+03
H <sub>2</sub> O	1,35E+03	4,25E+00	1,12E+03	1,05E+03

Desta forma obteve-se o valor da exergia física para o Fluxo 02, conforme representado na Tabela (63) a seguir:

Tabela (63): Exergia Física do Fluxo 02 em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 02</b>
1.370,21

### c) Fluxo 03 - Entrada do Aquecedor de Vapor

Considerando o mesmo raciocínio utilizado para os fluxos anteriores realizou-se o cálculo da exergia final do Fluxo 03. O valor da fração molar de cada componente não varia, logo, a exergia química dessa mistura permanece igual ao do Fluxo 01. Assim, na Tabela (64) estão representados os valores das variações de entalpia e de entropia para cada um dos componentes presentes no Fluxo 03, conforme segue:

Tabela (64): Variações de Entalpia e Entropia para cálculo da exergia física do Fluxo 03.

<b>Componentes</b>	<b><math>\Delta (h) - (kJ/kmol)</math></b>	<b><math>\Delta (s) - (kJ / kmol.k)</math></b>	<b>n.h</b>	<b>n.T<sub>0</sub>.s</b>
CO <sub>2</sub>	2,77E+03	8,32E+00	2,73E+01	2,45E+01
N <sub>2</sub>	2,04E+03	6,14E+00	2,95E-01	2,65E-01
CH <sub>4</sub>	2,64E+03	7,96E+00	8,86E+01	7,95E+01
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	4,01E+03	1,20E+01	1,85E+00	1,66E+00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	5,66E+03	1,70E+01	9,82E-01	8,79E-01
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	-	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	7,65E+03	2,30E+01	1,11E+00	9,90E-01
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	9,35E+03	2,81E+01	8,11E-01	4,84E-01
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,11E+04	3,34E+01	6,43E-01	5,76E-01
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,29E+04	3,88E+01	1,87E-01	1,67E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1,47E+04	4,41E+01	2,12E-01	1,90E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	1,65E+04	4,94E+01	4,76E-01	4,26E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,82E+04	5,48E+01	7,64E+00	6,84E+00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	2,49E+04	7,47E+01	2,63E+01	2,35E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	2,16E+04	6,50E+01	3,28E+01	2,94E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	2,36E+04	7,07E+01	5,85E+01	5,24E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	2,53E+04	7,61E+01	7,32E+01	6,56E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	2,71E+04	8,14E+01	1,03E+02	9,26E+01
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,89E+04	8,68E+01	8,18E+01	7,33E+01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	3,08E+04	9,26E+01	8,11E+01	7,26E+01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	3,27E+04	9,82E+01	1,02E+02	9,14E+01
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	3,45E+04	1,04E+02	8,07E+01	7,23E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	3,62E+04	1,09E+02	2,79E+03	2,50E+03
H <sub>2</sub> O	2,37E+03	7,14E+00	1,97E+03	1,77E+03

Foi possível então obter o valor da exergia total do Fluxo 03, conforme representado na Tabela (65) a seguir:

Tabela (65): Exergia Física do Fluxo 03 em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 03</b>
1.370,71

## d) Fluxo 04 - Entrada do Separador Trifásico

Até este ponto, o fluxo de petróleo (água, óleo e gases) permanece constante com os mesmos valores de exergia química, apresentando apenas variação de temperatura e pressão. Desta forma, a Tabela (66) a seguir, apresenta os valores das variações de entalpia e entropia para cada um dos componentes presentes no Fluxo 04:

Tabela (66): Valores para cálculo da exergia final do Fluxo 04.

<b>Componentes</b>	<b><math>\Delta (h) - (kJ/kmol)</math></b>	<b><math>\Delta (s) - (kJ / kmol.k)</math></b>	<b>n.h</b>	<b>n.T<sub>0</sub>.s</b>
CO <sub>2</sub>	4,20E+03	1,21E+01	4,15E+01	3,55E+01
N <sub>2</sub>	3,06E+03	8,80E+00	4,43E-01	3,79E-01
CH <sub>4</sub>	4,05E+03	1,16E+01	1,36E+02	1,16E+02
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,23E+03	1,78E+01	2,88E+00	2,45E+00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	8,82E+03	2,52E+01	1,53E+00	1,30E+00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	-	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,19E+04	3,41E+01	1,72E+00	1,47E+00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,46E+04	4,17E+01	1,26E+00	7,18E-01
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,74E+04	4,96E+01	1,00E+00	8,55E-01
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	2,01E+04	5,75E+01	2,91E-01	2,48E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,29E+04	6,54E+01	3,31E-01	2,82E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,57E+04	7,33E+01	7,42E-01	6,32E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,84E+04	8,13E+01	1,19E+01	1,02E+01
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	3,97E+04	1,13E+02	4,19E+01	3,56E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	3,36E+04	9,60E+01	5,10E+01	4,34E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,67E+04	1,05E+02	9,11E+01	7,76E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,94E+04	1,13E+02	1,14E+02	9,70E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	4,22E+04	1,21E+02	1,61E+02	1,37E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,50E+04	1,29E+02	1,27E+02	1,09E+02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,80E+04	1,37E+02	1,26E+02	1,07E+02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	5,08E+04	1,45E+02	1,59E+02	1,35E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	5,36E+04	1,53E+02	1,26E+02	1,07E+02
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,64E+04	1,61E+02	4,34E+03	3,69E+03
H <sub>2</sub> O	3,57E+03	1,02E+01	2,96E+03	2,54E+03

Permitindo assim obter o valor da exergia final para o Fluxo 04 conforme representado na Tabela (67) a seguir:

Tabela (67): Exergia Física do Fluxo 04 em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 04</b>
1.372,09

Até este ponto, as quantidades de cada um dos componentes não apresentaram variações. Desta forma, verificou-se que as exergias dos fluxos se apresentaram com valores bastante próximos, uma vez que não apresentaram variações dos fluxos. Apresentando somente variações na temperatura e nas pressões. Estas variações ocasionaram variações de entalpia e entropia apenas.

