



ESTUDO DE ESCOAMENTO E GARANTIA DE ESCOAMENTO DE UM POÇO DE GÁS DE ALTA VAZÃO E LONGO *TIE-BACK*

Mariana Cavadinha Costa da Silva

Projeto de Graduação apresentado ao Curso de Engenharia de Petróleo da Escola Politécnica, Universidade Federal do Rio de Janeiro, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Engenheiro.

Orientadores: Alexandre Mussumeci
Paulo Couto

**RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL
JULHO, 2010**

ESTUDO DE ESCOAMENTO E GARANTIA DE ESCOAMENTO DE UM POÇO DE GÁS DE ALTA VAZÃO E LONGO *TIE-BACK*

Mariana Cavadinha Costa da Silva

PROJETO FINAL SUBMETIDO AO CORPO DOCENTE DO CURSO DE ENGENHARIA DO PETRÓLEO DA ESCOLA POLITÉCNICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO RIO DE JANEIRO COMO PARTE INTEGRANTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE ENGENHEIRO DO PETRÓLEO.

Aprovado por:

Prof. Alexandre Mussumeci Valim de Freitas, Ph.D.
(Orientador)

Prof. Paulo Couto, D.Sc.
(Co-orientador)

Prof. Virgilio Jose Martins Ferreira Filho, D.Sc.

Gustavo Jose Nunez Romero, M. Sc

RIO DE JANEIRO, RJ – BRASIL

JULHO, 2010

Silva, Mariana Cavadinha Costa da

Estudo de Escoamento e Garantia de Escoamento
de um Poço de Gás de Alta Vazão e Longo *Tie-Back*. /
Mariana Cavadinha Costa da Silva – Rio de Janeiro:
UFRJ/ Escola Politécnica, 2010.

XV, 66p.: il.; 29,7 cm.

Orientadores: Alexandre Mussumeci Valim de
Freitas, Paulo Couto

Projeto de Graduação – UFRJ/ Escola Politécnica/
Curso de Engenharia do Petróleo, 2010.

Referencias Bibliográficas: ps. 65-66.

1. Produção Campo de Gás. 2. Garantia de
Escoamento. 3. Hidratos. I. Freitas, Alexandre Mussumeci
Valim de. II. Universidade Federal do Rio de Janeiro,
Escola Politécnica, Curso de Engenharia do Petróleo. III.
Titulo.

Agradecimentos

A Deus por seu amor e proteção.

Aos meus pais pelo exemplo e carinho durante todos esses anos.

À minha irmã, Maria Clara, sempre companheira e atenciosa.

À minha avó, Jovita, pelo cuidado e incentivo.

Aos professores do curso de Engenharia de Petróleo, em especial aos meus orientadores Alexandre Mussumeci e Paulo Couto pelo conhecimento transmitido, paciência e dedicação que tanto contribuíram para a elaboração deste trabalho.

Aos meus colegas de turma pelo companheirismo, troca de experiências e ajuda dentro e fora da universidade.

A Schlumberger por permitir a utilização do seu software, o PIPESIM, para as simulações realizadas neste trabalho, pela confiança e por todo apoio durante os meses de estágio.

Por último e não menos importante, gostaria de agradecer ao Fabiano, por sua incansável dedicação, pelo seu amor e por estar junto comigo em todos os meus desafios.

“Em tudo, dai graças, porque esta é a vontade de Deus em Cristo Jesus para convosco”

1 Tessalonicenses 5.18

Sumário

Nomenclatura.....	viii
Lista de Figuras	xi
Lista de Tabelas.....	xiv
Resumo	xvi
Abstract.....	xvii
1. Introdução	1
1.1. Motivação.....	1
1.2. Objetivo	1
1.3. Metodologia.....	2
2. Propriedades dos Gases	3
2.1. Densidade	3
2.2. Temperatura e Pressão Pseudocríticas.....	3
2.3. Viscosidade.....	4
2.4. Fator de Compressibilidade.....	5
2.5. Compressibilidade Isotérmica.....	6
2.6. Massa Específica	7
2.7. Fator Volume Formação.....	7
2.8. Pseudopressão do Gás Real.....	8
2.9. Outros conceitos importantes.....	8
2.9.1. Grau API.....	8
2.9.2. Razão Gás Óleo	8
3. Propriedades do Reservatório	10
3.1. Definições Importantes.....	10
3.1.1. Permeabilidade.....	10
3.1.2. Espessura do Reservatório.....	10

3.1.3.	Fator de Skin	10
3.1.4.	Pressão Média do Reservatório.....	11
3.2.	Performance do Reservatório.....	11
4.	Escoamento em Dutos.....	15
4.1.	Escoamento de Gás Monofásico	15
4.1.1.	Na Coluna de Produção.....	15
4.1.2.	Nas linhas de Produção.....	18
4.2.	Escoamento Multifásico.....	20
5.	Garantia de Escoamento	21
5.1.	Hidratos.....	21
6.	Estudo de Caso	26
6.1.	O campo UFRJ.....	26
6.2.	O Fluido.....	35
6.3.	Simulações Hidráulicas	41
6.3.1.	Simulação Multifásica (PIPESIM)	41
6.3.2.	Simulação Monofásica (FORTRAN)	46
6.3.3.	Análise dos Resultados	49
6.4.	Simulações de Garantia de Escoamento.....	51
6.5.	Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica	57
6.5.1.	Premissas Básicas	57
6.5.2.	Primeira Configuração – <i>Flowline</i> Sem Isolamento.....	59
6.5.3.	Segunda Configuração – <i>Flowline</i> Com Isolamento.....	60
6.5.4.	Terceira Configuração – PIP.....	61
6.5.5.	Análise Final	62
7.	Conclusão.....	64
8.	Referências Bibliográficas	65
	Apêndice A.....	67
	Apêndice B.....	69

Apêndice C.....	76
Apêndice D.....	91
Apêndice E.....	95
Apêndice F.....	100
Apêndice G.....	103

Nomenclatura

B	Fator Volume Formação [m ³ /sm ³]
C	Compressibilidade [psi ⁻¹]
D	Coeficiente não-darcyiano [d/Mscf]
d	Diâmetro [in]
f	Fator de fricção [-]
g	Aceleração da gravidade [ft/s ²]
g_c	Fator de conversão gravitacional [lbm.ft/lbf.s ²]
h	Espessura do reservatório [ft]
k	Permeabilidade.....[mD]
L	Comprimento [ft]
$m(p)$	Pseudopressão do gás real [psi ⁻² /cP]
MW	Peso Molecular [g]
N_{RE}	Número de Reynolds [-]
P	Pressão [psi]
q	Vazão volumétrica [Mscf/d]
R_g	Constante do gás [J/kg.K]
r	Raio [in]
s	Fator de skin [-]
T	Temperatura [R]
V	Volume [m ³]
v	velocidade [m/s]
y	Fração Molar [-]
Z	Fator de compressibilidade [-]

Símbolos Gregos:

Δz	Diferença de elevação [ft]
ρ	Massa específica [g/cm ³]
γ	Densidade [-]
μ	Viscosidade [cp]
θ	Ângulo [rad]

Subscritos:

$()_g$	Referente ao Gás
$()_o$	Referente ao Óleo
$()_{pc}$	Propriedade Pseudocrítica
$()_r$	Propriedade Reduzida
$()_e$	Externo
$()_i$	Interno
$()_w$	Poço
$()_b$	Condições de Referência
$()_{sc}$	Condições Padrão

Siglas:

API	<i>American Petroleum Institute</i>
AOFP	<i>Absolute Open Flow Potencial</i>
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i>
EOS	<i>Equation Of State</i>
EVTE	Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica
FPSO	<i>Floating Production, Storage and Offloading</i>
IPR	<i>Inflow Performance Relationship</i>
MD	<i>Measured Depth</i>
PIP	<i>Pipe In Pipe</i>

PLET	<i>Pipeline End Terminal</i>
PVT	Pressão Volume e Temperatura
OPEX	<i>Operational Expenditure</i>
RGO	Razão Gás Óleo
TIR	Taxa Interna de Retorno
TPR	<i>Tubing Performance Relationship</i>
TVD	<i>True Vertical Depth</i>
VPL	Valor Presente Líquido

Lista de Figuras

Figura 3-1 – Gráfico da Performance do Reservatório	13
Figura 5-1 – Representação esquemática das estruturas de hidrato	23
Figura 5-2 – Condição de Formação de Hidratos no Gás Natural (Fonte: SPE-AIME).....	24
Figura 6-1 – Representação do Sistema de Produção do Campo UFRJ.....	27
Figura 6-2 – Esquema de Completação Poço UFRJ-1.....	28
Figura 6-3 – Representação Esquemática da Configuração PIP da <i>Flowline</i> 1.....	33
Figura 6-4 – Entrada de Dados de Composição Inicial do Fluido no Simulador	37
Figura 6-5 – Entrada de Dados do Pseudo Componente (C7+).....	37
Figura 6-6 – Envelope de Fases e Curva de Hidrato.....	40
Figura 6-7 – Configuração da Performance do Reservatório no PIPESIM	42
Figura 6-8 – Configuração da Coluna de Produção no PIPESIM	42
Figura 6-9 – Dimensionamento do Jumper no PIPESIM	43
Figura 6-10 – Dimensionamento da Primeira <i>Flowline</i> no PIPESIM.....	43
Figura 6-11 – Dimensionamento da Segunda <i>Flowline</i> no PIPESIM.....	44
Figura 6-12 – Dimensionamento do Riser no PIPESIM.....	44
Figura 6-13 – Representação Esquemática do Sistema no PIPESIM	45
Figura 6-14 – Perfil de Temperatura do Fluido de Produção ao Longo da Distância Total.....	45
Figura 6-15 – Perfil de Pressão ao Longo da Distância Total.....	46
Figura 6-16 – Saída de Resultados do Programa em FORTRAN	49
Figura 6-17 – Gráfico Comparativo entre os Métodos de Cálculo	50
Figura 6-18 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Primeiro Ano de Produção	52
Figura 6-19 – Saída do Programa PIPESIM	53
Figura 6-20 – Configuração Esquemática do Sistema de Produção Usando o PIPESIM	54
Figura 6-21 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Primeiro Ano de Produção com Injeção de Etanol	55
Figura 22 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Segundo Ano de Produção	91
Figura 23 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Segundo Ano de Produção com Injeção de 14,0 m ³ /d de Etanol.....	91

Figura 24– Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção.....	92
Figura 25 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção com Injeção de 16,5 m ³ /d de Etanol.....	92
Figura 26 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção	93
Figura 27 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção com Injeção de 25,5 m ³ /d de Etanol.....	93
Figura 28 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Décimo Ano de Produção	94
Figura 29 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Décimo Ano de Produção com Injeção de 8,5 m ³ /d de Etanol	94
Figura 30 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Primeiro Ano de Produção	95
Figura 31 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Primeiro Ano de Produção com Injeção de 2,5 m ³ /d de Etanol.....	95
Figura 32 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Segundo Ano de Produção	96
Figura 33 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Segundo Ano de Produção com Injeção de 2,5 m ³ /d de Etanol.....	96
Figura 34 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção.....	97
Figura 35 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção com Injeção de 4,0 m ³ /d de Etanol.....	97
Figura 36 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção	98
Figura 37 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção com Injeção de 17,0 m ³ /d de Etanol.....	98
Figura 38 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Décimo Ano de Produção	99
Figura 39 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Décimo Ano de Produção com Injeção de 9,5 m ³ /d de Etanol	99

Figura 40 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Primeiro Ano de Produção	100
Figura 41 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Segundo Ano de Produção	100
Figura 42 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção.....	101
Figura 43 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção	101
Figura 44 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Décimo Ano de Produção	102

Lista de Tabelas

Tabela 3-1 – Valores da pressão estática do reservatório	14
Tabela 6-1 – Trajetória Poço UFRJ-1	27
Tabela 6-2 – Configuração da Coluna de Produção do Poço UFRJ-1	28
Tabela 6-3 – Dados Térmicos da Coluna.....	28
Tabela 6-4 – Configurações de Projeto do <i>Jumper</i>	29
Tabela 6-5 – Configurações de Projeto da <i>Flowline</i> 1.....	29
Tabela 6-6 - Configurações de Projeto da <i>Flowline</i> 2.....	30
Tabela 6-7 – Configurações de Projeto do <i>Riser</i>	30
Tabela 6-8 – Gradiente de Temperatura Ambiente	31
Tabela 6-9 – Cálculo do Coeficiente de Transferência de Calor	31
Tabela 6-10 – Configuração da <i>Flowline</i> 1 com Isolamento de Polipropileno.....	32
Tabela 6-11 – Configuração da <i>Flowline</i> 1 tipo PIP	34
Tabela 6-12 – Composição do Fluido do Reservatório.....	35
Tabela 6-13 – Propriedades Utilizadas	35
Tabela 6-14 – Composição do Fluido após o <i>Flash</i> em Laboratório (pressão de 14,7 psia e temperatura de 21°C)	36
Tabela 6-15 – Resultados do Flash experimental e usando o simulador (pressão de 14,7 psia e temperatura de 21°C)	38
Tabela 6-16 – Propriedades do Gás Liberado na simulação do Flash	39
Tabela 6-17 – Propriedades do Condensado Estabilizado após simulação do Flash..	39
Tabela 6-18 – Composição do fluido no Início da Produção	40
Tabela 6-19 – Composição e Cálculo das Propriedades do Fluido	47
Tabela 6-20 – Resultados Ótimos Configuração 1.....	55
Tabela 6-21 – Resultados Ótimos Configuração 2.....	56
Tabela 6-22 – Resultados Ótimos Configuração 3.....	56
Tabela 6-23 – Premissas gerais	57
Tabela 6-24 – Preço de Venda dos Produtos	58
Tabela 6-25 – Investimentos Iniciais Comuns.....	58
Tabela 6-26 – Custos Operacionais Comuns.....	58
Tabela 6-27 – Capex referente às linhas de produção.....	59
Tabela 6-28 – Vazões de Fluidos Produzidos e de Etanol Requerida para Configuração 1.....	60
Tabela 6-29 – Indicadores Econômicos para Configuração 1	60

Tabela 6-30 – Capex referente às linhas de produção.....	61
Tabela 6-31 - Vazões de Fluidos Produzidos e de Etanol Requerida para Configuração 2.....	61
Tabela 6-32 - Indicadores Econômicos para Configuração 2.....	61
Tabela 6-33 – Capex referente às linhas de produção.....	62
Tabela 6-34 - Vazões de Fluidos Produzidos e de Etanol Requerida para Configuração 3.....	62
Tabela 6-35 – Indicadores Econômicos para Configuração 3	62
Tabela 6-36 – Resumo dos Resultados Econômicos	63

Resumo

O presente trabalho visa analisar os principais aspectos da produção de um campo de gás no tocante à elevação e ao escoamento dos fluidos do reservatório até a unidade de superfície. Inicialmente, será feita uma revisão bibliográfica com ênfase nos conceitos presentes na literatura e nas leis que regem o escoamento no reservatório, no poço e nas linhas de produção. Após esta fundamentação teórica, será feito um estudo de caso que englobará simulações hidráulicas e de garantia de escoamento para um campo de gás real. Serão analisadas as principais medidas de prevenção à formação de hidratos, inclusive do ponto de vista técnico-econômico.

As simulações termo-hidráulicas serão realizadas com o software PIPESIM e comparadas a um modelo simples de escoamento monofásico de gás criado num algoritmo FORTRAN.

Palavras-chave: Produção Campo de Gás, Garantia de Escoamento, Hidrato.

Abstract

This work aims to analyze the main aspects involved in a gas field production regarding the flow from the reservoir to the floating production unit. In the beginning, there will be a review of the main concepts and laws found in literature about flow in the reservoir, tubing and conduits. After this theoretical introduction, this work will develop a case study with hydraulic and flow assurance simulations for a real gas field. There will be analyzed the most used solutions to prevent the hydrate formation in flowlines, including by economic point of view.

The thermal and hydraulic simulations will be done using the software PIPESIM and compared with a simple single phase flow model developed using FORTRAN.

Keywords: Gas Field Production, Flow Assurance, Hydrates

1. Introdução

Reservatórios de gás estão se tornando cada vez mais importantes no cenário mundial. Parte dos campos de óleo no mundo está se tornando madura e novas reservas de gás estão sendo descobertas. A demanda por combustíveis fósseis, no entanto, é crescente, e aliado ao fato de sua queima ser mais limpa do que a do óleo, o gás vem assumindo maiores percentuais na matriz energética internacional. Reservatórios de gás condensado têm ainda mais valor econômico, pois combinam a produção de um combustível mais limpo (o gás) e o condensado de alto valor no mercado.

Apesar de aparentemente mais fáceis de serem produzidos, os campos de gás apresentam grandes desafios ligados principalmente à otimização da produção, à garantia de escoamento e à dificuldade de armazenamento e transporte.

O Brasil está incluído neste cenário, pois possui campos produtores de gás, localizados principalmente na sua plataforma continental, em águas rasas, profundas e ultra profundas.

Neste sentido, é de vital importância estudar e conhecer os principais conceitos e equações associados à produção de gás, a fim de projetar adequadamente os seus sistemas de produção.

1.1. Motivação

Com a produção em águas cada vez mais profundas e distâncias cada vez maiores entre as facilidades e poços, nos últimos anos, tornou-se imprescindível um planejamento detalhado dos projetos de elevação e escoamento, inclusive no que tange à produção segura e economicamente viável do reservatório até a superfície.

Problemas de garantia de escoamento estão despertando grande interesse na indústria e literatura, em especial em casos de produção de gás em linhas muito longas onde é comum a formação de hidratos.

1.2. Objetivo

O objetivo do presente trabalho é estudar a produção de um campo de gás, incluindo seus principais desafios do ponto de vista hidráulico e de garantia de escoamento. Dentro deste objetivo principal, portanto, há dois objetivos secundários.

O primeiro deles é construir um modelo simples de escoamento monofásico do gás pelo poço e linhas de produção, comparar seus resultados com simulações de um software comercial e avaliar as implicações obtidas com essa simplificação.

O segundo objetivo é realizar um estudo de garantia de escoamento para analisar as alternativas mais adequadas de prevenção à formação de hidratos.

1.3. Metodologia

Dentro do objetivo de analisar a produção do campo, serão utilizados dados experimentais do fluido do reservatório, criado um modelo composicional e serão selecionadas as equações e correlações disponíveis na literatura mais adequadas para o caso estudado. Como ferramenta de cálculo será utilizada a versão 2009.1 do simulador multifásico PIPESIM da Schlumberger.

O PIPESIM é um simulador para fluxos multifásicos em regime estacionário largamente utilizado pela indústria para projeto e análise de sistemas de produção de óleo e gás. O software modela o fluxo do reservatório até a superfície, passando pela cabeça do poço, linhas e facilidades de produção, permitindo uma análise do desempenho do sistema como um todo.

Paralelamente, será desenvolvido em FORTRAN um algoritmo para o cálculo do perfil hidráulico do sistema, usando modelos simples de escoamento monofásico de gás descritos no projeto. Será possível, portanto, uma comparação com os resultados obtidos com o simulador comercial.

Em seguida, será realizada uma análise de garantia de escoamento para o campo escolhido, também utilizando o PIPESIM. O principal problema a ser prevenido será a formação de hidratos e para isto serão previstas três soluções possíveis, incluindo a injeção de etanol e isolamento térmico.

Por fim, cada uma das alternativas será analisada economicamente através de um estudo de viabilidade técnica e econômica simplificado, com o objetivo de identificar a configuração que se mostra mais adequada à toda vida produtiva do campo estimada em dez anos.

2. Propriedades dos Gases

As propriedades dos fluidos existentes dentro do reservatório são de vital importância em qualquer modelagem de engenharia de petróleo. Neste trabalho, em especial, há um longo caminho entre o reservatório e a unidade de produção e é de interesse saber como o fluido irá percorrê-lo. Para isso será necessário um bom entendimento do fluido do reservatório e de suas características. Este primeiro capítulo, portanto, irá apresentar os principais conceitos referentes às propriedades dos fluidos encontrados, bem como correlações para a estimativa dessas propriedades para complementar dados medidos em laboratório.

2.1. Densidade

A densidade do gás (γ_g) é definida como a razão entre o peso molecular aparente do gás natural e o do ar. O peso molecular do ar pode ser aproximado para o valor de 28,97, sendo, portanto, a densidade do gás igual a:

$$\gamma_g = \frac{MW_a}{28,97} \quad (2.1)$$

O peso molecular aparente do gás (MW_a) é calculado com base em sua composição. A composição do gás é geralmente determinada em laboratório e reportada em frações molares dos componentes do gás. Se y_i for a fração molar do componente i , o peso molecular aparente do gás pode ser calculado usando:

$$MW_a = \sum_{i=1}^{N_c} y_i MW_i \quad (2.2)$$

Onde MW_i é o peso molecular do componente i , e N_c é o número de componentes. O peso molecular de cada componente pode ser achado na literatura em fontes como McCain (1990).

2.2. Temperatura e Pressão Pseudocríticas

Assim como o peso molecular, propriedades críticas do gás podem ser determinadas usando como base as propriedades críticas dos componentes da mistura. As propriedades do gás calculadas desta forma são chamadas pseudocríticas. A pressão pseudocrítica (p_{pc}) e a temperatura pseudocrítica (T_{pc}) são, respectivamente, expressas como:

$$p_{pc} = \sum_i p_{ci} y_i \quad (2.3)$$

$$T_{pc} = \sum_i T_{ci} y_i \quad (2.4)$$

Conhecendo-se as propriedades pseudocríticas, pode-se calcular a pressão e temperatura pseudo-reduzidas:

$$p_r = \frac{p}{p_{pc}} \quad (2.5)$$

$$T_r = \frac{T}{T_{pc}} \quad (2.6)$$

De acordo com a lei dos estados correspondentes, proposta por van der Waals (1873), “todos os fluidos exibem o mesmo comportamento quando submetidos à mesma pressão reduzida e à mesma temperatura reduzida”. Usando esta lei, a partir do conhecimento das coordenadas pseudo-reduzidas do fluido do reservatório, pode-se correlacionar algumas de suas propriedades com as de outro fluido nas mesmas coordenadas.

2.3. Viscosidade

A viscosidade do gás (μ_g) é a medida da resistência ao escoamento exercida pelo gás. Se a composição do gás é conhecida, pode-se utilizar a regra da mistura para obter a viscosidade:

$$\mu_g = \frac{\sum (\mu_{gi} y_i \sqrt{MW_i})}{\sum y_i \sqrt{MW_i}} \quad (2.7)$$

A viscosidade do gás pode ser obtida também com o auxílio de correlações aplicando-se a lei dos estados correspondentes como Carr, Kobayashi & Burrows (1954). Uma das correlações mais utilizadas e que será adotada no estudo de caso é a de Lee et al (1966) que é dada por:

$$\mu_g = K 10^{-4} \exp(x \rho_g^y) \quad (2.8)$$

$$K = \frac{(7,77 + 0,183 \gamma_g) T^{1,5}}{122,4 + 373,6 \gamma_g + T} \quad (2.9)$$

$$x = 2,57 + \frac{1914,5}{T} + 0,275 \gamma_g \quad (2.10)$$

$$y = 1,11 + 0,04x \quad (2.11)$$

Onde ρ_g é a massa específica do gás dada em g/cm^3 , μ_g é a viscosidade em cP e T a temperatura absoluta do fluido em Rankine.

2.4. Fator de Compressibilidade

O fator de compressibilidade do gás (Z) reflete o quanto o gás real se desvia do gás ideal numa dada pressão e temperatura. Pode ser definido como:

$$Z = \frac{V(p,T)_{real}}{V(p,T)_{ideal}} \quad (2.12)$$

O fator de compressibilidade deve ser incluído na lei dos gases ideais para que esta possa representar um gás real:

$$pV = nZRT \quad (2.13)$$

Onde n é o número de moles do gás, V é o volume ocupado pelo gás, p a pressão, T a temperatura e R é uma constante dependente das unidades utilizadas.

$$R = \left\{ \begin{array}{l} 0,082 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{gmol} \cdot \text{K}} \\ 10,73 \frac{\text{psia} \cdot \text{ft}^3}{\text{lbmol} \cdot \text{R}} \\ 1,987 \frac{\text{cal}}{\text{gmol} \cdot \text{K}} \\ 8,31 \frac{\text{J}}{\text{gmol} \cdot \text{K}} \\ 1,986 \frac{\text{BTU}}{\text{lbmol} \cdot \text{R}} \end{array} \right\} \quad (2.14)$$

O valor de Z pode ser determinado experimentalmente através de análises PVT. De acordo com a teoria dos estados correspondentes, duas misturas gasosas que apresentem o mesmo par pressão e temperatura reduzidas (p_r e T_r) terão o mesmo Z . Pode-se assim, usar valores de experimentos tabelados e estimar com bastante precisão o Z .