A partir do momento que o petróleo passa pelo separador trifásico inicia-se o processo de separação das fases. Desta forma, a parte gasosa se separa da fase líquida, migrando para a parte superior do separador. Por ação da gravidade e por diferença de densidade, existe também a separação da água dos hidrocarbonetos líquidos.

Assim o Fluxo 04 ao passar pelo separador trifásico se divide em um Fluxo 05 de gás, Fluxo 06 de óleo e o Fluxo 07 de água. Lembrando que a parte gasosa foi considerada totalmente separada no interior do separador, a fim de facilitar a análise, apesar deste fato não ocorrer realmente.

Uma vez que as parcelas de gás podem permanecer junto ao óleo em outras etapas subsequentes. Outro fato, relacionado a densidade, que a densidade do óleo também foi considerado similar ao da água, a fim de simplificação, porém, somente com a diferença desta densidade ocorre a separação entre a água e o óleo.

Para os fluxos de água e óleo, foi considerada que 93 (%) do total correspondente a água e por 2000 (ppm) de óleo na entrada. Para este valor, fez-se um balanço de massa com a massa do óleo, sendo que a massa total foi ajustada de forma a se obter os 2000 (ppm) de óleo com a água produzida.

Este ajuste foi realizado para a massa que sai do Fluxo 06 uma vez que o restante de óleo no Fluxo 07 se enquadraria no valor adotado.

Para o fluxo de óleo foi considerado que 7 (%) da massa total de água que entra pelo Fluxo 01 foram direcionados para o Fluxo 06. A massa de óleo que sai pelo Fluxo 06 também

recebe ajuste com o balanço de massa, conforme mencionado anteriormente, para que se o valor de 2000 (ppm) seja alcançado no Fluxo 07.

Com relação à temperatura de saída, considerou-se uma variação de 10° (C) em cada fluxo, ou seja, a temperatura de saída dos três fluxos após sair do vaso trifásico foi de aproximadamente 120° (C).

### e) Fluxo 05 – Fluxo de Gás na Saída do Separador

Conforme mencionado, foi considerado que o fluxo de gás foi completamente separado do petróleo no interior do separador trifásico.

Observando a Tabela (68), verifica-se que os gases são compostos por CO<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> e hidrocarbonetos de C1 ao C6. Conseqüentemente, as frações molares desse fluxo irão mudar, assim como os valores de exergia química do fluxo e a exergia final.

Para o gás, ao sair do separador trifásico, os fluxos molares de cada um desses componentes não variam em relação aos fluxos anteriores. A seguir, a Tabela (68) apresenta o fluxo de cada componente e outros valores do fluxo de gás (5):

Tabela (68): Dados sobre o Fluxo de gás (5).

Fórmula dos Componentes	Fase	Fluxo em <i>kmol/s</i>	Fluxo em <i>kg/s</i>
CO <sub>2</sub>	g	9,88E-03	4,35E-01
N <sub>2</sub>	g	1,45E-04	4,05E-03
CH <sub>4</sub>	g	3,35E-02	5,38E-01
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	g	4,62E-04	1,39E-02
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	g	1,73E-04	7,65E-03
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g	0,00E+00	0,00E+00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	g	1,45E-04	8,40E-03
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	g	2,89E-05	2,09E-03
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	g	5,78E-05	4,17E-03
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	g	5,78E-05	4,98E-03

Para calcular a fração molar, realizou-se a soma de todos os fluxos e depois dividiu-se cada um dos fluxos pelo total. Obtendo-se as seguintes frações, conforme representado na Tabela (69) a seguir:



Tabela (69): Frações molares dos componentes no fluxo de gás.

<b>Fórmula dos Componentes</b>	<b>Fração Molar</b>
CO <sub>2</sub>	2,22E-01
N <sub>2</sub>	3,25E-03
CH <sub>4</sub>	7,54E-01
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,04E-02
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,90E-03
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,25E-03
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	6,50E-04
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,30E-03
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,30E-03

Com os valores das frações molares dos componentes gasosos, obtiveram-se também os valores necessários para o cálculo da exergia química destes componentes, conforme representado na Tabela (70) a seguir:

Tabela (70): Valores necessários para calcular a exergia química do Fluxo 05.