O fator de compressibilidade Z pode ser calculado também utilizando várias correlações disponíveis na literatura, sendo a de Hall and Yarborough (1973) a mais precisa:

$$Z = \frac{A p_{pr}}{\rho_r} \quad (2.15)$$

Onde ρ_r é a densidade reduzida, resolvida por:

$$f(\rho_r) = \frac{\rho_r + \rho_r^2 + \rho_r^3 - \rho_r^4}{(1 - \rho_r)^3} - A p_{pr} - B \rho_r^2 + C \rho_r^D = 0 \quad (2.16)$$

$$A = 0,06125 t e^{-1,2(1-t)^2} \quad (2.17)$$

$$B = t(14,76 - 9,76t + 4,58t^2) \quad (2.18)$$

$$C = t(90,7 - 242,2t + 42,4t^2) \quad (2.19)$$

$$D = 2,18 + 2,82t \quad (2.20)$$

$$t = \frac{1}{T_{pr}} \quad (2.21)$$

A equação (2.16) necessita de um método iterativo para a determinação da densidade reduzida. Será utilizado no presente trabalho o método de Newton-Raphson, necessitando da derivada:

$$\frac{df(\rho_r)}{d\rho_r} = \frac{1 + 4\rho_r + 4\rho_r^2 - 4\rho_r^3 + \rho_r^4}{\rho_r} - 2B\rho_r + CD(\rho_r)^{D-1} \quad (2.22)$$

2.5. Compressibilidade Isotérmica

A compressibilidade isotérmica de um gás é definida como:

$$C_g = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T \quad (2.23)$$

A partir da lei dos gases reais ($V = \frac{nZRT}{p}$) temos que:

$$\left(\frac{\partial V}{\partial p} \right) = nRT \left(\frac{1}{p} \frac{\partial Z}{\partial p} - \frac{Z}{p^2} \right) \quad (2.24)$$

Substituindo a equação (2.24) na equação (2.23):

$$C_g = \frac{1}{p} - \frac{1}{Z} \left(\frac{\partial Z}{\partial p} \right)_T \quad (2.25)$$

2.6. Massa Específica

Devido a sua compressibilidade, o gás tem a sua massa específica (ρ_g) dependente da pressão e temperatura. Pode-se utilizar a lei dos gases ideais para o cálculo:

$$\rho = \frac{m}{V} = \frac{MW_a p}{ZRT} \quad (2.26)$$

Onde m é a massa de gás e p a sua massa específica. Usando o peso molecular do ar como 29 e $R = 10,73 \frac{psia \cdot ft^3}{mole \cdot R}$, a equação (2.26) é transformada em:

$$\rho = \frac{2,7 \gamma_g p}{ZT} \quad (2.27)$$

Neste caso, a massa específica é dada em lbm/ft^3 , p em psia e T em Rankine.

Simplificando a equação (2.26) para unidades SI, temos:

$$\rho = \frac{3,49 \gamma_g p}{ZT} \quad (2.28)$$

Em unidades SI, a massa específica é dada em kg/m^3 , P em kPa e T em Kelvin.

2.7. Fator Volume Formação

Como a massa específica, o volume de um gás depende das condições de pressão e temperatura a que ele está submetido. Inicialmente, quando se encontra dentro do reservatório, o gás ocupa certo volume e quando levado à superfície outro. O fator volume formação (B_g) é definido como a razão entre o volume de gás nas condições de reservatório e o volume de gás em condição padrão:

$$B_g = \frac{V(p,T)}{V_{sc}} = \frac{p_{sc}}{p} \frac{T}{T_{sc}} \frac{Z}{Z_{sc}} \quad (2.29)$$

Usando $p_{sc} = 14,7 \text{ psia}$ e $T_{sc} = 520 \text{ R}$:

$$B_g = 0,0283 \frac{ZT}{p} \quad (2.30)$$

Onde B_g é expresso em ft^3/scf .

Usando $p_{sc} = 101 \text{ kPa}$ e $T_{sc} = 289 \text{ K}$:

$$B_g = 0,3507 \frac{ZT}{p} \quad (2.31)$$

Onde B_g é expresso em m^3/sm^3 .

O fator volume formação é freqüentemente usado na modelagem matemática da IPR (*Inflow Performance Relationship*) como será visto no próximo capítulo.

2.8. Pseudopressão do Gás Real

A pseudopressão do gás real ou potencial do gás real, $m(p)$, desenvolvida por Al-Hussainy e Ramey (1966) é definida como:

$$m(p) = \int_{p_b}^p \frac{2p}{\mu Z} dp \quad (2.32)$$

Onde p_b é uma pressão de referência, geralmente atmosférica. A pseudopressão é considerada uma “pseudopropriedade” do gás, pois depende da sua viscosidade e de seu fator compressibilidade. A determinação da pseudopressão para uma dada pressão requer conhecimento da viscosidade (μ) e do fator de compressibilidade (Z) como função da pressão e temperatura, o que é muitas vezes complicado e não explícito, necessitando-se de integração numérica.

2.9. Outros conceitos importantes

2.9.1. Grau API

O grau API de um condensado ou óleo é definido por:

$$\gamma_{API} = \frac{141,5}{\gamma_o} - 131,5 \quad (2.33)$$

Onde γ_o é a densidade do óleo a 60°F e é igual à massa específica do líquido dividida pela massa específica da água. O grau API da água é, portanto, 10.

2.9.2. Razão Gás Óleo

A Razão Gás Óleo é a relação entre a vazão de gás e a vazão de óleo, ambas medidas em condições de superfície.

Segundo Craft & Hawkins (1959), os reservatórios de petróleo podem ser classificados, de maneira simplificada, como sendo de óleo, de gás condensado ou de gás seco, a depender da sua razão gás-óleo (RGO):

- Reservatório de óleo: $RGO \leq 900 \text{ sm}^3/\text{sm}^3$
- Reservatório de gás condensado: $900 \text{ sm}^3/\text{sm}^3 \leq RGO \leq 18\,000 \text{ sm}^3/\text{sm}^3$
- Reservatório de gás seco: $RGO \geq 18\,000 \text{ sm}^3/\text{sm}^3$

3. Propriedades do Reservatório

A engenharia de reservatórios e a engenharia de produção estão indiscutivelmente ligadas. Enquanto que a engenharia de reservatórios está particularmente interessada no conjunto de poços e no desenvolvimento em longo prazo da reserva, a engenharia de produção foca na performance que cada único poço pode produzir e como esta se refletirá até as facilidades de superfície.

Portanto, para desenvolver um sistema de produção é primeiro necessário entender os parâmetros importantes que controlam o desempenho e a caracterização do sistema no nível do reservatório.

3.1. Definições Importantes

3.1.1. Permeabilidade

É a propriedade da rocha que mede a transmissibilidade dos fluidos através dela quando aplicado um diferencial de pressão, ou seja, quanto maior a permeabilidade (k) de um meio à determinado fluido, mais facilmente este o atravessará. Em homenagem a Henry Darcy por sua contribuição no estudo do fluxo em meios porosos, a porosidade é expressa em Darcy (D) ou em miliDarcy (mD).

3.1.2. Espessura do Reservatório

Conhecida como *Net Pay* (h), é a espessura média da formação a ser drenada através da qual os fluidos escoam para o poço. Não é somente o intervalo canhoneado.

3.1.3. Fator de Skin

Durante a perfuração e completação, a permeabilidade da formação próxima ao poço pode ser alterada pela invasão de filtrado, presença de reboco e cimento, etc. Nestes casos, há uma redução da permeabilidade que pode ser corrigida por tratamentos de estimulação como acidificação e fraturamento.

O Fator de Skin (s) indica essa alteração de permeabilidade e pode assumir valor positivo no caso de ter havido dano à formação ou negativo no caso de ser um reservatório estimulado.

Este fator pode ser determinado a partir de um teste de formação que reflete qualquer fenômeno físico ou mecânico que restringe o fluxo nas proximidades do

poço. Além de dano, pode haver outras causas para essas restrições como canhoneio insuficiente, falta de penetração ou turbulência. Em poços de gás, o skin devido a turbulência (Dq) é significativo, enquanto que em poços de óleo pode ser desprezado.

3.1.4. Pressão Média do Reservatório

Se todos os poços do reservatório estivessem fechados, a pressão média seria a que se estabilizaria no reservatório. A melhor maneira de obter uma estimativa dessa pressão é realizar um teste de buildup.

3.2. Performance do Reservatório

A *Inflow Performance Relationship* ou IPR como é conhecida, representa a performance do fluxo do reservatório e é definida como a relação entre a vazão de produção e a queda de pressão do reservatório ao poço. Essa queda de pressão é representada pela diferença entre a pressão no reservatório e a do poço, conhecido como termo *drawdown*.

A performance do reservatório dependerá das propriedades do reservatório (rocha e fluido) e do tipo de regime de escoamento ao qual o fluido está submetido, isto é, transiente, pseudo-permanente ou permanente que é determinado pelas condições de contorno do reservatório.

A IPR é definida dentro da faixa de pressões entre a atmosférica e a pressão média do reservatório.

Diversos métodos para determinar a IPR são conhecidos, tanto analíticos quanto empíricos. Dos analíticos destaca-se a solução para o caso de escoamento pseudopermanente em um reservatório radial da forma (Economides, 1994):

$$q = \frac{kh[m(\bar{p}) - m(p_{wf})]}{1424T \left[\ln \left(\frac{0,472r_e}{r_w} \right) + s + Dq \right]} \quad (3.1)$$

Onde q é a vazão de produção em $Mscf/d$, k é a permeabilidade em mD, h é a espessura do reservatório em ft, $m(\bar{p})$ é a pseudopressão do gás real em psi^2/cp para a pressão do reservatório ($\bar{p}$) em psi, $m(\bar{p}_{wf})$ é a pseudopressão para a pressão de fluxo no poço (p_{wf}), r_e é o raio externo do reservatório e r_w o raio do poço ambos em pés (ft), s é o fator de skin e D o coeficiente não-darcyliano em $d/Mscf$. Para

determinação destes dois últimos fatores, são necessárias análises de testes transientes.

Como visto no capítulo anterior, a pseudopressão do gás real é definida como:

$$m(p) = \int_{p_b}^p \frac{2p}{\mu Z} dp \quad (3.2)$$

Como a viscosidade e o fator de compressibilidade do gás são funções da pressão, é necessário conhecer as funções $\mu(p)$ e $Z(p)$ para realizar a integração numérica.

Com as equações da viscosidade (2.8) e do fator de compressibilidade (2.15) em função da pressão, pode-se resolver numericamente a integral de $m(p)$ e com isso utilizar a equação (3.1) para a determinação da vazão de produção.

Em alguns casos, pode ser utilizada a aproximação $\Delta(p^2)$ que considera a viscosidade e o fator de compressibilidade constantes e iguais a um valor médio.

$$m(p) = \int_{p_b}^p \frac{2p}{\mu Z} dp \approx \frac{p^2 - p_b^2}{\bar{\mu} \bar{Z}} \quad (3.3)$$

Assim, a equação da vazão de produção aproxima-se da forma:

$$q = \frac{kh[p^2 - p_{wf}^2]}{1424 \bar{\mu} \bar{Z} T \left[\ln \left(\frac{0,472 r_e}{r_w} \right) + s + Dq \right]} \quad (3.4)$$

Porém, muitas vezes é muito difícil e custoso obter todos os parâmetros das equações (3.1) e (3.4), sendo, portanto, atrativo usar métodos empíricos. Os mais utilizados são o de Forchheimer e Backpressure Model, sendo escritos da forma:

$$m(\bar{p}) - m(p_{wf}) = Aq + Bq^2 \quad (3.5)$$

$$q = C \left[m(\bar{p}) - m(p_{wf}) \right]^n \quad (3.6)$$

Onde A , B , C e n são constantes empíricas que podem ser determinadas usando dados de testes. Estes testes de formação devem ser realizados para diferentes vazões. Se dois pontos (q_1, p_{wf1}) e (q_2, p_{wf2}) , forem conhecidos, as equações anteriores se reduzem a:

$$B = \frac{\left[m(\bar{p}) - m(p_{wf1}) \right] q_2 - \left[m(\bar{p}) - m(p_{wf2}) \right] q_1}{q_1^2 q_2 - q_2^2 q_1} \quad (3.7)$$

$$A = \frac{[m(\bar{p}) - m(p_{wf1})] q_2 - B q_1^2}{q_1} \quad (3.8)$$

$$n = \frac{\log\left(\frac{q_1}{q_2}\right)}{\log\left(\frac{m(\bar{p}) - m(p_{wf1})}{m(\bar{p}) - m(p_{wf2})}\right)} \quad (3.9)$$

$$C = \frac{q_1}{[m(\bar{p}) - m(p_{wf1})]^n} \quad (3.10)$$

De forma similar, pode ser utilizada nesse caso a aproximação $\Delta(p^2)$ para todas as equações anteriores.

$$\bar{p}^2 - p_{wf}^2 = Aq + Bq^2 \quad (3.11)$$

$$q = C(\bar{p}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (3.12)$$

Uma vez que todas as constantes das equações de deliverabilidade (teórica ou empírica) forem encontradas, pode-se construir a IPR do poço.

No reservatório estudado, através dos testes de formação foram estimadas as seguintes constantes para o período de produção do poço:

$$C = 3,43452 \cdot 10^{-5} \text{ MMscf}/\text{psi}^2$$

$$n = 0,922169$$

O gráfico da IPR, construído usando o PIPESIM, para estes valores de constantes é dado por:

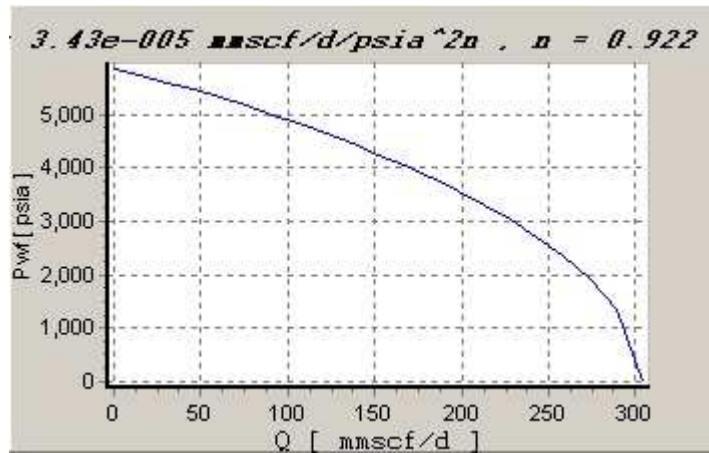


Figura 3-1 – Gráfico da Performance do Reservatório

A vazão na condição em que a pressão de fluxo no fundo do poço é igual à pressão atmosférica é conhecida como *Absolute Open Flow Potencial* (AOFP) e corresponde ao valor máximo em que o poço poderá produzir. Olhando o gráfico da IPR, é o valor em que esta corta o eixo das abscissas. Pela Figura 3-1, para o projeto estudado, seu valor é de aproximadamente 300 mmscf/d.

A capacidade de fluxo do poço deve ser determinada para diferentes pressões de fundo para diferentes períodos na vida do reservatório. A pressão do reservatório varia ao longo do tempo e para o presente trabalho foi estimada como:

Tabela 3-1 – Valores da pressão estática do reservatório

Ano	Pressão Estática (bar)
0	403
1	371
2	339
5	252
9	166

Os tipos de teste de formação são baseados na equação de escoamento pseudopermanente, que pode ser escrita da forma:

$$p_r^2 - p_{wf}^2 = Aq_{sc} + Bq_{sc}^2 \quad (3.13)$$

O termo Aq_{sc} , também chamado de darcyiano, expressa o comportamento laminar do escoamento. Já o termo Bq_{sc}^2 representa a parcela turbulenta. Em campos de gás, esta parcela torna-se ainda mais importante e não deve ser desprezada.

$$A = \frac{1422T \bar{\mu} \bar{Z} \ln\left(\frac{r_e}{r_w}\right)}{kh} \quad (3.14)$$

$$B = \frac{3,161 \times 10^{-12} \beta \gamma_g \bar{Z} T}{r_w h^2} \quad (3.15)$$

$$\beta = \frac{2,33 \times 10^{10}}{k^{1,2}} \quad (3.16)$$

Onde T é a temperatura do reservatório em Rankine, $\bar{\mu}$ é a viscosidade do gás em centipoise, $\bar{Z}$ é o fator de compressibilidade do gás, r_e é o raio externo do reservatório e r_w o raio do poço ambos em pés (ft), k é a permeabilidade em mD, h é a espessura da formação em pés e γ_g é o peso específico do gás.

4. Escoamento em Dutos

O capítulo anterior demonstrou como as propriedades do reservatório controlam a performance do influxo do poço (IPR). A IPR é definida para um conjunto de pressões de fluxo no fundo do poço, ou seja, para cada valor de p_{wf} haverá uma vazão de produção.

No entanto, o valor da pressão de fundo está diretamente ligado também às condições de superfície e ao escoamento na coluna e linhas de produção. Haverá, portanto, uma variação na vazão de produção baseada na performance de escoamento no poço, muitas vezes chamada de TPR (*Tubing Performance Relationship*). A performance do fluxo na produção depende da geometria das facilidades, diâmetro e rugosidade dos tubos, comprimento das linhas, diferenças de elevação e das propriedades do fluido que está sendo produzido como viscosidade e densidade. Deve-se considerar também elementos que gerem perdas de carga como, por exemplo, válvulas e curvas.

Para que o fluido do reservatório chegue até os separadores de superfície, é necessário que a pressão de fluxo no fundo do poço seja suficiente para vencer a coluna hidrostática do fluido na coluna de produção, as perdas por fricção, as perdas nas restrições (regulador de fluxo, válvulas, etc.), as perdas na linha de produção e a pressão nos equipamentos de separação.

A vazão de operação, portanto, será determinada no encontro entre as curvas da IPR e da TPR.

4.1. Escoamento de Gás Monofásico

4.1.1. Na Coluna de Produção

A *Tubing Performance Relationship* é definida como a relação entre o tamanho da coluna, propriedades do fluido, vazão, pressão na cabeça e no fundo do poço. Na maioria das aplicações, deseja-se a pressão no fundo do poço, dado uma pressão de cabeça e vazão.

A primeira lei da termodinâmica, conservação de energia, governa o escoamento de gás. O gradiente de pressão dentro da coluna de produção, quando em fluxo, é o resultado da soma do gradiente devido à elevação, do gradiente devido à fricção e do gradiente devido à aceleração.

O gradiente devido à elevação corresponde ao gradiente hidrostático do fluido que está escoando, o gradiente devido à fricção existe sempre que houver

movimentação de fluido e depende das características do fluido, do diâmetro e rugosidade da tubulação e da vazão. Quanto maiores as vazões, maiores as perdas por fricção. Já o gradiente de aceleração pode ser considerado nulo, pois o efeito da variação de energia cinética é desprezível, visto que a variação do diâmetro das tubulações e conseqüentemente da velocidade é insignificante na maioria dos poços de gás. Sem a presença de nenhum equipamento de transmissão de energia para o fluido como bombas instaladas no poço, a primeira lei da termodinâmica leva a seguinte equação de balanço de energia:

$$\frac{dp}{\rho} + \frac{g}{g_c} dZ + \frac{fv^2 dL}{g_c d_i} = 0 \quad (4.1)$$

Como $dZ = \cos\theta dL$, $\rho = \frac{29\gamma_g p}{ZRT}$ e $v = \frac{4q_{sc} Z p_{sc} T}{\pi d_i^2 T_{sc} p}$, a equação (4.1) pode ser reescrita da forma:

$$\frac{ZRT}{29\gamma_g} \frac{dp}{p} + \left\{ \frac{g}{g_c} \cos(\theta) + \frac{8 f q_{sc}^2 p_{sc}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2} \left[\frac{ZT}{p} \right]^2 \right\} dL = 0 \quad (4.2)$$

Onde

θ é o ângulo com a vertical

g_c é o fator de conversão gravitacional – $32,17 \text{ lbm} * \text{ft}/\text{lb}_f * \text{s}^2$

f é o fator de fricção

d_i é o diâmetro interno do tubing

A equação (4.2) é uma equação diferencial ordinária que governa o escoamento de gás em uma tubulação. A temperatura T pode ser expressa como função linear de L . O fator de compressibilidade Z é função de p e T o que torna a solução analítica da equação complicada. Felizmente, o gradiente de pressão $\frac{dp}{dL}$ não é uma função forte de T e Z .

Um método muito utilizado é assumir que a temperatura e o fator de compressibilidade possuem um valor único e médio ($\bar{T}$ e $\bar{Z}$) ao longo do tubing. Assim, a equação (4.2) pode ser reescrita da forma:

$$\frac{\bar{Z}\bar{R}\bar{T}}{29\gamma_g} \frac{dp}{p} + \left\{ \frac{g}{g_c} \cos(\theta) + \frac{8 f q_{sc}^2 p_{sc}^2}{\pi^2 g_c d_i^5 T_{sc}^2} \left[\frac{\bar{Z}\bar{T}}{p} \right]^2 \right\} dL = 0 \quad (4.3)$$

Separando as variáveis desta equação, ela pode ser integrada ao longo do comprimento L do tubing, fornecendo:

$$p_{wf}^2 = \exp(S) p_{hf}^2 + \frac{8f [\exp(S) - 1] q_{sc}^2 p_{sc}^2 \bar{Z}^2 \bar{T}^2}{\pi^2 g_C d_i^5 T_{sc}^2 \cos(\theta)} \quad (4.4)$$

Onde S é definido como:

$$S = \frac{58\gamma_g gL \cos \theta}{g_c R \bar{Z} \bar{T}} \quad (4.5)$$

As equações (4.4) e (4.5) assumem a seguinte forma em unidades de campo (q_{sc} em $Mscf/d$):

$$p_{wf}^2 = \exp(S) p_{hf}^2 + \frac{6,67 \times 10^{-4} f [\exp(S) - 1] q_{sc}^2 p_{sc}^2 \bar{Z}^2 \bar{T}^2}{d_i^5 \cos(\theta)} \quad (4.6)$$

$$S = \frac{0,0375 \gamma_g gL \cos \theta}{\bar{Z} \bar{T}} \quad (4.7)$$

O fator de fricção f pode ser encontrado da forma convencional para um dado diâmetro, rugosidade da parede e número de Reynolds.

O número de Reynolds (N_{RE}) é definido como a razão das forças inerciais e as forças viscosas do fluido. É adimensional, expresso por:

$$N_{RE} = \frac{\rho v d}{\mu} \quad (4.8)$$

Onde d é o diâmetro do tubo, v é a velocidade, ρ é massa específica e μ é a viscosidade do fluido.

O número de Reynolds é usado para distinguir um escoamento laminar e um turbulento. A mudança de laminar para turbulento é aceita usualmente como ocorrendo após um número de Reynolds maior do que 2000 para dutos circulares. Se for um escoamento laminar, o fator de fricção pode ser calculado por:

$$f = \frac{64}{N_{RE}} \quad (4.9)$$

No entanto, se for assumido que o escoamento é turbulento desenvolvido, o que é o caso da maioria dos poços de gás, pode-se usar as relações empíricas de Katz e Lee (1990):

- Para $d_i \leq 4,277$ in

$$f = \frac{0,01750}{d_i^{0,224}} \quad (4.10)$$

- Para $d_i > 4,277 \text{ in}$

$$f = \frac{0,01603}{d_i^{0,164}} \quad (4.11)$$

Outra correlação que poder ser usada para determinação do fator de fricção foi desenvolvida por Guo (2001):

$$f = \left[\frac{1}{1,74 - 2 \log \left(\frac{2\varepsilon}{d_i} \right)} \right]^2 \quad (4.12)$$

Como o fator de compressibilidade médio ($\bar{Z}$) é uma função da pressão, uma técnica de solução numérica como Newton-Raphson é necessária para resolver a equação (4.6) para a pressão do fundo do poço.

4.1.2. Nas linhas de Produção

Após a chegada do fluido do reservatório à cabeça de poço, é necessário também escoá-lo até uma unidade de produção tanto no mar quanto em terra. Em projetos offshore, como o presente trabalho, a tendência da indústria é interligar um maior número de poços com a mesma plataforma, objetivando diminuir os custos de instalação e operação. São criadas, portanto, grandes linhas de escoamento (*flowlines* e *risers*).

Para *flowlines*, baseado na primeira lei da termodinâmica, o gradiente de pressão é dado por três componentes distintos:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{g}{g_c} \rho \sin \theta + \frac{f \rho v^2}{2 g_c d} + \frac{\rho v dv}{g_c dL} \quad (4.13)$$

Onde $\frac{g}{g_c} \rho \sin \theta$ é o componente devido à elevação ou à diferença de energia potencial, $\frac{f \rho v^2}{2 g_c d}$ é o componente devido às perdas por fricção e $\frac{\rho v dv}{g_c dL}$ é o componente devido à aceleração ou à diferença de energia cinética. Eles seguem o mesmo conceito do apresentado no escoamento no interior da coluna de produção, com a diferença que θ agora é o ângulo da linha com a horizontal e que não se desconsidera a variação de velocidade.

Para um duto não horizontal, Weymouth (1912) desenvolveu a seguinte equação:

$$q_{sc} = 144,26 \sqrt{\frac{(p_1^2 - e^S p_2^2) d^5}{f \gamma_g \bar{T} Z L_e}} \quad (4.14)$$

$$S = \frac{0,0375 \gamma_g \Delta z}{\bar{T} Z} \quad (4.15)$$

$$L_e = \frac{(e^S - 1) L}{S} \quad (4.16)$$

Onde Δz é a elevação do ponto de saída menos a elevação do ponto de entrada e L_e é o comprimento efetivo do duto em milhas.

Se forem desprezados os termos gravitacionais e cinéticos da equação (4.13), a equação da energia em escoamentos de linhas de produção fica da forma:

$$\frac{dp}{dL} = \frac{f \rho v^2}{2 g_c d_i} = \frac{p M f v^2}{Z R T 2 g_c d_i} \quad (4.17)$$

Considerando-se um fator de compressibilidade médio (Z) constante baseado na pressão média da linha, tem-se uma solução para a equação (4.17):

$$q_{sc} = \left[\frac{4 \times 10^4 (p_1^2 - p_2^2) d_i^5}{\gamma_g \bar{Z} \bar{T} f L} \right]^{0,5} \quad (4.18)$$

Onde q_{sc} é dada em Mscf/d, p em psia, d_i em in, T em Rankine e L em ft.

Para o cálculo do fator de fricção de Moody (f) em escoamento turbulento em *flowlines*, pode ser usada a correlação de Jain (1976):

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,14 - 2 \log \left(e_D + \frac{21,25}{N_{RE}^{0,9}} \right) \quad (4.19)$$

O termo e_D é chamado de rugosidade relativa e é definido como a razão da rugosidade absoluta e do diâmetro:

$$e_D = \frac{\varepsilon}{d} \quad (4.20)$$

4.2. Escoamento Multifásico

Além do gás, a maioria dos poços de gás natural produz também um percentual de líquido. Esses líquidos podem ser a água de formação ou a parcela de gás que condensou ao sair das condições iniciais de temperatura e pressão. Nestes casos, o fluxo no poço e linhas de superfície será multifásico e as equações descritas anteriormente não serão válidas.

Muitas correlações foram desenvolvidas para o escoamento multifásico em dutos, dentre as quais pode-se destacar três grandes grupos:

Grupo A: Não há deslizamento entre as fases, não há caracterização nem distinção dos padrões de escoamento. Assume-se que o líquido e o gás viajam com a mesma velocidade.

Grupo B: Considera que ocorre deslizamento entre as fases, mas não há distinção do padrão de escoamento. Como o líquido e o gás viajam em diferentes velocidades, as correlações deste grupo utilizam equações para prever a porção do duto ocupada por cada fase em cada seção.

Grupo C: Considera o deslizamento entre as fases e os diferentes padrões de fluxo. São necessárias também correlações para predição de em qual regime de escoamento estão os fluidos.

Não será detalhada neste trabalho nenhuma destas correlações. No entanto, no estudo de caso, devido à presença de condensado e água, além do gás, será utilizada uma correlação multifásica OLGA *2-phase* no simulador PIPESIM. Esta correlação considera o deslizamento e a caracterização das fases, sendo, portanto, caracterizada como pertencente ao grupo C de correlações.

5. Garantia de Escoamento

A maioria dos riscos operacionais de linhas de produção offshore está associada ao transporte de fluidos multifásicos. Quando água, óleo e gás estão sendo produzidos simultaneamente dentro de uma tubulação, alguns problemas podem ocorrer: água e hidrocarbonetos podem formar hidratos e bloquear a linha, asfaltenos podem se depositar nas paredes e eventualmente também bloquear a linha, com o aumento da fração de água, a corrosão do duto pode ser intensificada e podem também ser verificados regimes de golfada severa.

O grande desafio para os engenheiros é como projetar as linhas e sistemas de produção submarinos para garantir o escoamento seguro e economicamente viável dos fluidos do reservatório até as unidades.

O termo Garantia de Escoamento é muitas vezes empregado e resume-se à prática de identificar, quantificar e mitigar todos os riscos de escoamento associados com a produção de fluidos.

No presente trabalho, serão detalhados os problemas associados à formação de hidratos, pois trata-se do principal desafio em poços de gás com longas linhas de produção como o projeto do estudo de caso.

5.1. Hidratos

Desde 1930, o fenômeno da formação de hidratos tem desempenhado um papel importante no desenvolvimento da indústria de óleo e gás. Isso se deve principalmente à tendência dos hidratos bloquearem gasodutos, *flowlines*, válvulas e outros equipamentos associados. Nos últimos anos, o interesse em hidratos está sendo renovado com foco no estudo de pressões e temperaturas em que os hidratos são formados nas diferentes misturas de gás, na determinação do grau em que o gás deve ser desidratado para prevenir sua formação e no cálculo da quantidade de inibidores necessários em condições de operação. Com as novas descobertas de gás natural e gás condensado encontradas na em águas profundas na costa brasileira, a necessidade de prevenção e mitigação dos hidratos irá aumentar.

Hidratos de gás são compostos cristalinos com aparência de flocos de neve que surgem quando pequenas moléculas de gás entram em contato com água a certa temperatura e pressão. Este hidrato sólido pode ser formado mesmo em temperaturas acima da temperatura de fusão da água pura em gelo.

A formação de hidrato é um processo em que uma estrutura em forma de uma treliça de moléculas de água é estabilizada pela presença de alguns elementos. O principal componente de sua estrutura é a água, as moléculas de hidrocarbonetos ocupam os espaços vazios nessa estrutura cristalina e são mantidos por fracas ligações químicas com a água. Devido a esta configuração, as moléculas de água são conhecidas como *host molecules* e as formadoras de hidrato como *guest molecules*.

Dependendo do arranjo entre as moléculas de água, podem ser formadas três estruturas diferentes de hidratos.

As estruturas I, II e H são compostas por poliedros, conhecidos como “cavidades”, formados por moléculas de água. Existem cinco tipos de cavidades e as diferentes combinações entre essas cavidades é que irão diferenciar as três estruturas de hidrato existentes.

Para se denominar cada cavidade utiliza-se uma nomenclatura da forma $n_i^{m_i}$, onde n é o número de arestas na face do tipo i e m é o número de faces com n arestas. Assim, uma cavidade do tipo 5^{12} é um poliedro formado por doze faces pentagonais.

As duas formas mais comuns de hidratos são conhecidas como estruturas I e II e foram investigadas por Von Stackelberg e Muller (1954) através de experimentos de difração de raio-X.

A estrutura I possui uma célula unitária cúbica com 46 moléculas de água. Essa estrutura é formada por cavidades 5^{12} e $5^{12}6^2$, comumente chamadas de cavidades pequenas e cavidades grandes, respectivamente.

A estrutura II possui um retículo cristalino do tipo diamante com 136 moléculas de água. Nessa estrutura cúbica estão contidas oito cavidades $5^{12}6^4$ (cavidades grandes) e dezesseis cavidades 5^{12} (cavidades pequenas). As cavidades pequenas ligam-se entre si compartilhando suas faces e os espaços vazios remanescentes dão origem às cavidades grandes.

Por último, uma terceira estrutura de hidrato, denominada H, foi descoberta por Ripmeester et al. (1987). Verificou-se que, para haver a formação dessa estrutura, são necessárias moléculas de pequeno tamanho como o gás metano, juntamente com moléculas maiores, como, por exemplo, compostos existentes na gasolina e frações leves de nafta.

A célula unitária de estrutura H é composta por 34 moléculas de água formando uma rede hexagonal da seguinte maneira: 3 cavidades (5^{12}), 2 cavidades

($4^35^66^3$) e 1 cavidade ($5^{12}6^8$). Moléculas pequenas, tais como o metano, ocupam as cavidades pequenas (5^{12}) e médias ($4^35^66^3$), e moléculas com tamanhos superiores, como por exemplo, o neo-hexano, estabilizam a cavidade grande de $5^{12}6^8$.

A Figura 5-1 mostra um esquema das principais estruturas, dos formatos de suas faces e das principais moléculas que podem ser acomodadas:

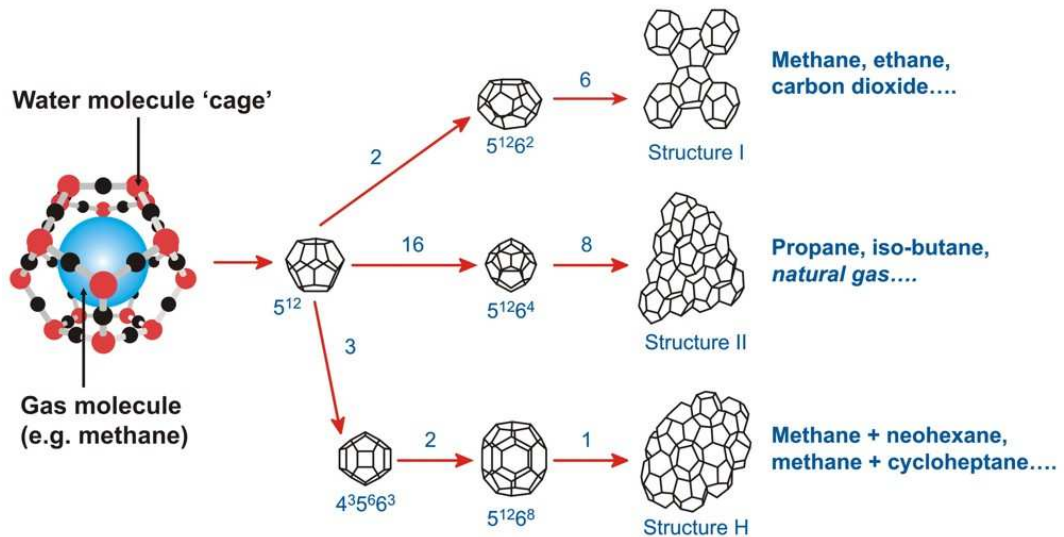


Figura 5-1 – Representação esquemática das estruturas de hidrato

A temperatura de formação de hidrato aumenta com o aumento da pressão, portanto, o risco de hidrato aumenta em condições de altas pressões e baixas temperaturas, como as encontradas no estudo de caso realizado no próximo capítulo.

A Figura 5-2 mostra uma típica curva de hidrato de gás utilizada para projeto e operação de uma tubulação. No lado esquerdo da curva é a região de formação de hidrato. Quando a pressão e a temperatura do fluido estão nesta região, água e gás começarão a formar hidrato.

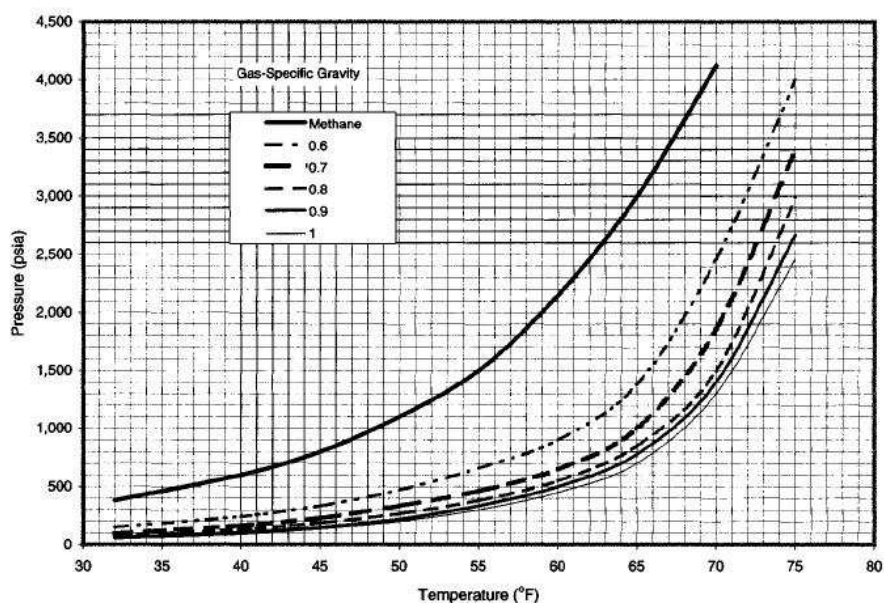


Figura 5-2 – Condição de Formação de Hidratos no Gás Natural (Fonte: SPE-AIME)

Deve-se avaliar na curva, por exemplo, a formação de hidratos após uma restrição como um choke, onde a temperatura do fluido pode cair pelo efeito Joule-Thompson e atingir a região de hidratos.

A prevenção da formação de hidratos pode ser feita pelas seguintes alternativas e suas combinações: retenção de calor, adição de calor e inibição termodinâmica (injeção de inibidores).

A retenção do calor é realizada através de um isolamento térmico. Em qualquer sistema, haverá a transferência de calor entre o fluido e suas imediações se houver um gradiente de temperatura. Em ambientes marinhos de águas profundas, a temperatura da água é mais baixa do que a temperatura do fluido dentro da *flowline*, gerando um fluxo de calor neste sentido. Ao perder calor e com pressões altas, o fluido pode entrar na região de formação na curva de hidrato.

O critério de projeto de um isolamento térmico de uma *flowline* estabelece que o perfil termo-hidráulico em condições de escoamento permanente deve estar fora do envelope de hidrato durante toda vida produtiva dos poços e um exemplo desta aplicação pode ser encontrado no estudo de caso.

O isolamento irá prevenir que o calor deixe a linha de produção, pois suas camadas apresentam baixa condutividade térmica, diminuindo, portanto, o fluxo de calor.

A adição de calor também utiliza o princípio de evitar que a temperatura da linha caia de forma que o fluido entre na região da curva de hidratos, porém se baseia

na reposição do calor perdido com algum método artificial. Esses métodos podem incluir injeção de vapor em linhas dispostas em contato com as linhas de produção e a passagem de corrente elétrica.

Os inibidores termodinâmicos são usados para deslocar a curva de hidrato para a esquerda, diminuindo assim a temperatura de formação de hidrato o que permite uma operação mais segura. Exemplos de inibidores incluem metanol, etanol e etileno glicol. No estudo de caso deste trabalho, será avaliada a injeção de etanol como inibidor.

Há também os inibidores cinéticos e antiaglomerante conhecidos como *Low Dosage Hydrate Inhibitors* (LDHIs). Esses inibidores não diminuem a temperatura de formação do hidrato, mas ajudam a prevenir a nucleação e aglomeração dos hidratos para evitar o bloqueio do fluxo. Este tipo de inibidor não será estudado no presente trabalho devido a sua especificidade e dificuldades na sua modelagem.

O isolamento térmico requer um investimento inicial de capital expressivo, principalmente com o aumento crescente dos comprimentos de *flowlines* e *risers*. O lançamento e instalação submarina de linhas cada vez mais isoladas também apresentam desafios e encarecem o projeto. Em contra-partida, a injeção de inibidores e a adição de calor são necessários em toda a vida produtiva do poço, aumentando o custo operacional do projeto. Faz-se necessária, portanto, uma análise econômica específica em cada sistema.

6. Estudo de Caso

Após a consolidação dos conceitos e do referencial teórico presente nos capítulos anteriores, este capítulo visa aplicá-los em um estudo de um caso real recorrente na indústria de petróleo.

O campo nomeado de UFRJ é fictício, mas baseado em um campo real não identificado. Apesar de ser um estudo simplificado, serão utilizadas muitas informações provenientes de outras áreas. Tal como num projeto real, a disciplina de elevação e escoamento trabalha em conjunto com as de engenharia de reservatório e de poço.

6.1. O campo UFRJ

O desenvolvimento do campo será inicialmente composto por um único poço vertical localizado a uma distância de aproximadamente vinte quilômetros da unidade de produção, um FPSO (*Floating Production, Storage and Offloading*) já na operação de outro campo. A cabeça do poço está situada a uma profundidade de 1608 metros e está equipada com uma árvore de natal molhada.

Conectado à árvore de natal há um *jumper* de 250 m e em seguida um primeiro PLET (*Pipeline End Terminal*). Após este PLET, será instalada uma extensa *flowline* de 19,4 km de comprimento cujo isolamento será avaliado posteriormente no projeto. Como forma de minimizar a troca térmica ao longo desta, serão avaliadas posteriormente soluções como diferentes configurações de isolamento.

Continuando pelo sistema de produção, haverá um segundo PLET e uma segunda *flowline*, sendo esta flexível e de 2100 metros de comprimento. Depois da *flowline*, segue-se um *riser* flexível de 2200 metros de comprimento instalado na forma de uma catenária simples até a unidade de produção posicionada em uma lâmina d'água de 1386 metros. A Figura 6-1 representa os principais componentes do sistema de produção do projeto.

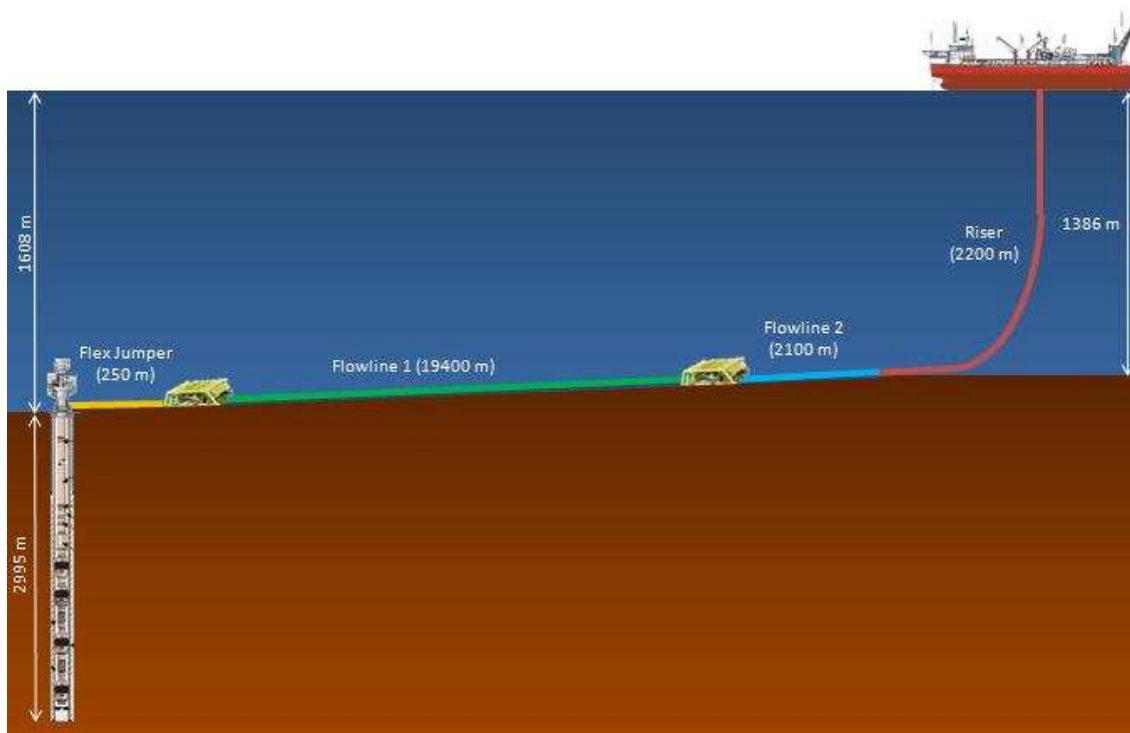


Figura 6-1 – Representação do Sistema de Produção do Campo UFRJ

O único poço do campo foi denominado UFRJ-1 e possui um comprimento total de 2295 m, segundo a trajetória representada na Tabela 6-1:

Tabela 6-1 – Trajetória Poço UFRJ-1

MD(m)	TVD(m)	Ângulo (graus)
1608	1608	0
3903	3903	0

A Figura 6-2 representa o esquema de completação do poço UFRJ-1. Cabe ressaltar que a zona produtora foi canhoneada num intervalo de 3903 a 3933 metros de profundidade e completada com *Gravel Pack*.

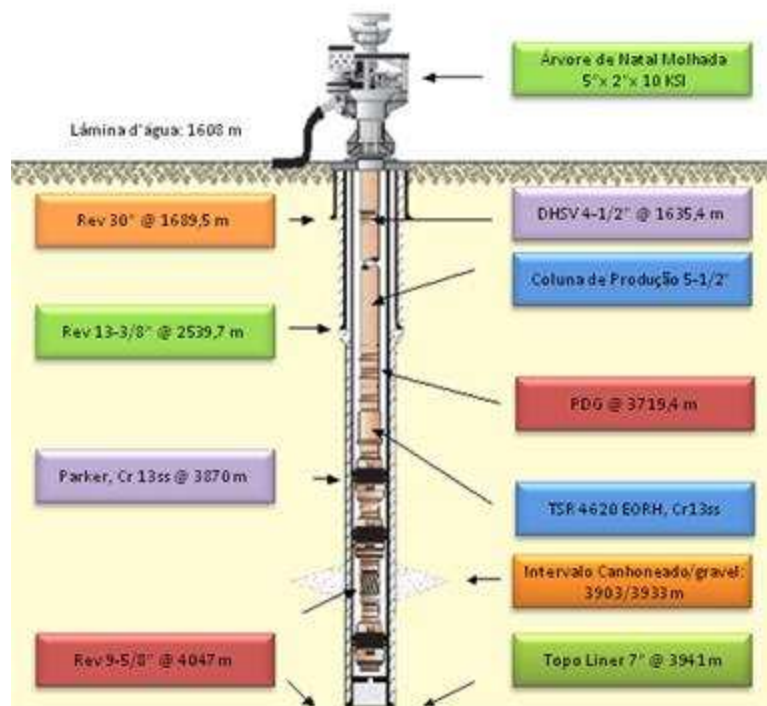


Figura 6-2 – Esquema de Completação Poço UFRJ-1

Gravel Pack é um sistema que previne a produção de areia proveniente da formação. É composto por uma tela e cascalhos de tamanho determinado para minimizar a passagem da areia, mas permitir o fluxo do fluido para o poço.

Como visto no Capítulo 4, os dados da coluna de produção são de fundamental importância para um estudo de escoamento. Neste projeto, foram utilizados os seguintes valores:

Tabela 6-2 – Configuração da Coluna de Produção do Poço UFRJ-1

MD(m)	Diâmetro Interno (mm)	Espessura (mm)	Rugosidade (mm)
1608 - 3903	125,73	12,7	0,04572

Tabela 6-3 – Dados Térmicos da Coluna

MD(m)	Temperatura Ambiente (°C)	Coefficiente Global de Transferência de Calor (W/m ² .K)
1608	4	11,349
3903	95,6	11,349

Não foi previsto nenhum sistema de elevação artificial para o poço, visto que ele é surgente para toda sua vida produtiva, projetada para 10 anos. Após a árvore de natal molhada na cabeça do poço, o *jumper*, a *flowline* 1, a *flowline* 2 e o *riser* teriam as seguintes configurações de projeto:

Tabela 6-4 – Configurações de Projeto do *Jumper*

Dimensionamento do <i>Jumper</i>	
Diâmetro Interno (mm)	168,275
Espessura (mm)	25,4
Rugosidade (mm)	0,6731
Comprimento (m)	250
Ângulo com a Horizontal	0,58°
Coefficiente Global de Transferência de Calor (W/m².K)	3,0

Tabela 6-5 – Configurações de Projeto da *Flowline* 1

Dimensionamento Inicial da <i>Flowline</i> 1	
Diâmetro Interno (mm)	177,8
Espessura (mm)	20,6248
Rugosidade (mm)	0,04572
Comprimento (m)	19400
Ângulo com a Horizontal	0,58°

Tabela 6-6 - Configurações de Projeto da *Flowline 2*

Dimensionamento da <i>Flowline 2</i>	
Diâmetro Interno (mm)	168,275
Espessura (mm)	25,4
Rugosidade (mm)	0,6731
Comprimento (m)	2100
Ângulo com a Horizontal	0,58°
Coefficiente Global de Transferência de Calor (W/m².K)	3,0

Tabela 6-7 – Configurações de Projeto do *Riser*

Dimensionamento do <i>Riser</i>	
Diâmetro Interno (mm)	168,275
Espessura (mm)	25,4
Rugosidade (mm)	0,6731
Comprimento (m)	2200
Coefficiente Global de Transferência de Calor (W/m².K)	3,0

Para efeitos de transferência de calor nas linhas de produção, o *jumper*, a *flowline 2* e o *riser* foram dimensionados considerando um coeficiente global de transferência de calor único no valor de 3 W/m².K, sendo esta uma simplificação. O PIPESIM permite, no entanto, calcular o seu valor através da utilização da condutividade térmica dos materiais, por exemplo. Já o gradiente de temperatura da água do mar é dado pela Tabela 6-8:

Tabela 6-8 – Gradiente de Temperatura Ambiente

Profundidade (m)	Temperatura da Água (°C)
0 - 100	24,5
100 - 200	19,2
300 - 400	12,9
400 - 500	10,5
500 - 600	8,7
1000 - 1100	4,0

Note que a *Flowline 1* possui configurações iniciais e o valor do coeficiente de transferência de calor será calculado utilizando os parâmetros do duto e do ambiente externo.