<b>Componentes</b>	<b>Fração Molar (<math>y_{g_k}</math>)</b>	<b>Exergia Química - (<math>b_{g_k}^o</math>) - (kJ/kmol)</b>	<b><math>y_{g_k} \cdot b_{g_k}^o</math></b>
CO <sub>2</sub>	2,22E-01	2,01E+04	4,48E+00
N <sub>2</sub>	3,25E-03	7,20E+02	2,34E-03
CH <sub>4</sub>	7,54E-01	8,81E+05	6,64E+02
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,04E-02	1.548.931.5	1,61E+01
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,90E-03	2,21E+06	8,60E+00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,00E+00	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,25E-03	2,86E+06	9,30E+00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	6,50E-04	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,30E-03	3,52E+06	4,57E+00
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,30E-03	4,18E+06	5,43E+00

Obtidos estes valores, foi possível então calcular o valor da exergia química do fluxo gasoso conforme representado na Tabela (71) a seguir:

Tabela (71): Exergia química do Fluxo de Gás.

<b>Exergia Química (kJ/kmol)</b>
961,72

A próxima etapa foi obter os valores necessários para o cálculo da exergia final do fluxo gasoso conforme representado na Tabela (72) a seguir:

Tabela (72): Valores para o cálculo da exergia física do fluxo de gás (5).

Componentes	$\Delta (h) - (kJ/kmol)$	$\Delta (s) - kJ/(kmol.k)$	n.h	n.T <sub>0</sub> .s
CO <sub>2</sub>	4,00E+03	1,15E+01	3,95E+01	3,40E+01
N <sub>2</sub>	2,92E+03	8,44E+00	4,22E-01	3,63E-01
CH <sub>4</sub>	3,85E+03	1,11E+01	1,29E+02	1,11E+02
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,90E+03	1,70E+01	2,73E+00	2,34E+00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	8,36E+03	2,40E+01	1,45E+00	1,24E+00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	-	-	-	-
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	1,13E+04	3,25E+01	1,63E+00	1,40E+00
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	-	-	-	-
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,38E+04	3,97E+01	7,98E-01	6,85E-01
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,64E+04	4,73E+01	9,50E-01	8,15E-01

Uma vez com estes valores, foi possível obter a exergia final do fluxo de gás conforme representado na Tabela (73) a seguir:

Tabela (73): Exergia Física do Fluxo de Gás (5) em MW.

Exergia Física do Fluxo 05
33,97

## f) Fluxo 06 – Fluxo de Óleo na Saída do Separador

Ao separar o óleo da água, valores diferentes da fração molar são encontrados, desta forma, foi necessário obter novamente estes valores. Na Tabela (74) a seguir, estão representados os valores das vazões para cada um dos componentes na saída do separador trifásico, com exceção da água:

Tabela (74): Fluxo em kmol/s e em kg/s do óleo

Componentes	Fase	Fluxo em kmol/s	Fluxo em kg/s
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1	1,44E-05	1,45E-03
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1	1,44E-05	1,65E-03
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	1	2,89E-05	3,70E-03
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1	4,19E-04	5,96E-02
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1	1,05E-03	1,65E-01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1	1,52E-03	2,58E-01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1	2,48E-03	4,58E-01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1	2,89E-03	5,73E-01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1	3,81E-03	8,10E-01
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1	2,83E-03	6,41E-01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1	2,63E-03	6,32E-01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1	3,12E-03	7,94E-01
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1	2,34E-03	6,28E-01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1	7,68E-02	2,17E+01
H <sub>2</sub> O	1	1,04E-01	1,87E+00

Da mesma forma que foi realizada para o fluxo de gás, realizou-se a soma de todas as vazões molares destes componentes do fluxo de óleo e então dividiu-se cada valor pelo total, obtendo-se a fração de cada um destes componentes. Na Tabela (75) a seguir, estão representadas as frações molares e os dados necessários para o cálculo da exergia química de cada um dos componentes, conforme segue:

Tabela (75): Valores necessários para cálculo da exergia química do Fluxo 06.

Componentes	Fração Molar ( $y_{gk}$ )	Exergia Química – ( $b_{gk}^o$ ) - (kJ/kmol)	$y_{gk} \cdot b_{gk}^o$
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	7,10E-05	4,79E+03	3,39E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	7,10E-05	5,45E+03	3,86E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	1,42E-04	6,10E+03	8,64E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,05E-03	6,75E+03	1,39E+01
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	5,17E-03	7,40E+03	3,83E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	7,43E-03	8,06E+03	5,99E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1,22E-02	8,71E+03	1,06E+02
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1,42E-02	9,36E+03	1,33E+02
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1,87E-02	1,00E+04	1,87E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1,39E-02	1,07E+04	1,48E+02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1,29E-02	1,13E+04	1,46E+02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1,53E-02	1,20E+04	1,83E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1,15E-02	1,26E+04	1,45E+02
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	3,77E-01	1,33E+04	5,00E+03
H <sub>2</sub> O	5,10E-01	9,00E-01	4,59E-01

Com estes valores, obteve-se a exergia química do fluxo de óleo, conforme representado na Tabela (76) a seguir:

Tabela (76): Exergia química do Fluxo de Óleo.

Exergia Química (kJ/kmol)
3.166,15

Foram calculados também, os valores necessários para se conseguir a exergia total do fluxo de óleo, conforme pode ser observado na Tabela (77) a seguir:

Tabela (77): Valores utilizados para calcular a exergia física do Fluxo de óleo (6).

<b>Componentes</b>	<b><math>\Delta</math> (h) - (kJ/kmol)</b>	<b><math>\Delta</math> (s) - kJ/(kmol.k)</b>	<b>n.h</b>	<b>n.T<sub>0</sub>.s</b>
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,91E+04	5,49E+01	2,75E-01	2,36E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,17E+04	6,24E+01	3,13E-01	2,68E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,43E+04	7,00E+01	7,02E-01	6,02E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,69E+04	7,75E+01	1,13E+01	9,67E+00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	3,75E+04	1,08E+02	3,95E+01	3,38E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	3,18E+04	9,16E+01	4,83E+01	4,14E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,47E+04	9,99E+01	8,62E+01	7,40E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,73E+04	1,07E+02	1,08E+02	9,25E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	4,00E+04	1,15E+02	1,52E+02	1,31E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,26E+04	1,23E+02	1,21E+02	1,03E+02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,55E+04	1,31E+02	1,19E+02	1,02E+02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,82E+04	1,39E+02	1,50E+02	1,29E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	5,08E+04	1,43E+02	1,19E+02	9,98E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,34E+04	1,54E+02	4,10E+03	3,52E+03
H <sub>2</sub> O	3,39E+03	9,81E+00	3,53E+02	3,04E+02

Com estes valores, foi possível calcular a exergia total do fluxo de óleo que sai do separador trifásico, conforme representado na Tabela (78) a seguir:

Tabela (78): Exergia física do Fluxo de Óleo em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 06</b>
1.335,53

## **g) Fluxo 07 – Fluxo de Água na Saída do Separador**

Conforme mencionado, a partir de um balanço de massa, considerou-se que o resíduo de óleo no fluxo de água de 2000 (ppm). Enquanto que este fluxo de água que sai do separador trifásico é de aproximadamente 93 (%) de toda água inicial que entra no Fluxo 01, sobrando apenas 7 (%) que sai junto ao Fluxo 06 de óleo.

Sabendo-se então destas porcentagens e do resultado do balanço de massa, tem-se que a quantidade de óleo residual que é direcionada para o hidrociclone é reduzida, conforme representado na Tabela (79) a seguir:

Tabela (79): Massa de óleo no Fluxo de água em kg.

<b>Massa de óleo no Fluxo 07</b>
0,02617

Quando comparado com o valor total do óleo, verifica-se que a quantidade de óleo presente no Fluxo 07 corresponde a aproximadamente 0,1 (%) do total de óleo. Assim, realizando a multiplicação dos valores do fluxo inicial do óleo por esta percentagem obtém-se a quantidade residual de óleo presente nesta água.

Desta forma, são obtidas as novas composições para o Fluxo 07, conforme representados na Tabela (80) para estes componentes:

Tabela (80): Fluxo em kmol/s e em kg/s do fluxo de água.

<b>Fórmula dos Componentes</b>	<b>Fase</b>	<b>Fluxo em kmol/s</b>	<b>Fluxo em kg/s</b>
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1	1,413E-08	1,416E-06
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1	1,413E-08	1,615E-06
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	1	2,827E-08	3,626E-06
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1	4,099E-07	5,832E-05
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1	1,032E-06	1,613E-04
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1	1,484E-06	2,528E-04
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1	2,431E-06	4,482E-04
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1	2,827E-06	5,608E-04
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1	3,731E-06	7,926E-04
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1	2,770E-06	6,273E-04
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1	2,572E-06	6,186E-04
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1	3,053E-06	7,770E-04
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1	2,290E-06	6,148E-04
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1	7,522E-05	2,125E-02
H <sub>2</sub> O	1	7,270E-01	1,309E+01

Conforme feito anteriormente, foi realizada a soma de todas as vazões molares e então dividido cada um destes fluxos pela vazão total, permitindo obter assim a nova fração molar de cada um dos componentes no fluxo de água, representado na Tabela (81) a seguir, junto aos outros dados necessários para o cálculo da exergia química do fluxo:

Tabela (81): Frações molares e valores para cálculo da exergia química do Fluxo 07.

Componentes	Fração Molar ( $y_{g_k}$ )	Exergia Química ( $b_{g_k}^o$ ) (kJ/kmol)	$y_{g_k} \cdot b_{g_k}^o$
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00E+00	4,79E+03	9,30E-05
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00E+00	5,45E+03	1,06E-04
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00E+00	6,10E+03	2,37E-04
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,00E-06	6,75E+03	3,81E-03
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,00E-06	7,40E+03	1,05E-02
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	2,00E-06	8,06E+03	1,64E-02
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,00E-06	8,71E+03	2,91E-02
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	4,00E-06	9,36E+03	3,64E-02
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,00E-06	1,00E+04	5,14E-02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,00E-06	1,07E+04	4,06E-02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,00E-06	1,13E+04	4,00E-02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,00E-06	1,20E+04	5,03E-02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	3,00E-06	1,26E+04	3,97E-02
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,03E-04	1,33E+04	1,37E+00
H <sub>2</sub> O	1,00E+00	9,00E-01	9,00E-01

Com estes valores, foi obtido então o valor da exergia química do fluxo de água que sai para o hidrociclone, conforme pode ser observado na Tabela (82) a seguir:

Tabela (82): Exergia química do Fluxo de água (7).

Exergia Química (kJ/kmol)
2.588,21

Com o valor da exergia química e da temperatura de 120° (C) foram calculados também os valores das variações de entalpia e entropia dos componentes presentes no Fluxo 07, conforme representado na Tabela (83) a seguir:

Tabela (83): Valores utilizados para calcular a exergia física do Fluxo de água (7).