Tabela 6-9 – Cálculo do Coeficiente de Transferência de Calor

Dados Transferência de Calor – <i>Flowline 1</i>	
Temperatura Ambiente (°C)	4,0
Condutividade do Duto (W/m.K)	45
Velocidade da Água (m/s)	0,5

Devido à sua grande extensão, esta linha possui papel decisivo na manutenção da temperatura do fluido. No estudo de garantia de escoamento deste campo, serão avaliadas também mais duas configurações para evitar a formação de hidrato, uma com a adição de um isolamento de polipropileno e a outra com a utilização de um sistema *Pipe in Pipe* (PIP).

As linhas de produção são freqüentemente isoladas para conservar a temperatura, na tentativa de manter o fluido numa temperatura acima da temperatura externa (ambiente) por diversas razões como prevenção de formação de hidratos, prevenção de formação de asfaltenos, facilitar o escoamento, aumentar o tempo de resfriamento após paradas de produção. Em linhas cujo fluido é predominantemente

gasoso, como o caso deste projeto, o isolamento será utilizado para prevenção de hidratos.

Os materiais mais usados na indústria de petróleo para isolamento são o polipropileno, o polietileno e o poliuretano. Dependendo da aplicação, esses três materiais bases são usados de diferentes formas, resultando em diferentes condutividades térmicas. Para a segunda configuração da *flowline* estudada, será utilizado um isolamento de três camadas de polipropileno aplicadas na superfície exterior do duto, resultando numa condutividade de 0,2249 W/m.°C (0,13 BTU/h.ft.°F). A espessura total deste isolamento será de 5 cm, conforme Tabela 6-10:

Tabela 6-10 – Configuração da *Flowline* 1 com Isolamento de Polipropileno

Segunda Opção de Dimensionamento da <i>Flowline</i> 1	
Diâmetro Interno (mm)	177,8
Espessura (mm)	20,6248
Rugosidade (mm)	0,04572
Isolmento Térmico de Polipropileno	
Espessura (mm)	50
Condutividade Térmica (W/m.K)	0,2249

A terceira opção de configuração da *flowline* 1 é o PIP, um sistema composto por um duto interno, no qual o fluido de produção irá escoar, camadas de isolamento térmico e até mesmo uma camada de ar para diminuir a condutividade do conjunto e por último um novo duto colocado externamente. Esse novo conjunto terá uma condutividade térmica muito menor do que somente um duto, mas em contra partida, seu custo de compra e instalação será muito mais elevado.

A configuração de PIP escolhida para as simulações deste projeto é formada por um duto interno, por uma camada de um aerogel escolhido devido a sua baixa condutividade térmica, por uma camada de ar que apresenta também baixa condutividade térmica aliado ao baixo peso e menor impacto no custo total do sistema, e por um duto externo. A Figura 6-3 mostra um esquema deste PIP.

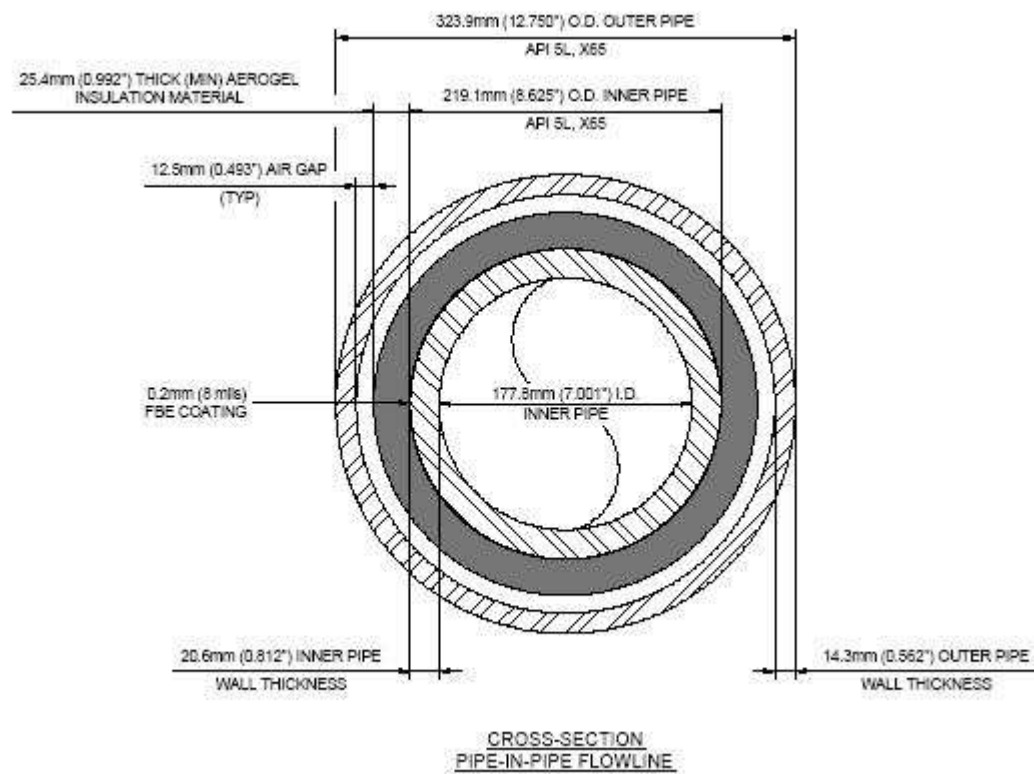


Figura 6-3 – Representação Esquemática da Configuração PIP da *Flowline 1*

A Tabela 6-11 apresenta os seus principais parâmetros do projeto do PIP.

Tabela 6-11 – Configuração da *Flowline* 1 tipo PIP

Duto Interno	
Diâmetro Interno (mm)	177,8
Espessura (mm)	20,6248
Rugosidade (mm)	0,04572
Condutividade Térmica (W/m.K)	45
Camada de Aerogel	
Espessura (mm)	25,4
Condutividade Térmica (W/m.K)	0,013
Camada de Ar	
Espessura (mm)	12,5
Condutividade Térmica (W/m.K)	0,025
Duto Externo	
Diâmetro Interno (mm)	294,89
Espessura (mm)	14,3
Condutividade Térmica (W/m.K)	45

Após a chegada do fluido à unidade de produção, haverá uma separação primária e o gás será exportado para terra via um gasoduto já instalado. Este gasoduto é utilizado por outros campos, possuindo um limite de capacidade disponível para a vazão de exportação e por consequência de produção do poço UFRJ-1 como sendo 2 milhões de metros cúbicos de gás.

Para os primeiros anos, com a pressão disponível no reservatório seria possível produzir mais, porém será utilizada esta limitação para a realização das simulações. A partir do sexto ano de produção, no entanto, com a queda da pressão, a vazão pode deixar de ser limitante e as simulações utilizarão uma pressão fixa na chegada ao FPSO no valor de 20 bar.

6.2. O Fluido

Como visto nos capítulos anteriores, o fluido do reservatório e suas propriedades apresentam papel primordial em um projeto de elevação e escoamento, sendo, portanto, muito crítica sua modelagem no simulador.

Através de amostras do fluido retiradas do reservatório foi possível reconstituir a composição do fluido em suas condições iniciais que é dada pela Tabela 6-12:

Tabela 6-12 – Composição do Fluido do Reservatório

Composto	Fração Molar
Dióxido de Carbono	0,41
Nitrogênio	0,77
Metano	90,72
Etano	3,95
Propano	1,42
Isobutano	0,30
n - Butano	0,41
Isopentano	0,16
n - Pentano	0,14
Hexano	0,18
Heptano +	1,54
Total	100,00

As frações mais leves são muito estudadas e comuns para vários reservatórios, tendo suas propriedades bem definidas. A fração mais pesada (C7+), inclui hidrocarbonetos acima do heptano “agrupados” na forma de um pseudo componente, sofrendo, portanto, grandes variações entre diferentes reservatórios e necessitando ser caracterizada. Para suas propriedades foram utilizados os seguintes valores:

Tabela 6-13 – Propriedades Utilizadas

Propriedades Pseudo Componente (C7+)	
Massa Molecular	163
Densidade	0,8077
Temperatura Crítica (°C)	392,5
Pressão Crítica (psia)	320,66

A liberação *Flash* é um experimento no qual o fluido é analisado em várias condições de pressão, se possível com os valores variando da pressão do reservatório até a de superfície, numa mesma célula PVT. Basicamente, a célula PVT consiste de um cilindro contendo mercúrio (H_g), onde é colocado o fluido retirado do reservatório. A pressão no interior da célula, ou seja, a pressão a que é submetido o fluido durante os vários estágios do experimento, é reduzida retirando-se parte do mercúrio existente na célula.

Ao final desse experimento encontra-se um equilíbrio termodinâmico entre as fases formadas, o gás e o condensado estabilizado, e pode-se determinar a composição final de cada uma.

Foi realizada uma liberação *Flash* em laboratório com o fluido proveniente do reservatório, desde as condições de pressão deste até a pressão de superfície (21°C e 14,7 psia), obtendo-se a seguinte composição:

Tabela 6-14 – Composição do Fluido após o *Flash* em Laboratório (pressão de 14,7 psia e temperatura de 21°C)

Componentes	Condensado Estabilizado	Gás da Liberação em Flash
CO_2	0,00	0,42
N_2	0,00	0,78
C_1	0,00	92,03
C_2	0,00	4,01
C_3	0,18	1,44
iC_4	0,09	0,31
nC_4	0,23	0,41
iC_5	0,31	0,15
nC_5	0,41	0,13
C_6	1,98	0,15
C_{7+}	96,80	0,17

Esta liberação *Flash* realizada em laboratório foi utilizada como referência para o ajuste do fluido modelado no simulador PIPESIM.

Primeiro, define-se a composição inicial do fluido, como na Tabela 6-12, selecionando na base de dados do simulador cada componente e especificando sua

fração molar, como mostra a Figura 6-4. A base de dados do PIPESIM possui 67 compostos mais utilizados, com suas principais propriedades definidas e tabeladas.

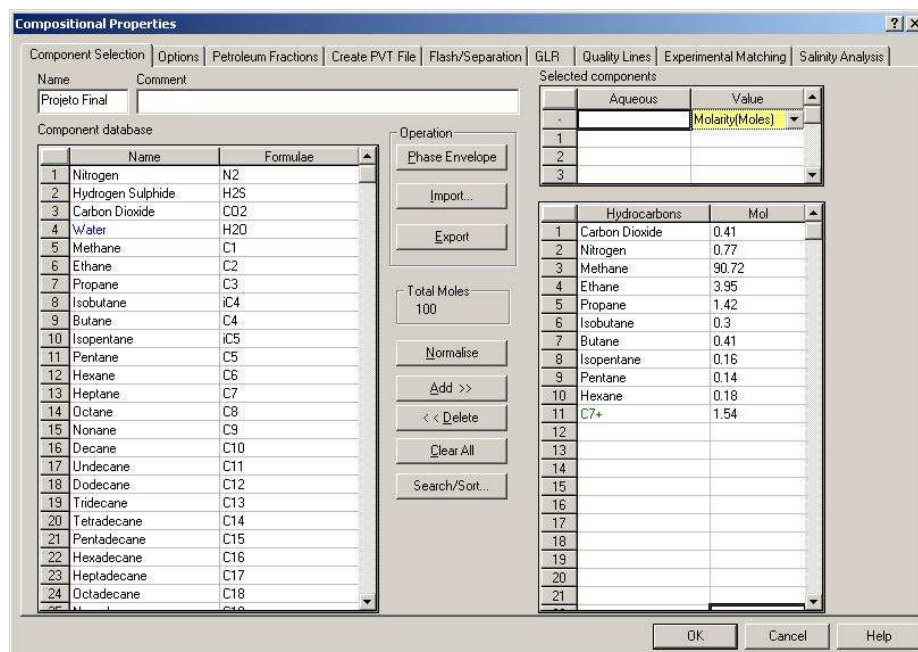


Figura 6-4 – Entrada de Dados de Composição Inicial do Fluido no Simulador

No fluido estudado, há também uma fração de hidrocarbonetos mais pesados agrupada como C7+, cujas propriedades encontram-se na Tabela 6-13. Para inserí-la, recorre-se à ferramenta *Petroleum Fractions*, adicionando as propriedades deste pseudo componente como na Figura 6-5.

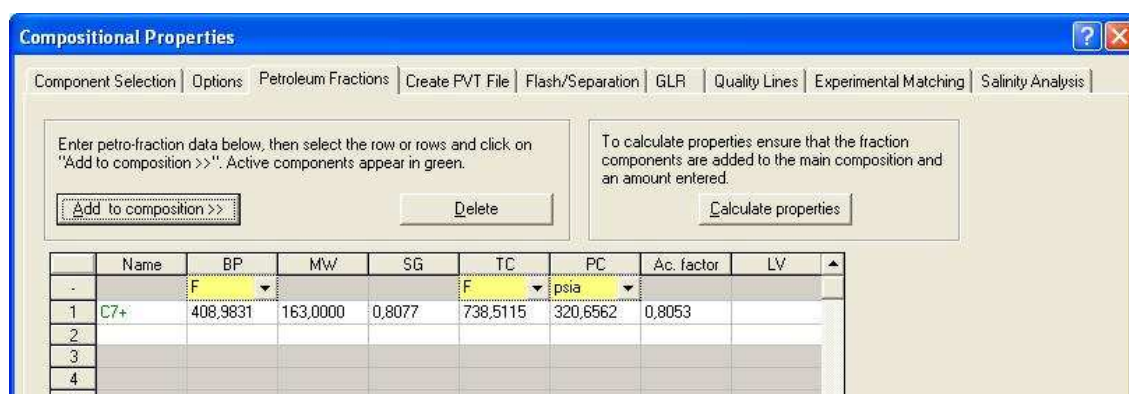


Figura 6-5 – Entrada de Dados do Pseudo Componente (C7+)

Para seguir com a modelagem do fluido do reservatório, é necessário selecionar qual equação de estado (EOS) o simulador irá utilizar. Uma equação de estado descreve o comportamento da pressão, do volume e da temperatura (PVT) de

componentes puros e de misturas e é através dela que se obtém a maioria das propriedades termodinâmicas e de transporte.

Dentre as várias equações de estado disponíveis na literatura, para fluidos com possível presença de hidratos, é recomendável utilizar a equação avançada de Soave-Redlich-Kwong (SRK). O PIPESIM, dispõe desta EOS na forma original e de uma forma avançada especialmente desenvolvida.

O simulador possui uma ferramenta, *Flash/Separation*, que reproduz um experimento de liberação *Flash* como o de laboratório. A partir da condição de reservatório, o fluido é despressurizado até a condição determinada, neste caso a de superfície (pressão de 14,7 psia e temperatura de 21°C), utilizando a equações de estado escolhida. Os resultados do *Flash* são segundo a Tabela 6-15:

Tabela 6-15 – Resultados do Flash experimental e usando o simulador (pressão de 14,7 psia e temperatura de 21°C)

Componente	Experimental		PIPESIM (Soave-Redlich-Kwong)	
	Condensado Estabilizado	Gás do Flash	Condensado Estabilizado	Gás do Flash
CO_2	0,00	0,42	0,0064	0,4158
N_2	0,00	0,78	0,0008	0,7819
C_1	0,00	92,03	0,4000	92,1460
C_2	0,00	4,01	0,1003	4,0104
C_3	0,18	1,44	0,1248	1,4403
iC_4	0,09	0,31	0,0627	0,3037
nC_4	0,23	0,41	0,1250	0,4145
iC_5	0,31	0,15	0,1421	0,1603
nC_5	0,41	0,13	0,1663	0,1396
C_6	1,98	0,15	0,9732	0,1675
C_{7+}	96,80	0,17	97,8984	0,0200

A partir do *Flash* do simulador foi possível encontrar também a Razão Gás-Óleo (RGO) e algumas propriedades de cada uma das duas fases nas condições de superfície:

Tabela 6-16 – Propriedades do Gás Liberado na simulação do Flash

Propriedades do Gás Liberado	
Massa Molecular	17,8366
Densidade	0,6157
Fator de Compressibilidade	0,9977

Tabela 6-17 – Propriedades do Condensado Estabilizado após simulação do Flash

Propriedades do Condensado	
Massa Molecular	160,8970
Massa Específica (kg/m ³)	802,7269
Grau API	44,60

A RGO estimada foi de 7489,52 sm³/m³. Segundo o critério de Craft & Hawkins (1959) descrito no Capítulo 1, o reservatório estudado pode ser classificado com um reservatório de gás condensado.

Além de hidrocarbonetos, os poros de uma rocha-reservatório contêm água, sendo que esta será invariavelmente produzida em algum momento da vida do poço. A saturação de água no gás é dependente das coordenadas de pressão e temperatura em que o fluido se encontra. A concentração de água no gás pode ser determinada utilizando gráficos como o de Dodson e Standing (1944) ou através da ferramenta *Flash/Separation* do PIPESIM, como foi feito neste projeto. Determinando a pressão e a temperatura do reservatório, encontra-se a saturação de água no gás nessas condições e a nova composição do fluido. Para as condições iniciais do reservatório, pressão de 403 bara e temperatura de 95,6 °C, a nova composição do fluido agora incluindo a água é dada pela Tabela 6-18:

Tabela 6-18 – Composição do fluido no Início da Produção

Composto	Fração Molar
Dióxido de Carbono	0,4071
Nitrogênio	0,7663
Metano	90,32
Etano	3,9322
Propano	1,4136
Isobutano	0,2987
n - Butano	0,4082
Isopentano	0,1593
n - Pentano	0,1394
Hexano	0,1792
Heptano +	1,5331
Água	0,4429
Total	100,00

O envelope de fases para esta composição inicial de fluido foi gerado utilizando o PIPESIM e é da forma:

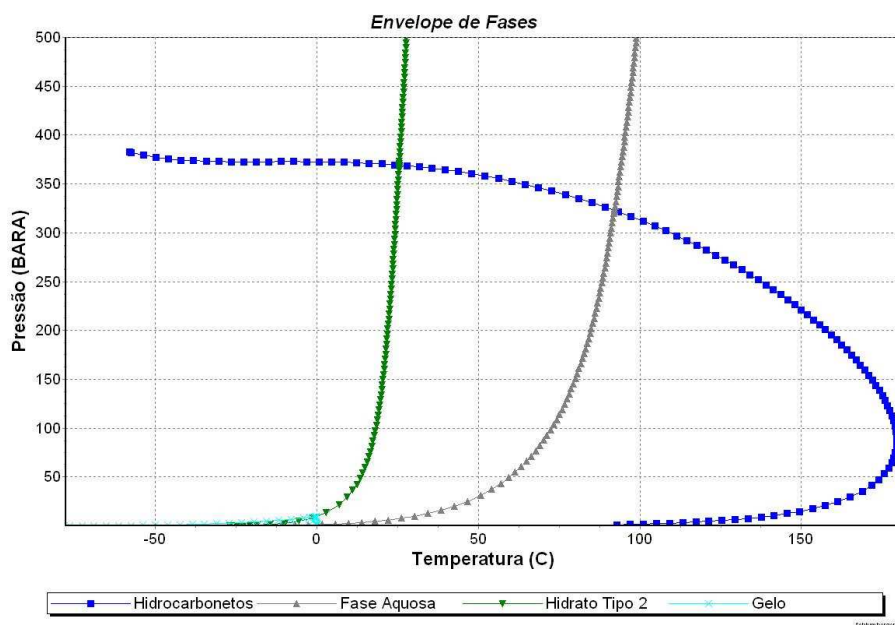


Figura 6-6 – Envelope de Fases e Curva de Hidrato

Note que neste gráfico, além do envelope de fases, também estão representadas a curva de formação de hidrato, tipo II que é estrutura de hidrato que se estabilizaria nas condições do fluido, a curva de formação de gelo e a de vaporização

da água. Através do conhecimento desta curva de formação de hidrato bem como da curva do sistema que serão feitas as análises de garantia de escoamento.

Durante a vida produtiva do campo, a pressão do reservatório decresce como visto na Tabela 3-1 enquanto que a temperatura pode ser considerada constante. Portanto, para cada período de tempo com novo valor de pressão, deve-se calcular uma nova saturação de água no gás e posteriormente uma nova composição do fluido do reservatório. Os valores da composição nos anos posteriores de produção podem ser encontrados no Apêndice A.

6.3. Simulações Hidráulicas

Como visto nos capítulos anteriores, o perfil de pressão é um dos elementos mais importantes de um projeto de elevação e escoamento. Através dele, pode-se entender como o fluido está se deslocando do reservatório até o poço, dentro do poço e da árvore de natal até a unidade de produção ao longo das *flowlines* e do *riser*.

Para o caso do campo UFRJ, foram realizadas simulações hidráulicas utilizando o PIPESIM e um programa desenvolvido em FORTRAN.

Devido à complexibilidade da análise multifásica, no desenvolvimento do programa foram utilizadas somente as formulações referentes ao escoamento monofásico gás. Com o programa, espera-se avaliar os impactos desta simplificação e comparar seus resultados com os provenientes de um software comercial.

6.3.1. Simulação Multifásica (PIPESIM)

Para uma vazão de projeto de 2.000.000,00 sm^3/d de gás e para as condições de temperatura e pressão do reservatório durante o primeiro ano de produção, foi realizada conforme os dados de projeto descritos nas seções anteriores uma simulação multifásica no PIPESIM.

Foi utilizada uma correlação multifásica comercial desenvolvida para o pacote OLGA de simulação, mas disponível no PIPESIM. Neste caso há a produção de água, gás e condensado, mas são modeladas apenas duas fases: uma líquida e uma gasosa.

Após entrar com os dados do fluido como descrito no capítulo anterior, configura-se o poço. Deve-se selecionar o tipo de completação, neste caso vertical, as condições e o modelo de performance do reservatório. Como visto no Capítulo 3, será

usado o modelo *Back Pressure* com os valores de C de $1,349 \times 10^{-4} \text{ Ms m}^3/\text{d}/\text{bara}^{2n}$ e n de 0,922199.

Figura 6-7 – Configuração da Performance do Reservatório no PIPESIM

A coluna de produção do poço é detalhada em seguida, conforme seus dados de projeto e como ilustra a Figura 6-8:

	Bottom MD	ID	Wall Thickness	Roughness	Casing ID	Flow Type	Label
1	1608	125.73	12.7	0.04572		Tubing	pipe#1_Tub
2	3903	125.73	12.7	0.04572		Tubing	pipe#2_Tub
3			12.7	0.0254		Tubing	
4			12.7	0.0254		Tubing	
5			12.7	0.0254		Tubing	
6			12.7	0.0254		Tubing	
7			12.7	0.0254		Tubing	
8			12.7	0.0254		Tubing	
9			12.7	0.0254		Tubing	
10			12.7	0.0254		Tubing	
11			12.7	0.0254		Tubing	
12			12.7	0.0254		Tubing	

Figura 6-8 – Configuração da Coluna de Produção no PIPESIM

Nesta etapa de dimensionamento do poço também é incluída a trajetória do poço, o perfil de temperatura ambiente e se for o caso a presença de algum equipamento se subsuperfície como bombas centrífugas ou válvulas de gás *lift*.

Posteriormente são modeladas as linhas de produção do campo, formadas pelo *jumper*, pela primeira *flowline* sem o isolamento térmico, pela segunda *flowline* e pelo *riser*. A modelagem destes elementos é simples, necessitando principalmente dos valores de diâmetro interno, espessura e rugosidade da parede, comprimento e temperatura externa. Os valores utilizados desses parâmetros podem ser vistos nas figuras 6-9, 6-10, 6-11 e 6-12 ou encontram-se detalhados na seção 6.1.