Componentes	$\Delta(h) - (kJ/kmol)$	$\Delta(s) - kJ/(kmol.k)$	n.h	n.T <sub>0</sub> .s
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,91E+04	5,49E+01	2,70E-04	2,31E-04
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,17E+04	6,24E+01	3,06E-04	2,63E-04
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,43E+04	7,00E+01	6,87E-04	5,90E-04
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,69E+04	7,75E+01	1,10E-02	9,47E-03
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	3,75E+04	1,08E+02	3,87E-02	3,31E-02
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	3,18E+04	9,16E+01	4,72E-02	4,05E-02
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,47E+04	9,99E+01	8,44E-02	7,24E-02
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,73E+04	1,07E+02	1,06E-01	9,06E-02
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	4,00E+04	1,15E+02	1,49E-01	1,28E-01
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,26E+04	1,23E+02	1,18E-01	1,01E-01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,55E+04	1,31E+02	1,17E-01	1,00E-01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,82E+04	1,39E+02	1,47E-01	1,26E-01
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	5,08E+04	1,43E+02	1,16E-01	9,78E-02
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,34E+04	1,54E+02	4,02E+00	3,45E+00
H <sub>2</sub> O	3,39E+03	9,81E+00	2,47E+03	2,13E+03

Com estes valores, foi calculado para o Fluxo 07 a exergia final conforme representado na Tabela (84) a seguir:

Tabela (84): Exergia física do Fluxo de Água em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 07</b>
3,03

## h) Fluxo 08 – Fluxo de Água na Saída do Hidrociclone

Este Fluxo 08 corresponde ao fluxo de água que sai do hidrociclone e vai para o primeiro pré-aquecedor para fornecer energia térmica ao fluxo de petróleo proveniente do poço. Este processo além de permitir o primeiro aquecimento na planta permite que a água seja resfriada para atender as normas ambientais vigentes. Do ponto de vista do aquecimento, auxiliar no aumento da temperatura e conseqüentemente reduzindo a viscosidade melhorando o processamento.

O Fluxo 08 ao sair do hidrociclone apresenta-se com pelo menos 200 (ppm) de óleo presente na água. Após passar pelo primeiro pré-aquecedor é então descartada ou reutilizada em processos de reinjeção. Para obterem-se os valores das vazões de cada um dos componentes presentes no Fluxo 07, considerou-se uma redução de pelo menos 10 (%) da

quantidade de óleo. Com isso o fluxo de cada componente foi dividido por dez, permitindo assim construir a Tabela (85) conforme representado a seguir:

Tabela (85): Fluxo em kmol/s e em kg/s do fluxo de água de produção

Componentes	Fase	Fluxo em kmol/s	Fluxo em kg/s
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1	1,41E-09	1,42E-07
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	1	1,41E-09	1,61E-07
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	1	2,83E-09	3,63E-07
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1	4,10E-08	5,83E-06
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1	1,03E-07	1,61E-05
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	1	1,48E-07	2,53E-05
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	1	2,43E-07	4,48E-05
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	1	2,83E-07	5,61E-05
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	1	3,73E-07	7,93E-05
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	1	2,77E-07	6,27E-05
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	1	2,57E-07	6,19E-05
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	1	3,05E-07	7,77E-05
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	1	2,29E-07	6,15E-05
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1	7,52E-06	2,13E-03
H <sub>2</sub> O	1	7,27E-01	1,31E+01

Da mesma forma que foi realizada anteriormente, calcularam-se as frações molares dos componentes presentes no Fluxo 08, juntamente com outros valores necessários para obter a exergia química desse fluxo, conforme representado na Tabela (86) a seguir:

Tabela (86): Valores necessários para o cálculo da exergia química do Fluxo 08 de água.

Componentes	Fração Molar ( $y_{g_k}$ )	Exergia Química ( $b_{g_k}^o$ ) (kJ/kmol)	$y_{g_k} \cdot b_{g_k}^o$
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00E+00	4,79E+03	9,00E-06
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00E+00	5,45E+03	1,10E-05
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00E+00	6,10E+03	2,40E-05
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,00E-06	6,75E+03	3,81E-04
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,00E-06	7,40E+03	1,05E-03
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	2,00E-06	8,06E+03	1,65E-03
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,00E-06	8,71E+03	2,91E-03
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	4,00E-06	9,36E+03	3,64E-03
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,00E-06	1,00E+04	5,14E-03
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,00E-06	1,07E+04	4,06E-03
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,00E-06	1,13E+04	4,00E-03
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,00E-06	1,20E+04	5,03E-03
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	3,00E-06	1,26E+04	3,98E-03
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,03E-04	1,33E+04	1,37E-01
H <sub>2</sub> O	1,00E+00	9,00E-01	9,00E-01



Com estes valores foi calculado a exergia química da mistura conforme apresentado na Tabela (87) a seguir:

Tabela (87): Exergia química do Fluxo 08 de água.

<b>Exergia Química (kJ/kmol)</b>
1.068,80

Calcularam-se também as variações de entalpia e entropia, e então representado juntamente os com os outros valores necessários para o cálculo da exergia final do fluxo conforme a Tabela (88) a seguir:

Tabela (88): Valores utilizados para calcular a exergia física do Fluxo 08 de água

<b>Componentes</b>	<b><math>\Delta(h)</math> - (kJ/kmol)</b>	<b><math>\Delta(s)</math> - kJ/(kmol.k)</b>	<b>n.h</b>	<b>n.T<sub>0</sub>.s</b>
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,91E+04	5,49E+01	2,70E-05	2,31E-05
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,17E+04	6,24E+01	3,06E-05	2,63E-05
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,43E+04	7,00E+01	6,87E-05	5,90E-05
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,69E+04	7,75E+01	1,10E-03	9,47E-04
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	3,75E+04	1,08E+02	3,87E-03	3,31E-03
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	3,18E+04	9,16E+01	4,72E-03	4,05E-03
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,47E+04	9,99E+01	8,44E-03	7,24E-03
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,73E+04	1,07E+02	1,06E-02	9,06E-03
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	4,00E+04	1,15E+02	1,49E-02	1,28E-02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,26E+04	1,23E+02	1,18E-02	1,01E-02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,55E+04	1,31E+02	1,17E-02	1,00E-02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,82E+04	1,39E+02	1,47E-02	1,26E-02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	5,08E+04	1,43E+02	1,16E-02	9,78E-03
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,34E+04	1,54E+02	4,02E-01	3,45E-01
H <sub>2</sub> O	3,39E+03	9,81E+00	2,47E+03	2,13E+03

Obtidos os valores das exergia químicas e com os valores calculados da Tabela (88) foi possível obter a exergia final para o Fluxo 08 conforme representado na Tabela (89) a seguir:

Tabela (89): Exergia Física (Total) do Fluxo 08 de água em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 08</b>
1,53

## i) Fluxo 09 – Fluxo de Água na Saída do Pré-Aquecedor

O Fluxo 09 representa o fluxo da água tratada que sai do primeiro pré-aquecedor com destino aos flutuadores, para que neste equipamento a quantidade de óleo seja ainda menor e se enquadre dentro da legislação das leis ambientais e possa ser descartada ao meio ambiente.

Como o fluxo anterior somente passa pelo pré-aquecedor para ceder parte de sua energia na forma de calor, as frações molares do Fluxo 09 serão as mesmas do Fluxo 08, sendo, portanto, equivalentes as exergias químicas dos dois. Já a exergia física irá variar devido ao resfriamento sofrido, que por sua vez influencia nos cálculos da variação de entalpia e entropia.

Portanto, como o Fluxo 08 cede energia na forma de calor para a mistura extraída do poço no pré-aquecedor conclui-se que a diferença da exergia do Fluxo 01 para Fluxo 02 foi proporcionada por parte da exergia cedida pela água que sai do hidrociclone.

Sabe-se que a exergia física de um fluxo varia ao sair de um determinado equipamento em relação a sua entrada. Por exemplo, a exergia do Fluxo 03 ao sair do segundo pré-aquecedor é diferente em relação ao Fluxo 02 de entrada no mesmo equipamento.

E para se avaliar esta diferença entre os fluxos, com o intuito de encontrar a exergia cedida pelos Fluxos (8) e Fluxos (10) é necessário conhecer todos os valores de exergia. Desta forma, na Tabela (90) estão representadas as exergia de entrada e de saída de cada um dos pré-aquecedores, calculadas de forma análoga aos fluxos anteriores conforme segue:

Tabela (90): Exergias de entrada e saída de cada pré-aquecedor em kW.

Entrada do 1° pré-aquecedor	Saída do 1° Pré-aquecedor	Entrada do 2° Pré-aquecedor	Saída do 2° Pré-Aquecedor
1.293.333,32	1.293.497,41	1.293.088,12	1.293.467,23

A diferença de exergia entre a saída e a entrada do primeiro pré-aquecedor representa o quanto de exergia foi fornecida pelo Fluxo 09 no primeiro pré-aquecedor.

Considerando-se então uma eficiência de pelo menos 85 (%) nos pré-aquecedores, ou seja, a diferença de exergia entre os fluxos que entram e saem do pré-aquecedor corresponde então a 85 (%) da exergia que o fluxo de água cedeu para o pré-aquecedor.

Desta forma, na Tabela (91) a seguir, está representada esta diferença, conforme segue:

Tabela (91): Exergia variada no primeiro pré-aquecedor pelo Fluxo 09

<b>Fluxo (Saída) - Fluxo (Entrada)</b>	164,41 kW
--	-----------

Com o auxílio da Primeira Lei da Termodinâmica pode-se então calcular a variação de entalpia para o fluxo antes e depois de passar pelos pré-aquecedores. Sendo possível então o cálculo da exergia física final para o Fluxo 09, conforme representado na Tabela (92) a seguir:

Tabela (92): Exergia Total do Fluxo 09 de água em MW

<b>Exergia Física (total) do Fluxo 09</b>
1,16

## **j) Fluxo 10 – Fluxo de Óleo na Saída do Tratador**

O Fluxo 10 é a vazão de óleo que sai do tratador eletrostático com destino ao segundo pré-aquecedor e possui a finalidade de ceder energia na forma de calor para a mistura oleosa do poço, ocasionando assim o resfriamento necessário para poder ser armazenado no tanque de carga.

Este Fluxo é composto pela mesma quantidade de óleo que entra no tratador eletrostático, porém a fração de água é reduzida. Isso acontece devido ao fato de que apenas 0,5 (%) da água que entra no equipamento permanece junto ao óleo, ou seja, pelo menos 99,5 (%) da água que entra juntamente com o óleo no tratador eletrostático é separada, seguindo para os flutuadores.