Flowline - Jumper

Properties | Heat Transfer | General

Preferred Pipe Description: Simple View [Schematic]

Rate of Undulations: 0 / 1000

Horizontal Distance: 249.987 m

Elevation Difference: 2.551724 m

Inner Diameter: 168.275 mm

Wall Thickness: 25.4 mm

Roughness: 0.6731 mm

Ambient Temperature: 4 C

NOTE: Set a negative elevation difference to model a pipe going DOWN with the flow direction

OK Cancel Help

Figura 6-9 – Dimensionamento do Jumper no PIPESIM

Flowline - Flowline_Sem Isolamento

Properties | Heat Transfer | General

Preferred Pipe Description: Simple View [Schematic]

Rate of Undulations: 0 / 1000

Horizontal Distance: 19398.99 m

Elevation Difference: 198.0138 m

Inner Diameter: 177.8 mm

Wall Thickness: 20.6248 mm

Roughness: 0.04572 mm

Ambient Temperature: 4 C

NOTE: Set a negative elevation difference to model a pipe going DOWN with the flow direction

OK Cancel Help

Figura 6-10 – Dimensionamento da Primeira *Flowline* no PIPESIM

Flowline - Flowline 2

Properties | Heat Transfer | General

Preferred Pipe Description: Simple View [Schematic]

Rate of Undulations: 0 / 1000

Horizontal Distance: 2099.891 m

Elevation Difference: 21.43448 m

Inner Diameter: 168.275 mm

Wall Thickness: 25.4 mm

Roughness: 0.6731 mm

Ambient Temperature: 4 C

NOTE: Set a negative elevation difference to model a pipe going DOWN with the flow direction

[OK] [Cancel] [Help]

Figura 6-11 – Dimensionamento da Segunda *Flowline* no PIPESIM

Riser - Riser

Properties | Heat Transfer | General

Preferred Pipe Description: Detailed View [Schematic]

Inner Diameter: 168.275 mm

Wall Thickness: 25.4 mm

Roughness: 0.6731 mm

Total Length: 2201.7299 m

[Refresh]

	Distance	Elevation	Ambient Temperature	U Value	Measured Pressure	M
	m	m	C	W/m ² /K	psia	Tei
1	0	0	4	3		
2	742.07	27.72	4	3		
3	812.98	83.16	4	3		
4	858.9	138.6	4	3		
5	909.49	221.76	4	3		
6	948.39	304.92	4	3		
7	980.26	388.08	4	3		
8	1007.4	471.24	8.7	3		
9	1031	554.4	8.7	3		
10	1051.9	637.56	8.7	3		
11	1070.7	720.72	10.5	3		
12	1087.9	803.88	10.5	3		
13	1103.6	887.04	10.5	3		
14	1122.6	997.92	12.9	3		
15	1135.8	1081.1	12.9	3		
16	1148.1	1164.2	19.2	3		

The FIRST node in the list is closest to: 'Fundo do Poço'

[OK] [Cancel] [Help]

Figura 6-12 – Dimensionamento do Riser no PIPESIM

Cabe ressaltar que a configuração do riser é mais complexa, visto que é necessário especificar o perfil catenária em que o riser encontra-se instalado.

Após estes passos, o sistema de produção estará definido e será esquematicamente definido segundo a Figura 6-13:

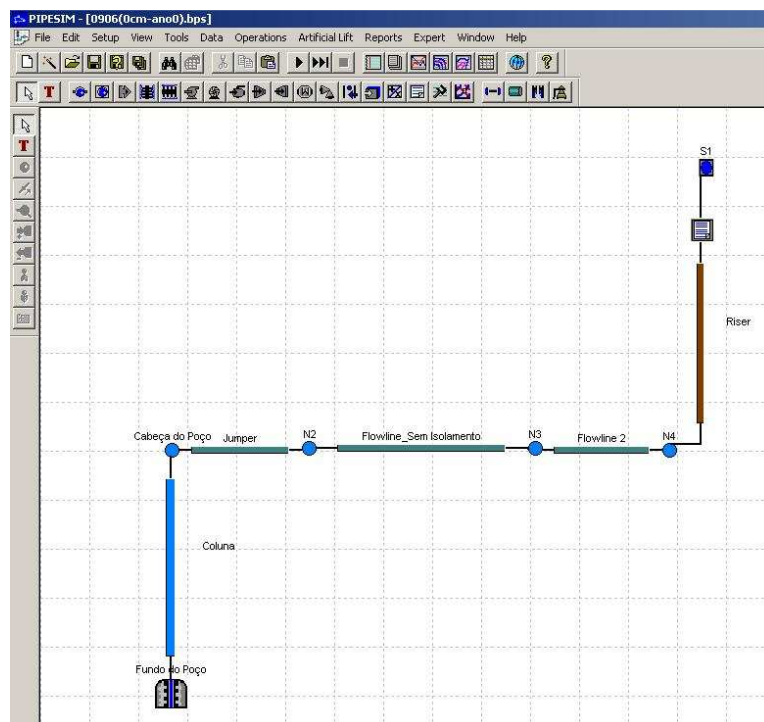


Figura 6-13 – Representação Esquemática do Sistema no PIPESIM

Segue-se, portanto uma análise do sistema utilizando como parâmetro de cálculo iterativo a vazão de projeto do primeiro ano. Os perfis térmico e hidráulico do poço UFRJ-1 encontrados são dados pelos gráficos das Figuras 6-14 e 6-15.

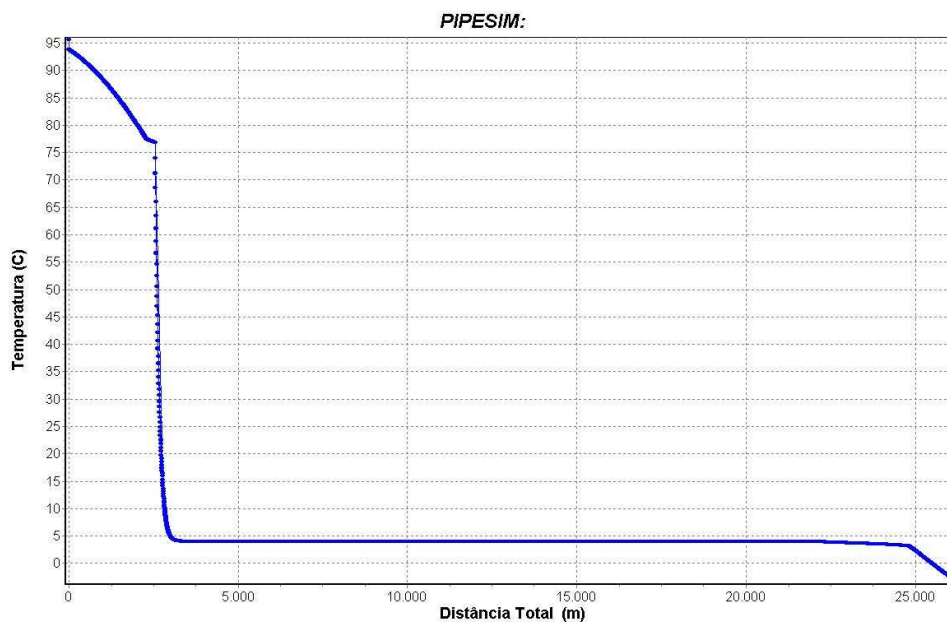


Figura 6-14 – Perfil de Temperatura do Fluido de Produção ao Longo da Distância Total

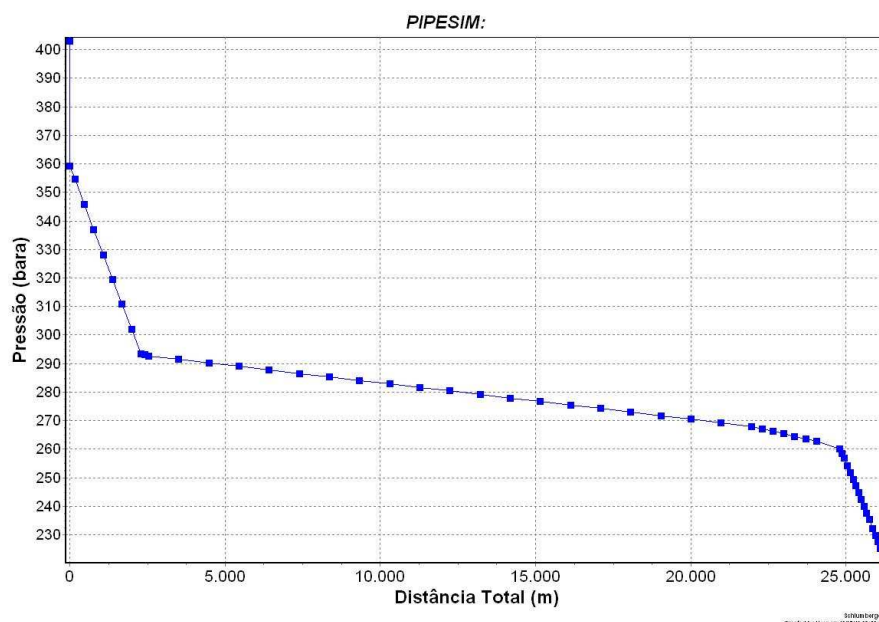


Figura 6-15 – Perfil de Pressão ao Longo da Distância Total

O arquivo completo de saída do PIPESIM para esta simulação pode ser encontrado no Apêndice B.

6.3.2. Simulação Monofásica (FORTRAN)

Foi desenvolvido pela autora do presente trabalho um algoritmo em FORTRAN para este estudo de caso. A linguagem FORTRAN foi escolhida devido à sua eficiência e rapidez de execução principalmente em processos iterativos como os utilizados. O algoritmo completo pode ser encontrado no apêndice C, no entanto, segue abaixo uma descrição resumida do procedimento realizado.

As primeiras linhas do programa são utilizadas para definir os principais dados de entrada como comprimento das linhas, diâmetro da coluna e linhas e etc, retirados dos dados de projeto. As propriedades do fluido foram calculadas segundo as seções 2.1 e 2.2 e seguem a Tabela 6-19 e as equações (6.1), (6.2), (6.3), (6.4) e (6.5).

Tabela 6-19 – Composição e Cálculo das Propriedades do Fluido

Composto	y_i	MW_i	$y_i MW_i$	$T_{ci} (R)$	$y_i T_{ci}$	$P_{ci} (psi)$	$y_i P_{ci}$
CO_2	0.0041	44.01	0.18	547.43	2.24	1069.99	4.39
N_2	0.0077	28.02	0.22	227.15	1.75	492.52	3.79
C_1	0.9072	16.04	14.55	343.02	311.18	667.06	605.15
C_2	0.0395	30.07	1.19	549.59	21.71	706.59	27.91
C_3	0.0142	44.1	0.63	665.73	9.45	616.07	8.75
iC_4	0.003	58.12	0.17	734.13	2.20	527.94	1.58
nC_4	0.0041	58.12	0.24	765.29	3.14	550.56	2.26
iC_5	0.0016	72.15	0.12	828.81	1.33	489.79	0.78
nC_5	0.0014	72.15	0.10	845.46	1.18	488.27	0.68
C_6	0.0018	86.18	0.16	914.08	1.65	437.74	0.79
C_{7+}	0.0154	163	2.51	1198.18	18.45	320.66	4.94
Total	1.00	$MW_a =$	20.06	$T_{pc} =$	374.29	$P_{pc} =$	661.03

$$\gamma_g = \frac{MW_a}{28,97} = \frac{20,056}{28,97} = 0,6923 \quad (6.1)$$

Para a perda de carga entre o poço e o reservatório, como descrito na seção 3.2, foi utilizada o modelo empírico de *Back Pressure*. Através de testes de produção, para o caso estudado, os coeficientes C e n haviam sido estimados.

$$q = C(\bar{p}^2 - p_{wf}^2)^n \quad (6.2)$$

O cálculo das perdas de carga no poço, *flowlines* e *risers* segue a primeira lei da termodinâmica e foi dividido em três gradientes principais: o de elevação, o de fricção e o de aceleração.

$$\frac{dp}{dL} = \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{elevação}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{fricção}} + \left(\frac{dp}{dL} \right)_{\text{aceleração}} \quad (6.3)$$

O gradiente de aceleração foi desconsiderado devido à pequena influência na variação de velocidade ao longo dos perfis. Os demais foram utilizados segundo as equações (6.4) e (6.5):

$$(dp)_{\text{elev.}} = -\rho g \sin \theta dL \quad (6.4)$$

$$(dp)_{\text{fric.}} = -\frac{f \rho v^2}{2D} \quad (6.5)$$

A equação (6.4) utiliza a função seno, pois o ângulo θ em casos de linhas de produção é calculado em relação à horizontal. Já para o cálculo do gradiente no poço, foi utilizada a função cosseno, pois o ângulo é medido em relação à vertical.

O poço e as linhas foram divididas em dez comprimentos iguais a fim de refinar o cálculo, no caso da *flowline* 1 devido à sua extensão foi ainda necessário dividi-la em vinte trechos.

O procedimento usado para o cálculo das pressões a partir do fundo do poço foi iniciar as iterações a partir da última pressão conhecida, calculando as propriedades dependentes da pressão como fator de compressibilidade, viscosidade, densidade e velocidade do fluido usando este valor inicial. Com essas propriedades, pode-se calcular os gradientes e encontrar um valor para a pressão após o trecho. O algoritmo prossegue recalculando essas propriedades para a pressão média, valor dado pela média aritmética da pressão inicial e do valor encontrado. Agora com novas propriedades a pressão no final do trecho é recalculada e se a diferença entre os valores calculados for menor do que 1×10^{-8} , este novo valor de pressão é atribuído ao nó e o programa avança para o trecho seguinte, partindo agora dessa pressão como valor inicial. Caso os valores possuam uma diferença maior, é calculada a média entre eles e retorna-se aos passos anteriores até ocorrer a convergência.

Seguindo estes passos, foi possível calcular e imprimir as principais propriedades e os valores da pressão em cada nó do sistema de produção. Estes resultados são visualizados na saída do programa, um arquivo de extensão .dat, como na Figura 6-16.

output - Notepad						
File Edit Format View Help						
Distância (m)	Pressão (bar)	Densidade (g/cm3)	viscosidade (cP)	velocidade (m/s)	Número de Reynolds	
***** coluna *****						
0.000	402.999	0.0000	0.0000	0.000	0.000E+00	
0.000	359.258	0.0000	0.0000	0.000	0.000E+00	
229.499	352.549	0.2289	0.0284	6.894	0.698E+07	
458.999	345.881	0.2262	0.0281	6.976	0.707E+07	
688.498	339.256	0.2235	0.0277	7.061	0.716E+07	
917.997	332.673	0.2207	0.0274	7.149	0.725E+07	
1147.497	326.132	0.2179	0.0270	7.241	0.734E+07	
1376.996	319.635	0.2151	0.0267	7.338	0.744E+07	
1606.495	313.180	0.2122	0.0263	7.438	0.754E+07	
1835.994	306.768	0.2092	0.0260	7.543	0.764E+07	
2065.494	300.399	0.2062	0.0256	7.653	0.774E+07	
2294.993	294.073	0.2032	0.0253	7.768	0.784E+07	
***** Jumper *****						
2319.993	293.994	0.2215	0.0264	3.977	0.562E+07	
2344.993	293.914	0.2215	0.0264	3.977	0.562E+07	
2369.993	293.835	0.2215	0.0264	3.978	0.562E+07	
2394.993	293.755	0.2214	0.0264	3.979	0.562E+07	
2419.993	293.676	0.2214	0.0264	3.979	0.562E+07	
2444.993	293.596	0.2214	0.0264	3.980	0.563E+07	
2469.993	293.517	0.2213	0.0263	3.981	0.563E+07	
2494.993	293.437	0.2213	0.0263	3.982	0.563E+07	
2519.992	293.358	0.2212	0.0263	3.982	0.563E+07	
2544.992	293.278	0.2212	0.0263	3.983	0.563E+07	
***** Flowline 1 *****						
3514.989	292.156	0.3004	0.0354	2.627	0.396E+07	
4484.986	291.033	0.2999	0.0353	2.631	0.397E+07	
5454.984	289.910	0.2995	0.0352	2.635	0.398E+07	
6424.981	288.785	0.2991	0.0351	2.639	0.399E+07	
7394.978	287.660	0.2986	0.0350	2.643	0.400E+07	
8364.975	286.534	0.2982	0.0349	2.647	0.402E+07	
9334.972	285.408	0.2977	0.0349	2.651	0.403E+07	
10304.969	284.280	0.2972	0.0348	2.655	0.404E+07	
11274.966	283.152	0.2968	0.0347	2.659	0.405E+07	
12244.963	282.023	0.2963	0.0346	2.663	0.406E+07	
13214.960	280.893	0.2958	0.0345	2.667	0.407E+07	
14184.957	279.762	0.2954	0.0344	2.672	0.408E+07	
15154.954	278.630	0.2949	0.0343	2.676	0.409E+07	
16124.951	277.497	0.2944	0.0342	2.680	0.410E+07	
17094.948	276.364	0.2939	0.0341	2.685	0.411E+07	
18064.945	275.229	0.2934	0.0340	2.689	0.413E+07	
19034.942	274.094	0.2929	0.0339	2.694	0.414E+07	
20004.939	272.957	0.2924	0.0338	2.698	0.415E+07	
20974.936	271.820	0.2919	0.0337	2.703	0.416E+07	
21944.933	270.682	0.2914	0.0336	2.708	0.417E+07	
***** Flowline 2 *****						
22154.933	270.148	0.2911	0.0336	3.027	0.442E+07	
22364.932	269.614	0.2908	0.0335	3.029	0.442E+07	
22574.931	269.080	0.2906	0.0335	3.032	0.443E+07	
22784.931	268.545	0.2904	0.0334	3.034	0.444E+07	
22994.930	268.010	0.2901	0.0334	3.037	0.444E+07	
23204.929	267.475	0.2899	0.0333	3.039	0.445E+07	
23414.929	266.939	0.2896	0.0333	3.042	0.446E+07	
23624.928	266.403	0.2894	0.0332	3.045	0.446E+07	
23834.928	265.866	0.2891	0.0332	3.047	0.447E+07	
24044.927	265.330	0.2889	0.0331	3.050	0.447E+07	
***** Riser 1 *****						
24162.677	265.069	0.2962	0.0342	2.975	0.434E+07	
24280.426	264.808	0.2961	0.0341	2.976	0.434E+07	
24398.176	264.547	0.2959	0.0341	2.977	0.435E+07	
24515.925	264.286	0.2958	0.0341	2.978	0.435E+07	
24633.675	264.025	0.2957	0.0341	2.980	0.435E+07	
24751.425	263.764	0.2956	0.0340	2.981	0.436E+07	
24869.174	263.503	0.2954	0.0340	2.982	0.436E+07	
24986.924	263.241	0.2953	0.0340	2.983	0.436E+07	
25104.674	262.980	0.2952	0.0340	2.985	0.437E+07	
25222.423	262.718	0.2951	0.0339	2.986	0.437E+07	
***** Riser 2 *****						
25361.023	258.414	0.2939	0.0337	2.997	0.440E+07	
25499.622	254.136	0.2918	0.0333	3.019	0.445E+07	
25638.222	249.886	0.2896	0.0329	3.042	0.451E+07	
25776.822	245.663	0.2874	0.0325	3.065	0.457E+07	
25915.421	241.469	0.2851	0.0320	3.090	0.463E+07	
26054.021	237.305	0.2828	0.0316	3.116	0.469E+07	
26192.620	233.170	0.2804	0.0312	3.142	0.475E+07	
26331.220	229.066	0.2779	0.0307	3.170	0.482E+07	
26469.819	224.993	0.2754	0.0303	3.199	0.489E+07	
26608.419	220.952	0.2728	0.0299	3.230	0.496E+07	

Figura 6-16 – Saída de Resultados do Programa em FORTRAN

6.3.3. Análise dos Resultados

Os dois perfis, um gerado pela simulação multifásica no PIPESIM e o outro através do algoritmo de escoamento monofásico desenvolvido em FORTRAN, podem ser vistos no gráfico da Figura 6-17.

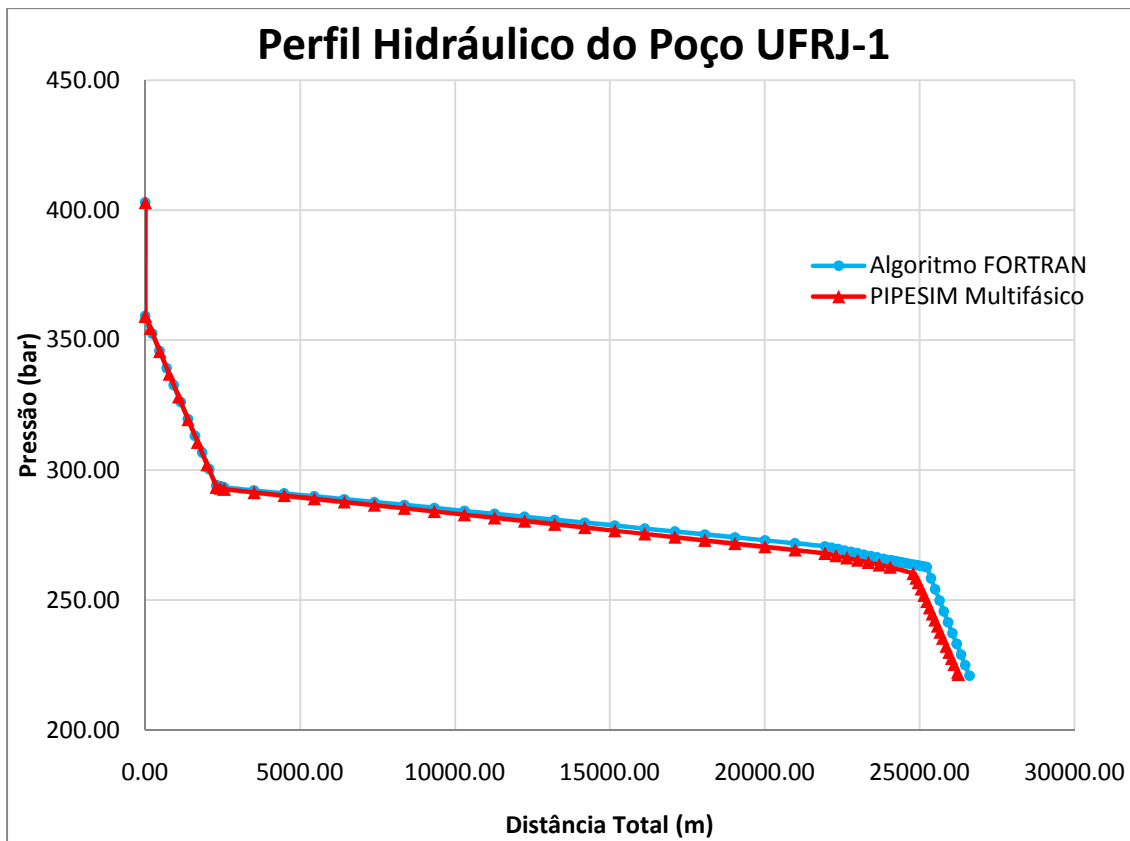


Figura 6-17 – Gráfico Comparativo entre os Métodos de Cálculo

A primeira perda de carga, referente ao trecho reservatório-poço, encontrada pelos dois métodos foi a mesma, com o valor de 43,74 bar. Os valores encontrados são equivalentes, pois ambos os métodos utilizam o modelo *Back Pressure* como os mesmos coeficientes C e n, não havendo diferença no tratamento do fluido como monofásico ou multifásico.

Para o trecho do poço, a perda de carga encontrada foi semelhante, com um erro relativo da ordem de 1%. Este erro pode ser atribuído à presença de água e de condensado que é modelada somente no PIPESIM. A água e o condensado são mais densos e mais viscosos que o gás, resultando numa maior perda de carga no cálculo realizado pelo simulador multifásico. No poço este erro entre os métodos é menor, pois a vazão de líquido ainda é pequena.

Nos trechos de *flowlines* e *riser*, a temperatura do fluido cai bastante aumentando a condensação do gás e aumentando, portanto, a vazão de líquido. Com mais líquido, os efeitos do seu escoamento serão mais impactantes, resultando em valores mais discrepantes entre os métodos monofásico e o multifásico.

Para o trecho cabeça de poço-PLET1 a perda de carga no cálculo monofásico foi estimada como 2,21% menor, no trecho entre os PLETs como 8,35% menor e no

trecho final entre o PLET2 e o FPSO como 6,71% menor. Note que no trecho final o erro relativo cai um pouco e há uma variação na distância total encontrada. Isto ocorre, devido a outra simplificação utilizada no algoritmo FORTRAN. Enquanto que o PIPESIM utiliza o perfil de catenária do *riser*, no FORTRAN foram considerados dois trechos retos para o *riser*, um horizontal e um vertical.

Com os resultados deste estudo, foi possível perceber que existe um impacto devido à simplificação do escoamento multifásico para o monofásico, porém sua magnitude, para este caso, foi pequena. Isto significa que para propósitos iniciais de projeto e para análises qualitativas de produção o modelo desenvolvido em FORTRAN pode ser utilizado.

6.4. Simulações de Garantia de Escoamento

Utilizando o PIPESIM, será possível realizar um estudo de garantia de escoamento para o Campo UFRJ para todo seu período de operação.

Serão feitas simulações para as três configurações diferentes da *flowline* número 1. A primeira delas é sem nenhum tipo de isolamento, a segunda com a *flowline* revestida com 5 cm de polipropileno e a terceira para uma configuração do tipo PIP, todas segundo os parâmetros descritos na seção 6.2. Cada opção será simulada para os cinco períodos de produção estipulados, totalizando 15 simulações.

O PIPESIM gera a curva de pressão e temperatura do sistema, ou seja, o par pressão e temperatura de cada ponto calculado do reservatório até a plataforma. Analisando esta curva de produção sistema, deve-se garantir que esta esteja totalmente à direita da curva de hidrato, ou seja, para prevenir a formação de hidratos, nenhum ponto do sistema deve estar em condições de pressão e temperatura que permitam a cristalização do hidrato. Esta análise pode ser visual, gerando as duas curvas no mesmo gráfico ou quantitativa através da saída do programa. O PIPESIM possui no seu arquivo de saída uma opção de cálculo chamada *Hydrate Sub-Cooling*. Ao habilitá-la a temperatura de formação de hidrato passa a ser calculada e reportada indiretamente na forma da variável *Hydrate Sub-Cooling Temperature* que é a diferença entre o valor da temperatura de formação de hidrato e o valor da temperatura do fluido para cada nó do sistema. Para facilitar a visualização da saída do programa, quando o valor desta variável for negativo, ou seja, quando a temperatura do fluido for maior do que a de formação de hidratos, não será indicado nenhum valor por não haver formação de hidratos. Já quando a temperatura do fluido for menor, a variável será positiva e seu valor será reportado, indicando a formação de

hidratos. Dessa forma, podemos verificar facilmente a partir de que ponto ou nó ocorrerá este fenômeno e assim tomar medidas preventivas.

Se confirmada a formação de hidrato para determinada configuração, deve-se alterar o parâmetro otimizado até que este consiga ser eficiente. Por exemplo, se há formação de hidrato, pode-se aumentar gradativamente a espessura do isolamento até um espessura ótima que iniba completamente o problema.

No caso das simulações deste trabalho, será testada cada uma das configurações e se esta não for suficiente será utilizada a injeção de inibidor termodinâmico. Inibidores termodinâmicos não afetam a nucleação dos cristais de hidrato e seu crescimento até o bloqueio da linha, apenas mudam as condições de pressão e temperatura que este processo se inicia. Com esses inibidores, a temperatura de formação de hidratos será menor ou a pressão de formação de hidratos será maior, podendo com isso, deixar uma determinada condição de operação livre da zona de estabilidade dos hidratos.

Após a criação do modelo no PIPESIM segundo as seções anteriores, para a configuração de flowline sem isolamento térmico foi gerada a curva do sistema e a curva de hidrato para o primeiro ano de produção, como mostra a figura 6-18.

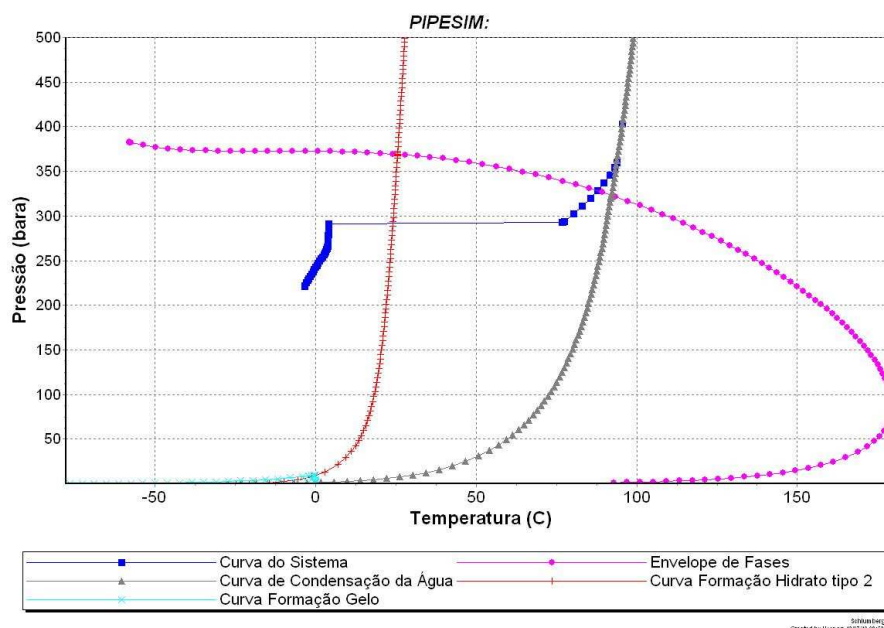


Figura 6-18 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Primeiro Ano de Produção

A curva de sistema representa as coordenadas de pressão e temperatura que o fluido passa desde a condição de reservatório até a de superfície. Note que esta curva atravessa a curva de hidratos indicando que ocorre a cristalização. A saída do

sistema, representada pela Figura 6-19, mostra que a partir do nó número 14 passa a ser reportada a variável *Hydrate Sub-Cooling Temperature*, indicando que dada a pressão neste ponto, a temperatura do sistema é menor do que a temperatura de formação de hidrato e que, portanto, este será formado.

	Dist.	Elev.	Superficial	Mass Flow Rates	Viscosities	Reynolds	No-Slip	Slip	Liquid	Enthalpy	Erosion	Corrosion	Hydrate	Liquid				
	(km)	(meter)	Vel. Liq.	(m/s) Gas	(kg/s) Liq.	(cP) Gas	Number	Liquid Holdup Frn.	Liquid Holdup Frn.	Liquid Watercut (%)	(kJ/kg)	Velocity Ratio	Rate (mm/year)	Rate	Sub-cool (C)	Loading Ratio	Flash / Interpolation	Table Diagnostics
TUBING																		
Flowtype 1s Tubing ID= 125.73 mm Roughness= .04572 mm																		
1	0.0000	-3903.1	.04334	7.0671	.33499	19.615	.211729	.028581	6713211	.006074	.009012	1.5650	-28.522	.87621	n/a	n/a	.05289	7538
2	0.0000	-3742.1	.04823	7.1119	.37311	19.577	.212784	.028360	6733104	.00674	.009079	1.5650	-30.155	.87927	n/a	n/a	.05298	7538
3	0.0000	-3437.1	.05834	7.1922	.45208	19.498	.214957	.027945	6764412	.00805	.01117	1.5815	-33.914	.88480	n/a	n/a	.05318	7538
4	0.0000	-3132.1	.06971	7.2667	.54109	19.409	.217275	.027533	6787069	.00950	.01269	1.5910	-38.541	.89003	n/a	n/a	.05339	7538
5	0.0000	-2827.1	.08250	7.3352	.64138	19.308	.219656	.027121	6800693	.01112	.01438	1.5870	-44.013	.89495	n/a	n/a	.05355	7538
6	0.0000	-2522.1	.09685	7.3977	.75416	19.196	.222038	.026704	6804987	.01292	.01624	1.5675	-50.312	.89956	n/a	n/a	.05365	7538
7	0.0000	-2218.1	.11292	7.4538	.88059	19.069	.224373	.026280	6799741	.01492	.01831	1.5326	-57.414	.90389	n/a	n/a	.05369	7538
8	0.0000	-1913.1	.13010	7.4979	1.0172	18.933	.226779	.025877	6799306	.01706	.02052	1.5499	-65.302	.90754	n/a	n/a	.05442	7575
9	0.0000	-1608.1	.14866	7.5320	1.1660	18.784	.229188	.025476	6720512	.01936	.02289	1.5898	-73.959	.91067	n/a	n/a	.05542	7575
Flowline Jumper																		
Flowtype 1s Tubing ID= 168.28 mm Roughness= .6731 mm																		
10	0.0000	0.0000	.08301	4.2049	1.1662	18.784	.235192	.025475	4916878	.01936	.02729	1.5896	-73.959	.50840	n/a	n/a	7575	
11	.12499	1.2759	.08370	4.2027	1.1764	18.773	.235777	.025464	4909305	.01953	.02751	1.6024	-74.920	.50831	n/a	n/a	7575	
12	.24999	2.5517	.08440	4.2005	1.1866	18.763	.236353	.025453	4901761	.01970	.02773	1.6149	-75.877	.50822	n/a	n/a	7575	
Flowline Sem Isolamento																		
Flowtype 1s Tubing ID= 177.8 mm Roughness= .04572 mm																		
13	0.0000	0.0000	.07571	3.7608	1.1884	18.761	.236549	.025458	4653695	.01973	.02698	1.6217	-75.877	.45513	n/a	n/a	7575	
14	.96995	9.9007	.29454	2.4697	3.3975	16.552	.184661	.032703	2759468	.10655	.13104	1.0563	-316.26	.38633	n/a	n/a	20.073	7675
15	1.9399	19.801	.27911	2.4899	3.2741	16.676	.193817	.032669	2746785	.10080	.12558	1.1148	-316.20	.38666	n/a	n/a	20.049	7675
16	2.9098	29.702	.26360	2.5102	3.1500	16.800	.204095	.032636	2732745	.09503	.12012	1.1803	-316.14	.38700	n/a	n/a	20.025	7675
17	3.8798	39.603	.24802	2.5306	3.0254	16.924	.215715	.032603	2717106	.08926	.11466	1.2545	-316.08	.38733	n/a	n/a	20.000	7675
18	4.8497	49.503	.23237	2.5510	2.9002	17.050	.226955	.032570	2699563	.08348	.10920	1.3389	-316.01	.38767	n/a	n/a	19.976	7675
19	5.8197	59.404	.21665	2.5716	2.7745	17.175	.244182	.032538	2679734	.07770	.10375	1.4361	-315.95	.38800	n/a	n/a	19.951	7675
20	6.7896	69.305	.20093	2.5923	2.6482	17.302	.261877	.032507	2657130	.07191	.09829	1.5490	-315.89	.38834	n/a	n/a	19.926	7675
21	7.7596	79.206	.18500	2.6130	2.5213	17.429	.282695	.032475	2631116	.06612	.09285	1.6818	-315.83	.38868	n/a	n/a	19.901	7675
22	8.7295	89.106	.16906	2.6338	2.3938	17.556	.307542	.032444	2600853	.06032	.08741	1.8404	-315.77	.38902	n/a	n/a	19.876	7675
23	9.6995	99.007	.15303	2.6548	2.2617	17.684	.337716	.032413	2565215	.05451	.08197	2.0329	-315.71	.38936	n/a	n/a	19.851	7675
24	10.669	108.91	.13697	2.6758	2.1370	17.813	.375136	.032383	2522631	.04869	.07653	2.2716	-315.65	.38971	n/a	n/a	19.826	7675
25	11.639	118.81	.12295	2.6952	2.0255	17.924	.416109	.032342	2478079	.04363	.07180	2.5306	-315.57	.39008	n/a	n/a	19.809	7675
26	12.609	128.71	.10942	2.7035	2.0345	17.915	.417423	.032316	2478757	.04366	.07187	2.5209	-315.54	.39068	n/a	n/a	19.789	7675
27	13.579	138.61	.12390	2.7119	2.0435	17.906	.418714	.032288	2479560	.04369	.07193	2.5113	-314.89	.39130	n/a	n/a	19.763	7675
28	14.549	148.51	.12437	2.7204	2.0525	17.897	.420007	.031960	2480392	.04372	.07199	2.5016	-314.53	.39192	n/a	n/a	19.737	7675
29	15.519	158.41	.12485	2.7290	2.0617	17.888	.421300	.031832	2481235	.04375	.07205	2.4920	-314.18	.39254	n/a	n/a	19.712	7675
30	16.489	168.31	.12534	2.7377	2.0709	17.879	.422593	.031703	2482087	.04378	.07211	2.4823	-313.82	.39317	n/a	n/a	19.686	7675
31	17.459	178.21	.12583	2.7464	2.0802	17.870	.423888	.031574	2482949	.04381	.07217	2.4726	-313.46	.39380	n/a	n/a	19.659	7675
32	18.429	188.11	.12632	2.7552	2.0896	17.860	.425184	.031445	2483821	.04384	.07222	2.4629	-313.11	.39444	n/a	n/a	19.633	7675
33	19.399	198.01	.12682	2.7641	2.0991	17.851	.426480	.031316	2484703	.04387	.07228	2.4532	-312.75	.39508	n/a	n/a	19.607	7675
Flowline																		
Flowtype 1s Tubing ID= 168.28 mm Roughness= .6731 mm																		
34	0.0000	0.0000	.14158	3.0858	2.0991	17.851	.426482	.031316	2700997	.04387	.06693	2.4532	-312.75	.44107	n/a	n/a	19.607	7675
35	.34998	3.5724	.14197	3.0914	2.1058	17.844	.427739	.031241	2699417	.04391	.06701	2.4467	-312.78	.44148	n/a	n/a	19.674	7675
36	.69996	7.1448	.14236	3.0971	2.1126	17.837	.428993	.031165	2697962	.04395	.06709	2.4403	-312.81	.44189	n/a	n/a	19.740	7675
37	1.0499	10.717	.14276	3.1028	2.1194	17.830	.430244	.031089	2696534	.04399	.06716	2.4338	-312.84	.44231	n/a	n/a	19.805	7675
38	1.3999	14.290	.14316	3.1085	2.1263	17.824	.431492	.031013	2694833	.04403	.06724	2.4272	-312.86	.44272	n/a	n/a	19.870	7675
39	1.7499	17.862	.14356	3.1143	2.1332	17.817	.432736	.030936	2693157	.04407	.06731	2.4207	-312.88	.44314	n/a	n/a	19.935	7675
40	2.0999	21.434	.14396	3.1201	2.1401	17.810	.433976	.030859	2691508	.04411	.06739	2.4141	-312.90	.44357	n/a	n/a	19.995	7675
Riser Base																		
Flowtype 1s Tubing ID= 168.28 mm Roughness= .6731 mm																		
41	0.0000	0.0000	.14396	3.1201	2.1401	17.810	.433978	.030859	2679636	.04411	.06822	2.4141	-312.90	.44357	n/a	n/a	19.995	7675
42	.74207	27.720	.14508	3.1333	2.1595	17.790	.437589	.030656	2674059	.04423	.06846	2.3963	-313.13	.44468	n/a	n/a	20.218	7675
43	.81298	31.160	.14580	3.1443	2.1735	17.776	.440584	.030531	2727351	.04434	.06869	2.3840	-313.66	.44534	n/a	n/a	20.488	7675
44	.85890	33.860	.14668	3.1529	2.1872	17.763	.443504	.030410	2712503	.04445	.06896	2.3720	-314.20	.44598	n/a	n/a	20.754	7675
Topside																		
45	.85890	33.860	.14668	3.1530	2.1873	17.762	.443517	.030409	2766650	.04445	.06200	2.3720	-314.20	.44598	n/a	n/a	20.755	7675
46	.90494	221.76	.14787	3.1658	2.2079	17.742	.447814	.030229	2758136	.04462	.06223	2.3543	-314.99	.44692	n/a	n/a	21.148	7675
47	.94839	304.92	.14903	3.1780	2.2281	17.722	.451959	.030055	2879414	.04479	.05498	2.3372	-315.79	.44783	n/a	n/a	21.533	7675
48	.99026	388.08	.15021	3.1902	2.2485	17.701	.456057	.029881	2870591	.04497	.05526	2.3201	-316.58	.44873	n/a	n/a	21.915	7675
49	1.03210	471.24	.15140	3.2025	2.2691	17.681	.460110	.029706	2862431	.04514	.05551	2.3030	-317.37	.44963	n/a	n/a	22.293	7675
50	1.07400	554.40	.15261	3.2151	2.2900	17.660	.464072	.029527	2854973	.04532	.05575	2.2859	-318.12	.45055	n/a	n/a	22.655	7675
51	1.0519	637.56	.15384	3.2276	2.3111	17.639	.467981	.029347	2847765	.04549	.05597	2.2689	-318.86	.45147	n/a	n/a	23.014	7675
52	1.0707	720.72	.15508	3.2402	2.3325	17.617	.471869	.029167	2840741	.04567	.05620	2.2518	-319.60	.45240	n/a	n/a	23.370	7675
53	1.0879	803.88	.15634	3.2530	2.3541	17.596	.475688	.028984	2833992	.04586	.05642	2.2348	-320.31	.45333	n/a	n/a	23.719	7675
54	1.1036	887.04	.15764	3.2655	2.4363	17.513	.454782	.028781	2836958	.04608	.05946	2.0976	-321.03	.45425	n/a	n/a	24.062	7675
55	1.1236	997.92	.15869	3.2220	2.8023	17.148	.359475	.028426	2871023	.05356	.07536	1.5988	-321.98	.45541	n/a	n/a	24.506	7675
56	1.1358	1081.1	.15265	3.2013	3.0429	16.907	.319204	.028165	2885667	.07315	.08555	1.3842	-322.66	.45629	n/a	n/a	24.829	7675
57	1.1481	1164.2	.15280	3.1844	3.2581	16.692	.292149	.027911	2894779	.08156	.09447	1.2989	-323.35	.45716	n/a	n/a	25.148	7675
58	1.1596	1247.4	.13079	3.1730	3.4398	16.510	.274398	.027664	2890883	.08846	.10127	1.1362	-323.97	.45807	n/a	n/a	25.448	7675
59	1.1715	1331.5	.13119	3.1634	3.6376	16.349	.259147	.027444	2901908	.09477	.10487	1.0908	-324.60	.45897	n/a	n/a	25.745	7675
60	1.1775	1386.0	.14511	3.1624	3.6876	16.262	.256158	.027270	2901999	.09747								

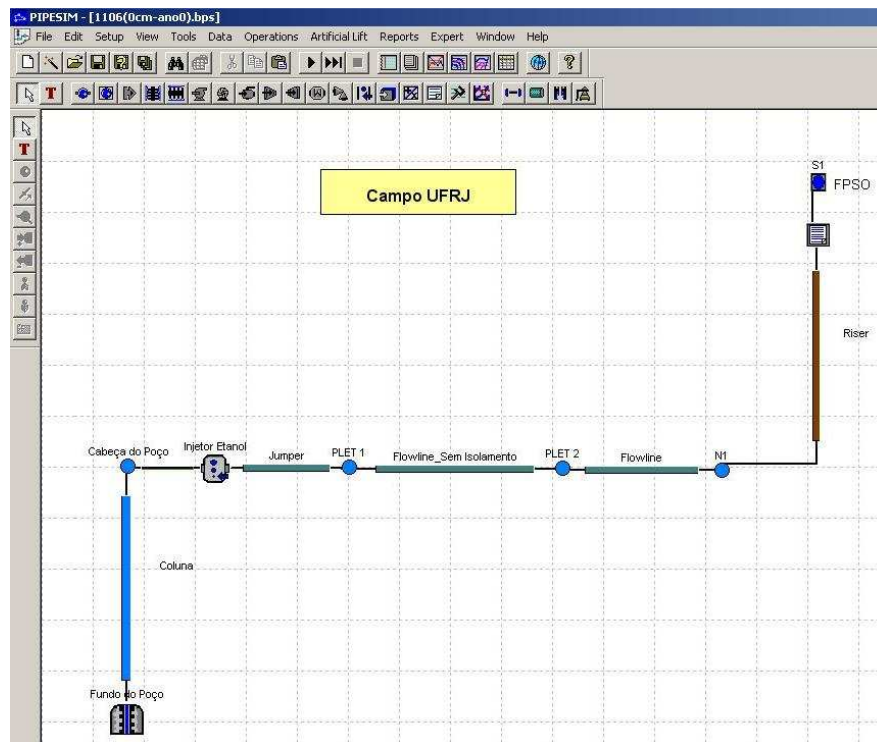


Figura 6-20 – Configuração Esquemática do Sistema de Produção Usando o PIPESIM

Este equipamento injetor será responsável por adicionar ao fluido proveniente do reservatório uma corrente formada por 100% de etanol. A vazão de entrada desta corrente será a o parâmetro a ser otimizado, de tal forma que seja suficiente para deslocar a curva de hidrato e deixar a curva do sistema totalmente à sua direita. Para efeitos de projeto, foi utilizada uma variação de vazão de $0,5 \text{ m}^3/d$. O valor da menor vazão que previne a formação de hidratos durante o primeiro ano de produção para a *flowline* 1 sem isolamento foi estimado em $14 \text{ m}^3/d$.

Com esta vazão de inibidor injetada, a curva do sistema encontra-se totalmente fora da região de formação de hidratos como pode ser visto pela figura 6-21:

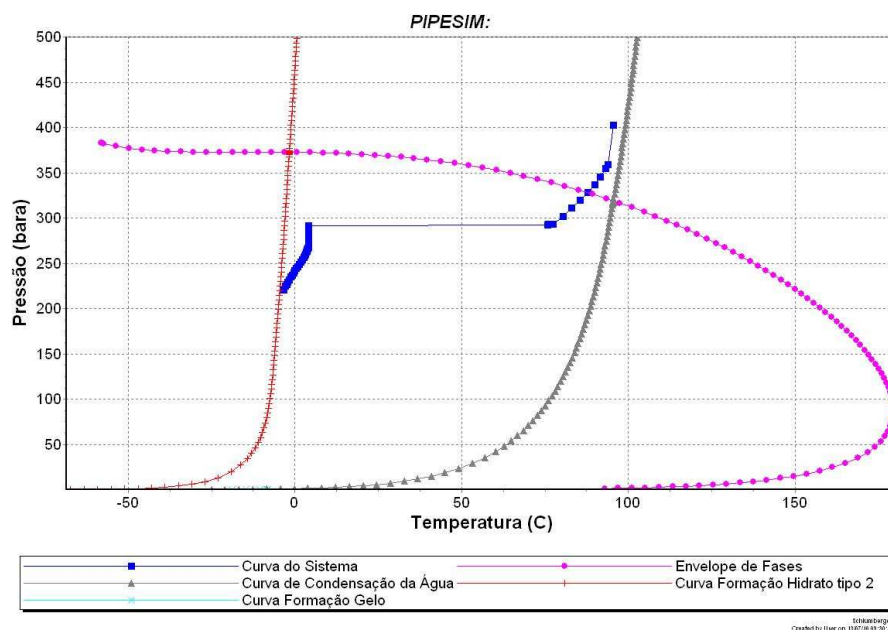


Figura 6-21 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Primeiro Ano de Produção com Injeção de Etanol

Cabe ressaltar que comparando-se este novo gráfico ao da figura 6-18, verifica-se que a curva do sistema não foi alterada pela injeção de etanol, o que era esperado visto que este inibidor não afeta significativamente os parâmetros hidráulicos de escoamento do fluido proveniente do reservatório. A curva de formação de hidratos do tipo II, no entanto, variou bastante, deslocando-se para a direita do gráfico.

Este procedimento foi realizado para todas as outras fases da vida produtiva do poço, encontrando-se os seguintes valores de vazão requerida de etanol:

Tabela 6-20 – Resultados Ótimos Configuração 1

Simulação Número	Configuração <i>Flowline</i> 1	Anos de Produção	Vazão de Gás Produzida (MMsm ³ /d)	Pressão FPSO (bara)	Vazão de Etanol Requerida (m ³ /d)
1	Sem Isolamento	0	2,00	220	14,00
2	Sem Isolamento	1	2,00	185	14,00
3	Sem Isolamento	2	2,00	150	16,50
4	Sem Isolamento	5	1,94	20	25,50
5	Sem Isolamento	9	1,07	20	8,50

Como visto nos capítulos anteriores e no Apêndice A, à medida que o reservatório é depletado, mais água é produzida e, portanto, necessita-se de mais etanol para inibir a formação do hidrato. Para o sexto, sétimo, oitavo e nono anos de produção, por exemplo, a vazão de injeção de etanol é máxima, valendo 25,50 m³/d.

No décimo ano, no entanto, devido à queda de pressão, a vazão de produção de gás cai bastante, sendo necessário também menos inibidor de hidratos.