Essa separação gera uma variação na fração molar para o Fluxo 10 em comparação com as frações do Fluxo 06. A Tabela (93) apresenta as frações molares e outras parcelas para o cálculo da exergia química.

Tabela (93): Frações molares e valores necessários para cálculo da exergia química

Componentes	Fração Molar ( $y_{gk}$ )	Exergia Química – ( $b_{gk}^o$ ) (kJ/kmol)	$y_{gk} \cdot b_{gk}^o$
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00E+00	4,79E+03	6,89E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00E+00	5,45E+03	7,82E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00E+00	6,10E+03	1,75E+00
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,00E-06	6,75E+03	2,81E+01
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,00E-06	7,40E+03	7,76E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	2,00E-06	8,06E+03	1,22E+02
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,00E-06	8,71E+03	2,15E+02
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	4,00E-06	9,36E+03	2,69E+02
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,00E-06	1,00E+04	3,80E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,00E-06	1,07E+04	3,00E+02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,00E-06	1,13E+04	2,96E+02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,00E-06	1,20E+04	3,71E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	3,00E-06	1,26E+04	2,94E+02
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,03E-04	1,33E+04	1,01E+04
H <sub>2</sub> O	1,00E+00	9,00E-01	4,66E-03

Assim, foi possível o cálculo do valor da exergia química do fluxo de óleo após sair do tratador eletrostático, conforme representado na Tabela (94) a seguir:

Tabela (94): Exergia química do Fluxo de óleo (10)

Exergia Química (kJ/kmol)
6.159.015,73

Uma vez calculado o valor da exergia química do fluxo, foram calculados também os valores necessários para obter a exergia física, os quais foram apresentados na Tabela (95) a seguir:

Tabela (95): Valores necessários para cálculo da exergia física

Componentes	$\Delta(h)$ - (kJ/kmol)	$\Delta(s)$ - kJ/(kmol.k)	n.h	n.T <sub>0</sub> .s
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,80E+04	5,22E+01	2,60E-01	2,25E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,05E+04	5,94E+01	2,96E-01	2,55E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,30E+04	6,66E+01	6,64E-01	5,73E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,55E+04	7,37E+01	1,07E+01	9,21E+00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	3,53E+04	1,02E+02	3,72E+01	3,20E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	3,01E+04	8,72E+01	4,56E+01	3,94E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,28E+04	9,51E+01	8,15E+01	7,04E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,53E+04	1,02E+02	1,02E+02	8,80E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	3,78E+04	1,09E+02	1,44E+02	1,24E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,03E+04	1,17E+02	1,14E+02	9,84E+01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,30E+04	1,24E+02	1,13E+02	9,75E+01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,55E+04	1,32E+02	1,42E+02	1,23E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	4,80E+04	1,39E+02	1,12E+02	9,70E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,05E+04	1,46E+02	3,88E+03	3,35E+03
H <sub>2</sub> O	3,22E+03	9,38E+00	1,68E+00	1,45E+00

Com esses dados, o valor da exergia física do fluxo de saída do tratador eletrostático pôde ser calculado, conforme apresentado na Tabela (96) a seguir:

Tabela (96): Exergia física do Fluxo 10 de óleo em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 10</b>
1.335,49

### k) Fluxo 11 – Fluxo de Óleo na Saída do Pré-Aquecedor

O Fluxo 11 é o fluxo que cede energia na forma de calor para a mistura oleosa do poço e é direcionado ao taque de carga para ser armazenado. Conforme feito anteriormente para os outros fluxos, o Fluxo 10 foi utilizado para fornecer energia ao fluxo que passa pelo pré-aquecedor a óleo.

Da mesma forma que foi realizada para o Fluxo 09, foi admitida uma eficiência de pelo menos 85 (%) para o pré-aquecedor. Assim a exergia cedida para o segundo pré-aquecedor é a diferença entre a exergia dos fluxos de saída e de entrada no mesmo, conforme apresentado na Tabela (97) a seguir:

Tabela (97): Exergia Transferida no Fluxo 10 no segundo pré-aquecedor

<b>Fluxo (Saída) - Fluxo (Entrada)</b>	379,13 kW
--	-----------

Da mesma forma que foi realizada para o fluxo anterior, calculou-se então o valor da exergia física do Fluxo 11, conforme representado na Tabela (98) a seguir:

Tabela (98): Exergia Física do Fluxo de óleo (11), em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 11</b>
1.334,54

A partir da exergia calculada para os Fluxos (9) e Fluxos (10), pode-se encontrar a partir do método de tentativas a temperatura na qual cada fluxo deixa os pré-aquecedores. A partir de uma temperatura obtiveram-se os valores das variações de entalpia e de entropia referentes à temperatura escolhida e a partir destes dados calculou-se a exergia resultante, que era comparada ao valor da exergia real do fluxo em estudo.

Para a obtenção dos valores das variações de entalpia e entropia foi utilizado o software MatLab, que forneceu a partir da comparação anteriormente mencionada, o valor de

43°C para a temperatura do Fluxo 09, o que significa que a esta temperatura, a exergia encontrada é a mais próxima possível da exergia real calculada anteriormente para o Fluxo 09.