Os gráficos referentes à estas simulações que foram utilizados para a elaboração da Tabela 6-20 encontram-se detalhados no Apêndice D.

A segunda configuração da *flowline* 1 utilizando um isolamento de polipropileno também apresentou formação de hidratos e foi necessário prever a injeção de etanol e também otimizar a sua vazão. Os valores encontrados são:

Tabela 6-21 – Resultados Ótimos Configuração 2

Simulação Número	Configuração <i>Flowline</i> 1	Anos de Produção	Vazão de Gás Produzida (MMsm ³ /d)	Pressão FPSO (bara)	Vazão de Etanol Requerida (m ³ /d)
6	Com Isolamento	0	2,00	220	2,50
7	Com Isolamento	1	2,00	185	2,50
8	Com Isolamento	2	2,00	150	4,00
9	Com Isolamento	5	1,89	20	17,00
10	Com Isolamento	9	1,07	20	9,50

Esta configuração apesar de ainda requerer a injeção de etanol, ainda deve ser considerada visto que o isolamento instalado ajuda a manter a temperatura do fluido acima da temperatura de formação de hidrato por um trecho maior, necessitando, portanto de um volume menor de inibidor.

A terceira configuração da *flowline* 1 é mais robusta, focando num isolamento suficiente para a prevenção de hidratos. As camadas de aerogel e de ar conseguem reter o calor e evitar que a temperatura do fluido fique abaixo da temperatura de formação de hidratos em todos os pontos do sistema.

Os gráficos referentes às simulações com o isolamento e com o PIP encontram-se detalhados nos Apêndices E e F respectivamente.

Tabela 6-22 – Resultados Ótimos Configuração 3

Simulação Número	Configuração <i>Flowline</i> 1	Anos de Produção	Vazão de Gás Produzida (MMsm ³ /d)	Pressão FPSO (bara)	Vazão de Etanol Requerida (m ³ /d)
11	PIP	0	2,00	220	-
12	PIP	1	2,00	185	-
13	PIP	2	2,00	150	-
14	PIP	5	1,83	20	-
15	PIP	9	1,05	20	-

6.5. Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica

As análises de garantia de escoamento da seção anterior sugerem três possíveis configurações para a primeira *flowline* e suas respectivas medidas de prevenção de hidratos. As três opções são tecnicamente semelhantes, a grande diferença está nos aspectos econômicos. A configuração PIP necessita de um investimento inicial muito mais alto, pois devido à sua complexibilidade o custo de fabricação e de instalação é muito mais elevado do que o de uma linha convencional. Porém, as duas outras configurações apesar de custo inicial mais baixo, apresentam a necessidade de injeção contínua de etanol durante toda a vida produtiva do poço, aumentando, portanto, o seu custo de operação. Esta seção irá avaliar do ponto vista econômico, qual opção se mostra mais adequada para o projeto.

6.5.1. Premissas Básicas

Em qualquer projeto de exploração e produção de petróleo há a realização de um Estudo de Viabilidade Técnica e Econômica, o chamado EVTE. Neste trabalho será apresentada uma versão simplificada de um EVTE a fim de escolher a opção de projeto de *flowline* mais adequada. Muitas premissas são comuns a todas as configurações como, por exemplo: custos exploratórios, custos de perfuração, preço do gás no mercado, impostos e taxas. As Tabelas 6-23, 6-24, 6-25 e 6-26 mostram os principais valores utilizados na análise econômica:

Tabela 6-23 – Premissas gerais

Parâmetro	Base
Horizonte do Projeto	2010 – 2020
Início do Projeto	Janeiro 2010
Início da Produção	Janeiro 2011
Taxa mínima de atratividade	12 % a.a.
Indenização sobre a lavra (Royalty)	9%
Alíquota PIS/COFINS	9,25%
Alíquota Imposto de Renda	25%
Contribuição social sobre lucro líquido	9%

Tabela 6-24 – Preço de Venda dos Produtos

Parâmetro	Base
Preço de Venda do Gás (US\$/m ³)	0,2
Preço de Venda do Condensado (US\$/bbl)	50

Tabela 6-25 – Investimentos Iniciais Comuns

Capex	
Levantamento Geológico	US\$ 10.000.000,00
Estudos e Projetos	US\$ 3.000.000,00
Perfuração do Poço UFRJ-1	US\$ 50.000.000,00
Instalações de Produção	US\$ 20.000.000,00
Outros Custos	US\$ 3.000.000,00

Tabela 6-26 – Custos Operacionais Comuns

Opex	
Custo da Produção de Condensado	US\$ 5,00/bbl
Custo da Produção de Gás	US\$ 0,008/m ³
Custo de Tratamento da Água Produzida	US\$ 5,00/bbl
Manutenção dos Separadores	US\$ 900.000,00/ano
Operações no Poço	US\$ 28.000,00/ano
Outros Custos	US\$ 3.000.000,00/ano

CAPEX ou *Capital Expenditure* é um termo muito utilizado para o montante de capital ou investimento despendido na aquisição (ou introdução de melhorias) de bens de capital em um determinado projeto. O CAPEX é, portanto, o montante de investimentos realizados em equipamentos e instalações de forma a manter a produção. Por oposição, o OPEX ou *Operational Expenditure*, refere-se ao custo associado à manutenção dos equipamentos e aos gastos de consumíveis e outras despesas operacionais, necessários à produção e à manutenção.

Os investimentos comuns a todas as configurações de *flowline* são principalmente os capitais aplicados em levantamentos geológicos e geofísicos como sísmica, na perfuração e completação do poço UFRJ-1, no desenvolvimento do projeto básico e de detalhamento do campo e nas instalações de produção.

Os custos operacionais comuns incluem os gastos com intervenções no poço, manutenção mecânica e elétrica, instrumentação, caldeiraria e pintura da plataforma de produção e compressão e da estação de desidratação do gás e separação/estabilização do condensado, além da manutenção da árvore de natal molhada. Note que alguns custos operacionais finais serão variáveis, pois são função do volume de fluidos. Por exemplo, o custo de produção de gás é dado em dólares por m³, sendo portanto necessário multiplicá-lo pelo volume de gás produzido. Isso ocorre também para produção de condensado, para o tratamento da água produzida e para a injeção de etanol.

Também estão incluídos os custos com pessoal, materiais diversos, tratamento dos fluidos e manutenções dos equipamentos de telecomunicação.

Após 10 anos de produção foi previsto um custo de abandono do poço da ordem de US\$ 20.000.000,00. Este custo pode ser adiado, caso a vida produtiva do poço seja revista no futuro.

6.5.2.Primeira Configuração – *Flowline* Sem Isolamento

A primeira configuração de *flowline* é a mais simples, a *flowline* 1 não será revestida e para prevenir a formação de hidratos será injetado etanol continuamente. O custo da injeção de etanol incluindo a sua compra, o seu transporte para plataforma e o seu bombeamento até a cabeça do poço foi estimado como sendo US\$ 1.000,00 por metro cúbico. O volume de etanol injetado foi encontrado com as análises de garantia de escoamento da seção 6.4.

O custo de fabricação e instalação das linhas flexíveis simples, sem isolamento, foram estimados como sendo US\$ 1.500,00 por metro. Para esta configuração o total de investimento em linhas de produção é dado pela Tabela 6-27:

Tabela 6-27 – Capex referente às linhas de produção

Linha	Comprimento (m)	Preço (US\$/m)	Custo (US\$)
<i>Jumper</i>	250	1.500,00	375.000,00
<i>Flowline</i> 1	19400	1.500,00	29.100.000,00
<i>Flowline</i> 2	2100	1.500,00	3.150.000,00
<i>Riser</i>	2200	1.500,00	3.300.000,00
Total	-	-	35.925.000,00

Devido ao projeto sem isolamento, há a necessidade de injeção do maior volume de etanol. Os volumes de gás, condensado e água produzidos e etanol injetado em todos os anos de produção são encontrados na Tabela 6-28:

Tabela 6-28 – Vazões de Fluidos Produzidos e de Etanol Requerida para Configuração 1

Anos de Produção	Vazão de Gás Produzida (MMsm ³ /d)	Vazão de Condensado Produzido (m ³ /d)	Vazão de Água Produzida (m ³ /d)	Vazão de Etanol Requerida (m ³ /d)
0	2,00	291,00	9,00	14,00
1	2,00	369,72	20,28	14,00
2	2,00	365,52	22,88	16,50
5	1,94	211,98	32,02	25,50
9	1,07	49,76	13,84	8,50

Os principais indicadores econômicos do projeto utilizando apenas um duto simples e sem isolamento na primeira *flowline* estão indicados abaixo:

Tabela 6-29 – Indicadores Econômicos para Configuração 1

Indicadores Econômicos	
Valor Presente Líquido (VPL)	US\$ 295.860.000,00
Taxa Interna de Retorno (TIR)	66%
Dispêndio Atualizado	US\$ 525.580.000,00

Para o cálculo dos principais indicadores econômicos foi criada uma planilha em EXCEL cujo detalhamento pode ser encontrado no Apêndice G.

6.5.3. Segunda Configuração – *Flowline* Com Isolamento

Como a seção de garantia de escoamento mostrou, nesta configuração apesar da presença de um isolamento térmico ele não é suficiente para prevenir a formação de hidratos totalmente, sendo necessária também a injeção de etanol, porém com uma vazão menor do que a encontrada para a primeira configuração.

O custo da injeção de um metro cúbico de etanol é o mesmo da análise anterior, apenas a vazão diária que será menor. Em contrapartida, fabricar e instalar uma linha com isolamento é mais custoso, sendo seu custo avaliado na ordem de US\$ 3.000,00 por metro de linha. As Tabelas a seguir mostram os principais dados utilizados:

Tabela 6-30 – Capex referente às linhas de produção

Linha	Comprimento (m)	Preço (US\$/m)	Custo (US\$)
<i>Jumper</i>	250	1.500,00	375.000,00
<i>Flowline 1</i>	19400	3.000,00	58.200.000,00
<i>Flowline 2</i>	2100	1.500,00	3.150.000,00
<i>Riser</i>	2200	1.500,00	3.300.000,00
Total	-	-	65.025.000,00

Tabela 6-31 - Vazões de Fluidos Produzidos e de Etanol Requerida para Configuração 2

Anos de Produção	Vazão de Gás Produzida (MMsm3/d)	Vazão de Condensado Produzido (m3/d)	Vazão de Água Produzida (m3/d)	Vazão de Etanol Requerida (m3/d)
0	2,00	309,46	8,65	2,50
1	2,00	350,19	8,96	2,50
2	2,00	360,94	7,72	4,00
5	1,89	195,92	23,99	17,00
9	1,07	49,64	14,73	9,50

Os indicadores econômicos encontrados foram:

Tabela 6-32 - Indicadores Econômicos para Configuração 2

Indicadores Econômicos	
Valor Presente Líquido (VPL)	US\$ 277.810.000,00
Taxa Interna de Retorno (TIR)	55%
Dispêndio Atualizado	US\$ 533.290.000,00

6.5.4. Terceira Configuração – PIP

Esta terceira opção de projeto da *flowline* apresenta a vantagem de não necessitar de injeção de etanol em nenhuma fase da vida produtiva do poço. Para isto, porém, é preciso um investimento inicial muito grande, calculado pela Tabela 6-33:

Tabela 6-33 – Capex referente às linhas de produção

Linha	Comprimento (m)	Preço (US\$/m)	Custo (US\$)
<i>Jumper</i>	250	1.500,00	375.000,00
<i>Flowline 1</i>	19400	9.000,00	174.600.000,00
<i>Flowline 2</i>	2100	1.500,00	3.150.000,00
<i>Riser</i>	2200	1.500,00	3.300.000,00
Total	-	-	181.425.000,00

A produção de fluidos, no entanto, não é significativamente alterada, sendo dada pela Tabela 6-34:

Tabela 6-34 - Vazões de Fluidos Produzidos e de Etanol Requerida para Configuração 3

Anos de Produção	Vazão de Gás Produzida (MMsm ³ /d)	Vazão de Condensado Produzido (m ³ /d)	Vazão de Água Produzida (m ³ /d)	Vazão de Etanol Requerida (m ³ /d)
0	2,00	280,83	5,09	0,00
1	2,00	325,91	5,41	0,00
2	2,00	334,29	5,89	0,00
5	1,83	161,08	6,87	0,00
9	1,05	39,01	5,24	0,00

Para um horizonte curto de projeto como este, dez anos, o PIP não mostrou ser uma boa opção, como pode ser visto por seus indicadores econômicos:

Tabela 6-35 – Indicadores Econômicos para Configuração 3

Indicadores Econômicos	
Valor Presente Líquido (VPL)	US\$ 174.730.000,00
Taxa Interna de Retorno (TIR)	29%
Dispêndio Atualizado	US\$ 619.490.000,00

6.5.5. Análise Final

Os cálculos dos diferentes investimentos iniciais e dos custos de operação de cada uma das opções de configuração de projeto da primeira *flowline*, permitiram encontrar seus principais indicadores econômicos como mostra a tabela 6-36.

Tabela 6-36 – Resumo dos Resultados Econômicos

Configuração o Flowline 1	Capex Flowline1 (US\$)	Volume Total Injetado Etanol (m3)	VPL (US\$)	TIR (%)
Sem Isolamento	29.100.000,00	68.620,00	295.860.000,00	66%
Com Isolamento	58.200.000,00	34.490,00	277.810.000,00	55%
PIP	174.600.000,00	-	174.730.000,00	29%

Para os valores obtidos, a configuração escolhida para o projeto foi a primeira, flowline sem isolamento, pois esta apresentou um maior Valor Presente Líquido (VPL) e também uma maior taxa de retorno ao investimento (TIR).

Cabe ressaltar que esta análise econômica é extremamente dependente dos valores de mercado das commodities, das matérias-primas, serviços e também do tempo de projeto. Por exemplo, para uma vida de projeto maior ou para possíveis avanços técnicos na fabricação e instalação de linhas, a opção de PIP poderia certamente se mostrar mais econômica. Isto quer dizer, que o presente trabalho não tem como finalidade eliminar nenhuma opção definitivamente. Cabe a cada engenheiro de projetos analisar os aspectos tecnológicos e econômicos de seu campo em particular em um dado horizonte de tempo e encontrar a solução que se mostre mais adequada.

7. Conclusão

As simulações hidráulicas realizados no estudo de caso, mostraram que o modelo simplificado de escoamento monofásico descrito no algoritmo FORTRAN apresentou resultados coerentes com o modelo mais complexo desenvolvido no software PIPESIM. O algoritmo pode cumprir a função de dar ao engenheiro/estudante que o utilizar uma previsão inicial e uma visão qualitativa do comportamento da produção do seu poço. Esta primeira estimativa pode ser importante nas fases iniciais do projeto, para obter-se rapidamente e sem grandes custos, informações importantes para o dimensionamento das facilidades como vazões e pressões de produção. Posteriormente com o decorrer do projeto, será necessária uma maior precisão e devem ser previstas, portanto, análises mais sofisticadas utilizando simuladores multifásicos comerciais.

As diferenças encontradas entre os métodos comparados são justificáveis uma vez que a produção de água e condensado impactam significativamente os parâmetros hidráulicos do escoamento, como densidade e viscosidade, sendo já esperado o cálculo de uma perda de carga menor pelo algoritmo monofásico.

Como sugestão de trabalhos futuros, pode ser desenvolvido um algoritmo FORTRAN semelhante, porém utilizando correlações multifásicas disponíveis na literatura. Assim, pode-se encontrar resultados mais compatíveis.

As simulações de garantia de escoamento demonstraram a importância de um estudo prévio desta disciplina em poços de produção de gás. No caso estudado, por exemplo, se fosse utilizada a configuração de projeto inicial das linhas de produção, haveria a formação de hidratos e certamente sérios problemas operacionais e grandes custos de mitigação. A recomendação, portanto, é realizar adequadamente uma análise do potencial de formação de hidratos e de suas medidas preventivas.

Para a determinação de qual medida será implementada no projeto, torna-se essencial uma análise técnico econômica das três possibilidades: injeção de inibidor termodinâmico, isolamento térmico convencional e especial (da forma PIP). O estudo mostrou, que esta escolha é dependente do custo operacional e do custo de instalação de cada uma delas e principalmente do tempo de produção do campo.

Por fim, o presente trabalho ressalta a importância da experiência e da sensibilidade de um engenheiro de *flow assurance* para um projeto eficiente de produção e escoamento.

8. Referências Bibliográficas

- AL-HUSSAINY, R.; RAMEY, H. J., Jr. e CRAWFORD, P.B.: *The Flow of Real Gases Through Porous Media*. J. Pet. Tech., p 624-636, Maio, 1966.
- BRILL, J. P. e MUKHERJEE, H.: *Multiphase Flow in Wells*. Society of Petroleum Engineers, Richardson, Texas, 1999.
- CARR, N. L.; KOBAYASHI, R. e BURROWS, D. B.: *Viscosity of Hydrocarbon Gases Under Pressure*. AIME, 201: 264-272, 1954.
- CRAFT, B. C. e HAWKINS, M. F.: *Applied Petroleum Reservoir Engineering*. Englewood Cliffs, NJ, USA, Prentice-Hall, Inc., 1959.
- ECONOMIDES, M. J.; HILL, A. D. e EHLIG-ECONOMIDES, C.: *Petroleum Production Systems*. New Jersey, Prentice Hall PTR, 1994.
- GUO, B.: *Natural Gas Engineering Handbook*. Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 2005.
- HALL, K. R. e YARBOROUGH, L.: *A New Equation of State for Z-Factor Calculations*. Oil & Gas Journal, Junho, 1973
- JAIN, A. K.: *An Accurate Explicit Equation for Friction Factor*. J. Hydraulics Div., 1976
- KATZ, D. L. e LEE, R. L.: *Natural Gas Engineering – Production and Storage*. New York, McGraw-Hill Publishing Company, 1990.
- LEE, A. L.; GONZALEZ, M. H. e EAKIN, B. E.: *The Viscosity of Natural Gases*. Journal of Petroleum Technology, Agosto, 1966.
- LEE, J. e WATTENBARGER, R. A.: *Gas Reservoir Engineering*. Society of Petroleum Engineers, Richardson, Texas, 1996.
- MCCAIN, W. D., Jr.: *The Properties of Petroleum Fluids*, 2 ed. Tulsa, OK, USA, PennWell Publishing Company, 1990.
- RIPMEESTER, J. A. et al.: *A New Clathrate Hydrate Structure*. Nature, London, 1987
- ROSA, A. J.: *Engenharia de Reservatórios de Petróleo*, Rio de Janeiro, Interciência, Petrobras, 2006
- SLOAN, E. D.: *Clathrate Hydrates of Natural Gases*, 3 ed, 2007
- THOMAS, J. E.: *Fundamentos da Engenharia de Petróleo*. Interciência, Petrobras, Rio de Janeiro, 2004

VAN DER WAALS, J. D.: *Continuity of the Gaseous and Liquid State of Matter*. Leiden, 1873.

VON STACKELBERG, M. e MULLER, H. R., *Electrochem*, 1954.

WEYMOUTH, T. R.: *Problems in Natural Gas Engineering*. ASME 34, 1912.

Apêndice A

Composição do Fluido do Reservatório para Diferentes Períodos de Produção

Tabela A.1 – Composição do Fluido após Um Ano de Produção

Composto	Fração Molar
Dióxido de Carbono	0,4076
Nitrogênio	0,7664
Metano	90,301
Etano	3,9318
Propano	1,4134
Isobutano	0,2986
n - Butano	0,4081
Isopentano	0,1593
n - Pentano	0,1394
Hexano	0,1792
Heptano +	1,5329
Água	0,4623
Total	100,00

Tabela A.2 – Composição do Fluido após Dois Anos de Produção

Composto	Fração Molar
Dióxido de Carbono	0,4076
Nitrogênio	0,7662
Metano	90,2806
Etano	3,9309
Propano	1,4131
Isobutano	0,2985
n - Butano	0,4080
Isopentano	0,1592
n - Pentano	0,1393
Hexano	0,1791
Heptano +	1,5325
Água	0,4849
Total	100,00

Tabela A.3 – Composição do Fluido após Cinco Anos de Produção

Composto	Fração Molar
Dióxido de Carbono	0,4082
Nitrogênio	0,7749
Metano	90,9143
Etano	3,9285
Propano	1,4011
Isobutano	0,2939
n - Butano	0,3997
Isopentano	0,1536
n - Pentano	0,1338
Hexano	0,1655
Heptano +	0,8600
Água	0,5665
Total	100,00

Tabela A.4 – Composição do Fluido após Nove Anos de Produção

Composto	Fração Molar
Dióxido de Carbono	0,4096
Nitrogênio	0,7785
Metano	91,2814
Etano	3,9319
Propano	1,3947
Isobutano	0,2905
n - Butano	0,3935
Isopentano	0,1487
n - Pentano	0,1288
Hexano	0,1514
Heptano +	0,3560
Água	0,7350
Total	100,00