Assim, os valores de temperatura final dos Fluxos (9) e (11) ao deixarem os pré-aquecedores são apresentados na Tabela (99) conforme segue:

Tabela (99): Temperatura de saída dos Fluxos (9) e Fluxos (11).

<b>Fluxo 09</b>	<b>Fluxo 11</b>
43°C	72°C

Para o cálculo dessas temperaturas, foi admitido que não ocorresse perda de energia e temperatura nas tubulações, somente nos pré-aquecedores. Em situações reais, essas temperaturas finais são menores do que os valores da Tabela (99) devido à transferência de energia e calor para a tubulação e seus acessórios.

## I) Fluxo 12 – Fluxo de Água na Saída do Tratador

O Fluxo 12 é composto pela mistura oleosa proveniente do Fluxo 06 com 7 (%) de água residual ao passar pelo separador trifásico e com 0,998 (%) de óleo total ao passar pelo separador trifásico. Quando o Fluxo 06 passa pelo tratador eletrostático essa quantidade de água é reduzida ainda mais, ou seja, a quantidade da água presente no óleo reduz-se pelo menos mais 0,5 (%).

A vazão de óleo do Fluxo 12 é composta por 99,5 (%) de óleo do Fluxo 06 e por 0,5 (%) de água residual do Fluxo 06. Já o Fluxo 12 é composto pela água separada ao passar pelo tratador eletrostático com 99,5 (%) de água e 0,5 (%) de óleo residual, desta forma têm-se:

Essa separação gera uma variação na fração molar para o Fluxo 12 em comparação com as frações do Fluxo 06. A Tabela (100) apresenta as frações molares e outras parcelas para o cálculo da exergia química.

Tabela (100): Frações molares e valores necessários para cálculo da exergia química

Componentes	Fração Molar ( $y_{gk}$ )	Exergia Química – ( $b_{gk}^o$ ) (kJ/kmol)	$y_{gk} \cdot b_{gk}^o$
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,00E+00	4,79E+03	6,89E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,00E+00	5,45E+03	7,82E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,00E+00	6,10E+03	1,75E+00
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	1,00E-06	6,75E+03	2,81E+01
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	1,00E-06	7,40E+03	7,76E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	2,00E-06	8,06E+03	1,22E+02
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,00E-06	8,71E+03	2,15E+02
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	4,00E-06	9,36E+03	2,69E+02
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	5,00E-06	1,00E+04	3,80E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,00E-06	1,07E+04	3,00E+02
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,00E-06	1,13E+04	2,96E+02
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,00E-06	1,20E+04	3,71E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	3,00E-06	1,26E+04	2,94E+02
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	1,03E-04	1,33E+04	1,01E+04
H <sub>2</sub> O	1,00E+00	9,00E-01	4,66E-03

Novamente foi possível o cálculo do valor da exergia química do fluxo de água com resíduo de óleo ao sair do tratador eletrostático, conforme representado na Tabela (101) a seguir:

Tabela (101): Exergia química do Fluxo de óleo (12)

Exergia Química (kJ/kmol)
6.732,02

Com o valor da exergia química do Fluxo, foram calculados também os valores necessários para obter a exergia física final, os quais foram apresentados na Tabela (102) a seguir:

Tabela (102): Valores necessários para cálculo da exergia física.

<b>Componentes</b>	<b><math>\Delta(h)</math> - (kJ/kmol)</b>	<b><math>\Delta(s)</math> - kJ/(kmol.k)</b>	<b>n.h</b>	<b>n.T<sub>0</sub>.s</b>
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	1,80E+04	5,22E+01	2,60E-01	2,25E-01
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	2,05E+04	5,94E+01	2,96E-01	2,55E-01
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	2,30E+04	6,66E+01	6,64E-01	5,73E-01
C <sub>10</sub> H <sub>22</sub>	2,55E+04	7,37E+01	1,07E+01	9,21E+00
C <sub>11</sub> H <sub>24</sub>	3,53E+04	1,02E+02	3,72E+01	3,20E+01
C <sub>12</sub> H <sub>26</sub>	3,01E+04	8,72E+01	4,56E+01	3,94E+01
C <sub>13</sub> H <sub>28</sub>	3,28E+04	9,51E+01	8,15E+01	7,04E+01
C <sub>14</sub> H <sub>30</sub>	3,53E+04	1,02E+02	1,02E+02	8,80E+01
C <sub>15</sub> H <sub>32</sub>	3,78E+04	1,09E+02	1,44E+02	1,24E+02
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	4,03E+04	1,17E+02	1,14E+02	9,84E+01
C <sub>17</sub> H <sub>36</sub>	4,30E+04	1,24E+02	1,13E+02	9,75E+01
C <sub>18</sub> H <sub>38</sub>	4,55E+04	1,32E+02	1,42E+02	1,23E+02
C <sub>19</sub> H <sub>40</sub>	4,80E+04	1,39E+02	1,12E+02	9,70E+01
C <sub>20</sub> H <sub>42</sub>	5,05E+04	1,46E+02	3,88E+03	3,35E+03
H <sub>2</sub> O	3,22E+03	9,38E+00	1,68E+00	1,45E+00

Com esses dados, o valor da exergia física do fluxo de água na saída do tratador eletrostático pôde ser calculado, conforme apresentado na Tabela (103) a seguir:

Tabela (103): Exergia física do Fluxo 12 de óleo em MW.

<b>Exergia Física do Fluxo 12</b>
1,25