Apêndice B

Saída do Programa PIPESIM após a simulação para o primeiro ano de produção do Campo UFRJ.

```
***** PIPESIM *****
* (Release 4.40 02/06/09) *
* MULTIPHASE FLOW SIMULATOR *
* 2009.1.153 *
* Schlumberger *
*****

Date: 09/06/10
Time: 11:12:58
INPUT DATA ECHO
INPUT DATA ECHO
INPUT DATA ECHO

Data File : D:\Documents\Projeto Final\Simulações SRK\0906(0cm-ano0).pst

"C:\Program Files\Schlumberger\Pipesim\Programs\psimstub.exe" D:\DOCUME~1\PROJET~1\SIMULA~2\0906(0-1.PST -h C_9999 -v1

1  $# PIPESIM build: 2009-06-02 on Wed Jun 09 11:12:54 2010
2  $ D:\DOCUMENTS\Projeto Final\Simulações SRK\0906(0cm-ano0).pst
3
4  header proj = 'PIPESIM Project' user = 'User'
5  job 'PIPESIM Job'
6
7  units input=si output=si
8  options eof= 1
9
10 options ufactor = 1
11 HEAT PARTBURYMETHOD = 2009
12 HEAT spifcmethod = BJA mpifcmethod = BJA
13 options thmethod = 1 ppmethod = 1
14 options sidist = m
15 print primary auxiliary profile fluid echo
16 noprint summary inflow glin glout segment hin hout slug iter wax
17 print cases = 1
18 plot FORMAT = BJA
19 print REPORTS = ON
20
21 $*****
22 $ User Units
23 $*****
24
25 plotfiledata ""modelunit ENERGY PER MASS (HEAD), kJ/kg"
26 plotfiledata ""modelunit HEAT TRANSFER COEFFICIENT, W/m2/K"
27 plotfiledata ""modelunit SPECIFIC VOLUME MOLE, m3/mol"
28 plotfiledata ""modelunit ENERGY PER MASS (ENTHALPY), J/g"
29 plotfiledata ""modelunit (JONES A GAS), (bar/mmsm3/d)^2"
30 plotfiledata ""modelunit FREQUENCY, hz"
31 plotfiledata ""modelunit (SAND SIZE), mm"
32 plotfiledata ""modelunit PER LENGTH, shots/m"
33 plotfiledata ""modelunit (JONES B GAS), bar2/mmsm3/d"
34 plotfiledata ""modelunit VELOCITY, m/s"
35 plotfiledata ""modelunit FLOW RATE VOLUME BASIS (LIQ), m3/d"
36 plotfiledata ""modelunit FLOW RATE VOLUME BASIS (GAS), mmsm3/d"
37 plotfiledata ""modelunit VOLUME (GAS), m3"
38 plotfiledata ""modelunit VOLUME PER VOLUME (LGR), sm3/mmsm3"
39 plotfiledata ""modelunit STD VOLUME PER VOLUME (GLR), sm3/m3"
40 plotfiledata ""modelunit VOLUME PER VOLUME (GLR), sm3/sm3"
41 plotfiledata ""modelunit TEMPERATURE, C"
42 plotfiledata ""modelunit MASS, kg"
43 plotfiledata ""modelunit STD VOLUME GAS RATE (RECIPROCAL), 1/mmsm3d"
44 plotfiledata ""modelunit STD VOLUME GAS RATE, mmsm3/d"
45 plotfiledata ""modelunit DENSITY LIQUID, kg/m3"
46 plotfiledata ""modelunit VOLUME PER STD VOLUME, m3/mmsm3"
47 plotfiledata ""modelunit (JONES A LIQ), bar/(sm3/d)^2"
48 plotfiledata ""modelunit COMPRESSIBILITY, 1/bar"
49 plotfiledata ""modelunit UNITLESS, "
50 plotfiledata ""modelunit (JONES B LIQ), bar/sm3/d"
51 plotfiledata ""modelunit SPECIFIC PRODUCTIVITY INDEX (LIQ), sm3/d/bar"
52 plotfiledata ""modelunit LENGTH SHORTRANGE, mm"
53 plotfiledata ""modelunit RATIO (%), %"
54 plotfiledata ""modelunit STD VOLUME LIQUID RATE (RECIPROCAL), 1/sm3d"
55 plotfiledata ""modelunit PRESSURE (DELTA), bar"
56 plotfiledata ""modelunit (TEMPERATURE PER PRESSURE), C/bar"
57 plotfiledata ""modelunit VOLUME (LIQUID), m3"
58 plotfiledata ""modelunit AREA EARTH SURFACE, m2"
59 plotfiledata ""modelunit SPECIFIC PRODUCTIVITY INDEX (LIQ PER LENGTH), sm3/d/bar/m"
60 plotfiledata ""modelunit VISCOSITY DYNAMIC, cP"
61 plotfiledata ""modelunit FLOW RATE VOLUME BASIS (GAS), acm/s"
62 plotfiledata ""modelunit THERMAL CONDUCTIVITY, W/m/K"
63 plotfiledata ""modelunit SPECIFIC PRODUCTIVITY INDEX (GAS), mmsm3/d/bar2"
64 plotfiledata ""modelunit AREA, mm2"
65 plotfiledata ""modelunit PERMEABILITY, md"
66 plotfiledata ""modelunit TEMPERATURE (DELTA), C"
67 plotfiledata ""modelunit VELOCITY (EROSION RATE), mm/year"
68 plotfiledata ""modelunit SPECIFIC ENTROPY, J/g/K"
69 plotfiledata ""modelunit POWER, kW"
70 plotfiledata ""modelunit PRESSURE GRADIENT, bar/m"
71 plotfiledata ""modelunit SURFACE TENSION, N/m"
72 plotfiledata ""modelunit TIME, hr"
73 plotfiledata ""modelunit SPECIFIC PRODUCTIVITY INDEX (GAS PER LENGTH), mmsm3/d/bar2/m"
74 plotfiledata ""modelunit STD VOLUME LIQUID RATE, sm3/d"
75 plotfiledata ""modelunit PRESSURE, bara"
76 plotfiledata ""modelunit FLOW RATE MASS BASIS, kg/s"
77 plotfiledata ""modelunit LENGTH MIDRANGE, m"
78 $*****
79
80 $*****
81 $ CORRELATIONS
82 $*****
83
84 UserDll filename = 'libolgas2000-5.3.2.dll' psname = olga2pb epname = OLGAS2000_2P linktype = 8 eptype = mpflow title
... = 'OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase' options = '+G +L olga_key'
85 vcorr type = olga2pb angle = 45 ffactor = 1 hfactor = 1
86 UserDll filename = 'libolgas2000-5.3.2.dll' psname = olga2pb epname = OLGAS2000_2P linktype = 8 eptype = mpflow title
... = 'OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase' options = '+G +L olga_key'
```

```

87 hcorr type = olga2pb ffactor = 1 hfactor = 1
88 sphase corr = Moody
89
90 $*****
91 $ FLUID DATA - 0
92 $ Description :
93 $*****
94
95 begin fluid name = '0'
96 comp file = '0906(0cm-ano0).ptt'
97 end fluid
98
99
100 $*****
101 $ Inlet
102 $*****
103
104 inlet temp = 95.6
105
106 $*****
107 $ OPERATION
108 $*****
109 include "0906(0cm-ano0)_PTProf.inc"
110 )_PTProf.inc 1 $# on Wed Jun 09 11:12:56 2010
111 )_PTProf.inc 2
112 )_PTProf.inc 3 $*****
113 )_PTProf.inc 4 $ Pressure/Temperature Profiles
114 )_PTProf.inc 5 $*****
115 )_PTProf.inc 6 plot casedata jobdata xycase = bd
116 )_PTProf.inc 7 rate gas = 2 MMSCMD
117
118 $*****
119 PROFILE
120 $*****
121 $ *** Profile Description from node : VertWell_1
122
123 BACKPRES pwstatic = 403 c = 3.43452e-005 ENG n = 0.922169 label = 'VertWell_1'
124 TUBING label = 'Coluna'
125 pipe id = 125.73 wt = 12.7 flowtype = tubing roughness = 0.04572 label = 'pipe#2_Tubing_1'
126 heat ifc = input u = input
127 node tvd = 3903 md = 3903 temp = 95.6 u = 11.349
128 node tvd = 3741.6 md = 3741.6 temp = 89.158065 u = 11.349
129 node tvd = 3436.8 md = 3436.8 temp = 76.992627 u = 11.349
130 node tvd = 3132 md = 3132 temp = 64.82719 u = 11.349
131 node tvd = 2827.2 md = 2827.2 temp = 52.661752 u = 11.349
132 node tvd = 2522.4 md = 2522.4 temp = 40.496314 u = 11.349
133 node tvd = 2217.6 md = 2217.6 temp = 28.330876 u = 11.349
134 node tvd = 1912.8 md = 1912.8 temp = 16.165438 u = 11.349
135 node tvd = 1608 md = 1608
136 pipe id = 125.73 wt = 12.7 flowtype = tubing roughness = 0.04572 label = 'pipe#1_Tubing_1'
137 heat ifc = input u = input
138 node tvd = 1608 md = 1608 temp = 4 u = 11.349
139
140 FLOWLINE label = 'Jumper'
141 slug piss = on size = ssb
142 pipe id = 168.275 wt = 25.4 flowtype = tubing roughness = 0.6731
143 heat ifc = input u = input
144 node dist = 0 elev = 0 temp = 4 u = 3
145 node dist = 124.9935 elev = 1.275862
146 node dist = 249.987 elev = 2.551724 temp = 4 u = 3
147
148 FLOWLINE label = 'Flowline_Sem Isolamento'
149 slug piss = on size = ssb
150 pipe id = 177.8 wt = 20.6248 flowtype = tubing roughness = 0.04572 conductivity = 45
151 config calc = yes depth = -200 kground = 2.595 vwater = 0.50292
152 heat u = calc ifc = input
153 coat resetall
154 node dist = 0 elev = 0 temp = 4
155 node dist = 969.9495 elev = 9.90069
156 node dist = 1939.899 elev = 19.80138
157 node dist = 2909.8485 elev = 29.70207
158 node dist = 3879.798 elev = 39.60276
159 node dist = 4849.7475 elev = 49.50345
160 node dist = 5819.697 elev = 59.40414
161 node dist = 6789.6465 elev = 69.30483
162 node dist = 7759.596 elev = 79.20552
163 node dist = 8729.5455 elev = 89.10621
164 node dist = 9699.495 elev = 99.0069
165 node dist = 10669.4445 elev = 108.90759
166 node dist = 11639.394 elev = 118.80828
167 node dist = 12609.3435 elev = 128.70897
168 node dist = 13579.293 elev = 138.60966
169 node dist = 14549.2425 elev = 148.51035
170 node dist = 15519.192 elev = 158.41104
171 node dist = 16489.1415 elev = 168.31173
172 node dist = 17459.091 elev = 178.21242
173 node dist = 18429.0405 elev = 188.11311
174 node dist = 19398.99 elev = 198.0138 temp = 4
175
176 FLOWLINE label = 'Flowline'
177 slug piss = on size = ssb
178 pipe id = 168.275 wt = 25.4 flowtype = tubing roughness = 0.6731
179 heat ifc = input u = input
180 node dist = 0 elev = 0 temp = 4 u = 3
181 node dist = 349.981833 elev = 3.572413
182 node dist = 699.963667 elev = 7.144827
183 node dist = 1049.9455 elev = 10.71724
184 node dist = 1399.927333 elev = 14.289653
185 node dist = 1749.909167 elev = 17.862067
186 node dist = 2099.891 elev = 21.43448 temp = 4 u = 3
187
188 RISER label = 'Riser'
189 pipe id = 168.275 wt = 25.4 flowtype = tubing roughness = 0.6731
190 heat ifc = input u = input
191 node dist = 0 elev = 0 temp = 4 u = 3 label = 'Riser Base'
192 node dist = 742.07 elev = 27.72 temp = 4 u = 3
193 node dist = 812.98 elev = 83.16 temp = 4 u = 3
194 node dist = 858.9 elev = 138.6 temp = 4 u = 3 label = 'Topsides'
195 node dist = 909.49 elev = 221.76 temp = 4 u = 3

```

```

192 node dist = 948.39 elev = 304.92 temp = 4 u = 3
193 node dist = 980.26 elev = 388.08 temp = 4 u = 3
194 node dist = 1007.4 elev = 471.24 temp = 8.7 u = 3
195 node dist = 1031 elev = 554.4 temp = 8.7 u = 3
196 node dist = 1051.9 elev = 637.56 temp = 8.7 u = 3
197 node dist = 1070.7 elev = 720.72 temp = 10.5 u = 3
198 node dist = 1087.9 elev = 803.88 temp = 10.5 u = 3
199 node dist = 1103.6 elev = 887.04 temp = 10.5 u = 3
200 node dist = 1122.6 elev = 997.92 temp = 12.9 u = 3
201 node dist = 1135.8 elev = 1081.1 temp = 12.9 u = 3
202 node dist = 1148.1 elev = 1164.2 temp = 19.2 u = 3
203 node dist = 1159.6 elev = 1247.4 temp = 19.2 u = 3
204 node dist = 1174 elev = 1358.3 temp = 24.5 u = 3
205 node dist = 1177.5 elev = 1386 temp = 24.5 u = 3
206
207 PRINT label = 'N5' phaseenv
208

```

NO SYNTAX ERRORS DETECTED.

```

***** PIPESIM *****
* (Release 4.40 02/06/09) *
* MULTIPHASE FLOW SIMULATOR *
* 2009.1.153 *
* Schlumberger *
*****

```

Date : 09/06/10
Time : 11:12:58

```

Case no. 1 Fluid Property Data
Case no. 1 Fluid Property Data
Case no. 1 Fluid Property Data

```

PC32/Intel

```

Project : PIPESIM Project
User : User
Data File : D:\Documents\Projeto Final\Simulações SRK\0906(0cm-ano0).pst

```

```

Job : 'PIPESIM Job'
Case 1 :

```

```

*****
* Compositional Case *
* Properties and Flow Rates at the System Inlet *
*****

```

Definition of Compositional fluid "0", Handle = AB396529 :

Composition data:

```

Composition obtained from ..... supplied .pvt file "0906(0cm-ano0).ptt"
Composition Mangler handle ..... AB396529
Fluid title ..... ..untitled.
Molecular Weight ..... 20.049
Fluid physical property tables .... will be created on-the-fly by "inline flashing"

```

Table Pressure and Temperature grid points :

Pressures (Bara)	1.0	1.5	2.2	3.3	5.0	7.5	11.2	16.7	24.9	37.3
	55.7	83.3	124.5	186.0	278.1	415.7	621.4	928.9	1388.5	2075.6
Temperatures (C)	-51.1	-34.4	-17.8	-1.1	15.6	32.2	48.9	65.6	82.2	98.9
	115.6	132.2	148.9	165.6	182.2	198.9	215.6	232.2	248.9	265.6

Component molar flowrates and characterization values :

Component	Mole %	Molecular Weight	Boiling Point (C)	Specific Gravity	Critical Temperature (C)	Critical Pressure (Bara)	Acentric Factor
Carbon Dioxide	.4071004	44.00980	-53.15000	.8394406	30.97820	73.77300	.2230000
Nitrogen	.7663008	28.01348	-195.8020	.2813015	-146.9580	33.95800	.03720000
Methane	90.3199003	16.04280	-161.5200	.1460437	-82.58600	45.99200	.01040000
Ethane	3.9322039	30.07000	-88.60000	.3664479	32.17999	48.71800	.09910000
Propane	1.4136014	44.09560	-42.10000	.5159282	96.70001	42.47660	.1520000
Isobutane	.2987003	58.12220	-11.72999	.5621798	134.7000	36.40000	.1844000
Butane	.4082004	58.12220	-5.000061	.5837152	152.0100	37.96000	.1985000
Isopentane	.1593002	72.14878	27.88000	.6242459	187.3000	33.77000	.2270000
Pentane	.1394001	72.14878	36.05999	.6300491	196.5500	33.66500	.2513000
Hexane	.1792002	86.17536	68.73000	.6627554	234.6700	30.18100	.2979000
C7+	1.5331015	163.0000	209.4350	.8077000	392.5064	22.10847	.5223010
Water	.4429004	18.01520	99.99999	.9999314	374.1500	221.2000	.3440000

N.B. The above characterization values were obtained from MultiFlash

Stock-tank properties & Composition Manager attributes:

Origin of composition : file "0906(0cm-ano0).ptt"

Composition Manager Handle : AB396529

```

Equation of state : RKS
Viscosity model : PEDERSEN
BIP set : OIL3
Cricondenbar : -0.10000E+32 PSIA
"One component" behaviour : NO
Table fill type : 1
Physical Properties Package : MultiFlash
Inline flashing : YES

```

```

Fraction Liquid by Volume : 0.000134
Watercut in Liquid : 0.0000 %
Water Specific Gravity : 1.020000
Oil Specific Gravity : 0.804888
Gas Specific Gravity : 0.615444
Gas Molar Volume : 164.92 kg.mol/mm scm

```

Stock-tank Component Phase Split :

	Mole %			Molar Flow Rate (kg.mol/s)		
	Feed	Vapour	Liquid	Feed	Vapour	Liquid
Carbon Dioxide	0.407	0.413	0.007	.004050860	.004049789	.1071210-5
Nitrogen	0.766	0.778	0.001	.007625090	.007624961	.1287459-6
Methane	90.320	91.744	0.412	.8987307	.8986668	.6394758-4
Ethane	3.932	3.993	0.109	.03912747	.03911054	.1692276-4
Propane	1.414	1.434	0.140	.01406607	.01404432	.2175139-4
Isobutane	0.299	0.302	0.072	.002972223	.002961015	.1120829-4

Butane	0.408	0.412	0.146	.004061806	.004039222	.2258364-4
Isopentane	0.159	0.159	0.170	.001585119	.001558696	.2642321-4
Pentane	0.139	0.138	0.201	.001387104	.001355868	.3123556-4
Hexane	0.179	0.163	1.212	.001783135	.001595074	.1880610-3
C7+	1.533	0.013	97.522	.01525516	.1240540-3	.01513110
Water	0.443	0.450	0.007	.004407089	.004406004	.1085203-5

Total	100.000	100.000	100.000	.9950518	.9795363	.01551552

Mole split	100.000	98.441	1.559	%
Mass split	100.000	87.512	12.488	%
Volume split	100.000	99.986	0.013	%

Mass rate	19.94978	17.45851	2.491264	kg/s
Volume rate	1999715.	1999427.	267.5411	m3/day

Molecular Weight	20.04898	17.82324	160.5659	g/mol			
Enthalpy	-1314.111	-375.9646	-60541.83	J/mol	-65.54504	-21.09406	-377.0528 KJ/Kg
Entropy	.008348685	2.155317	-135.5355	J/mol.K	.4164144-3	.1209273	-.8441113 KJ/Kg.K
Gibbs Energy		-998.2166	-21411.97	J/mol		-56.00645	-133.3531 KJ/Kg
Isobaric Heat Cap.		37.49106	303.0907	J/mol.K		2.103492	1.887640 KJ/Kg.K
Isochoric Heat Cap.		29.07150	291.1386	J/mol.K		1.631101	1.813202 KJ/Kg.K
Joule Thompson Coef.		.5545868-5	-.566260-6	K/Pa			
Molar Volume		.02362509	.1995780-3	m3/mol			
Compressibility (Z)		.9975235	.008426793				
Density	.8619490	.7544202	804.5274	kg/m3			
Speed of Sound		415.7224	1068.053	m/s			
Viscosity		.1085893-4	.001861823	Pa.s			
Thermal Conductivity		.03086815	.1490715	W/m.K			
Surface Tension			01697476	N/m			
Gross Heating Value	44661.98	40143.79	329907.5	kJ/sm3			
Gross Heating Value	52721.79	53306.01	48627.64	kJ/kg			
WOBE index	1440.757	1373.485	3760.662				

Methods Data :

Fluid properties obtained by	method 1: interpolation from tables throughout
Temperature-Energy balance by	method 1: interpolation from tables throughout
Physical Properties Package	MultiFlash

Fluid Thermal Conductivity Data :

Run Data :

Inlet Temperature	95.600	(C)
Inlet Pressure	403.00	(Bara)

Stock-tank Flow Rate Data :

Gross liquid flow rate	267.54	(sm3/d)
Gross oil flow rate	267.54	(sm3/d)
Gas flow rate	2.0000	(million m3/d)
Mass flow rate	19.950	(kg/s)
Water cut	.00000	(%)
Gas Liquid ratio	7475.5	(sm3/sm3)
Gas Oil ratio	7475.5	(sm3/sm3)
Oil Gas ratio	133.77	(sm3/mmsm3)
Liquid Gas ratio	133.77	(sm3/mmsm3)
Water Gas ratio	.00000	(sm3/mmsm3)
Gas Water ratio	infinite	(sm3/sm3)

Inlet Enthalpy	-28.522	(kJ/kg)
----------------------	---------	---------

***** PIPESIM *****
 * (Release 4.40 02/06/09) *
 * MULTIPHASE FLOW SIMULATOR *
 * 2009.1.153 *

Case no.	1	Profile & Flow Correlations
Case no.	1	Profile & Flow Correlations

Date : 09/06/10
 Time : 11:12:58
 PC-32/Intel

* Schlumberger * Case no. 1 Profile & Flow Correlations

Project : PIPESIM Project
User : User
Data File : D:\Documents\Projeto Final\Simulações SRK\0906(0cm-ano0).pst

Job : 'PIPESIM Job'
Case 1 :

Profile Data

Node no. (km)	Node distance (m)	Node elevation (km)	Section length (km)	Total length (C)	Ambient temp. (w/m2/K)	Input U (m)	Node TVD (m)	Node MD	Fluid
TUBING Coluna									
1	0.0000	-3903.0	0.0000	0.0000	95.6	11.35	3903.0	3903.0	Name = 0
2	0.0000	-3741.6	0.1614	0.1614	89.2	11.35	3741.6	3741.6	Name = 0
3	0.0000	-3436.8	0.3048	0.4662	77.0	11.35	3436.8	3436.8	Name = 0
4	0.0000	-3132.0	0.7710	0.7710	64.8	11.35	3132.0	3132.0	Name = 0
5	0.0000	-2827.2	0.3048	1.0758	52.7	11.35	2827.2	2827.2	Name = 0
6	0.0000	-2522.4	0.3048	1.3806	40.5	11.35	2522.4	2522.4	Name = 0
7	0.0000	-2217.6	0.3048	1.6854	28.3	11.35	2217.6	2217.6	Name = 0
8	0.0000	-1912.8	0.3048	1.9902	16.2	11.35	1912.8	1912.8	Name = 0
9	0.0000	-1608.0	0.3048	2.2950	4.0	11.35	1608.0	1608.0	Name = 0
FLOWLINE Jumper									
10	0.0000	0.0*	0.0000	2.2950	4.0	3.00			Name = 0
11	0.1250	1.3	0.1250	2.4200	4.0	3.00			Name = 0
12	0.2500	2.6	0.1250	2.5450	4.0	3.00			Name = 0
Flowline_Sem Isolamento									
13	0.0000	0.0*	0.0000	2.5450	4.0	calculated			Name = 0
14	0.9699	9.9	0.9700	3.5150	4.0	calculated			Name = 0
15	1.9399	19.8	0.9700	4.4850	4.0	calculated			Name = 0
16	2.9098	29.7	0.9700	5.4550	4.0	calculated			Name = 0
17	3.8798	39.6	0.9700	6.4250	4.0	calculated			Name = 0
18	4.8497	49.5	0.9700	7.3950	4.0	calculated			Name = 0
19	5.8197	59.4	0.9700	8.3650	4.0	calculated			Name = 0
20	6.7896	69.3	0.9700	9.3350	4.0	calculated			Name = 0
21	7.7596	79.2	0.9700	10.3050	4.0	calculated			Name = 0
22	8.7295	89.1	0.9700	11.2750	4.0	calculated			Name = 0
23	9.6995	99.0	0.9700	12.2450	4.0	calculated			Name = 0
24	10.6694	108.9	0.9700	13.2150	4.0	calculated			Name = 0
25	11.6394	118.8	0.9700	14.1850	4.0	calculated			Name = 0
26	12.6093	128.7	0.9700	15.1550	4.0	calculated			Name = 0
27	13.5793	138.6	0.9700	16.1250	4.0	calculated			Name = 0
28	14.5492	148.5	0.9700	17.0950	4.0	calculated			Name = 0
29	15.5192	158.4	0.9700	18.0650	4.0	calculated			Name = 0
30	16.4891	168.3	0.9700	19.0350	4.0	calculated			Name = 0
31	17.4591	178.2	0.9700	20.0050	4.0	calculated			Name = 0
32	18.4290	188.1	0.9700	20.9750	4.0	calculated			Name = 0
33	19.3990	198.0	0.9700	21.9450	4.0	calculated			Name = 0
Flowline									
34	0.0000	0.0*	0.0000	21.9450	4.0	3.00			Name = 0
35	0.3500	3.6	0.3500	22.2950	4.0	3.00			Name = 0
36	0.7000	7.1	0.3500	22.6450	4.0	3.00			Name = 0
37	1.0499	10.7	0.3500	22.9950	4.0	3.00			Name = 0
38	1.3999	14.3	0.3500	23.3450	4.0	3.00			Name = 0
39	1.7499	17.9	0.3500	23.6950	4.0	3.00			Name = 0
0.3500	24.0450	4.0	3.00			Name = 0			Name = 040 2.0999 21.4
Riser									
Riser Base									
42	0.7421	27.7	0.7426	24.7876	4.0	3.00		3.00	Name = 0 Name = 0
43	0.8130	83.2	0.0900	24.8776	4.0	3.00			Name = 0
Topsides									
44	0.8589	138.6	0.0720	24.9496	4.0	3.00		3.00	Name = 0
45	0.9095	221.8	0.0973	25.0469	4.0	3.00			Name = 0
46	0.9484	304.9	0.0918	25.1387	4.0	3.00			Name = 0
47	0.9803	388.1	0.0891	25.2278	4.0	3.00			Name = 0
48	1.0074	471.2	0.0875	25.3153	8.7	3.00			Name = 0
49	1.0310	554.4	0.0864	25.4017	8.7	3.00			Name = 0
50	1.0519	637.6	0.0857	25.4875	8.7	3.00			Name = 0
51	1.0707	720.7	0.0853	25.5727	10.5	3.00			Name = 0
52	1.0879	803.9	0.0849	25.6576	10.5	3.00			Name = 0
53	1.1036	887.0	0.0846	25.7423	10.5	3.00			Name = 0
54	1.1226	997.9	0.1125	25.8548	12.9	3.00			Name = 0
55	1.1358	1081.1	0.0842	25.9390	12.9	3.00			Name = 0
56	1.1481	1164.2	0.0840	26.0230	19.2	3.00			Name = 0
57	1.1596	1247.4	0.0840	26.1070	19.2	3.00			Name = 0
58	1.1740	1358.3	0.1118	26.2188	24.5	3.00			Name = 0
59	1.1775	1386.0	0.0279	26.2467	24.5	3.00			Name = 0

Phase envelope(s) (etc) written to file D:\Documents\Projeto Final\Simulações SRK\AB396529.env

Flow Correlations and options

Vertical Flow pattern OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase
Vertical Flow holdup OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase
Vertical Flow pressure loss OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase
Vertical Friction multiplier 1.0000
Vertical Holdup multiplier 1.0000
Horizontal Flow pattern OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase
Horizontal Flow holdup OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase
Horizontal Flow pressure loss OLGA-S 2000 V5.3 2-Phase
Horizontal Friction multiplier 1.0000
Horizontal Holdup multiplier 1.0000
Horizontal / vertical swap angle 45.00000 degrees from horizontal
Single Phase Correlation Not used.
Liquid volume fraction lower limit 1.000e-5 (Single-phase correlation will be used outside the limits,
Liquid volume fraction upper limit9900000 multi-phase correlations will be used inside the limits)
Pipe Wall Roughness6731000 (mm)

Erosion and Corrosion data

Erosion method API
Erosion Velocity 'K' value 122.00
Corrosion method None

***** PIPESIM *****
* (Release 4.40 02/06/09) *
* MULTIPHASE FLOW SIMULATOR *
* 2009.1.153 *

Case no. 1 Primary Output
Case no. 1 Primary Output

Date : 09/06/10
Time : 11:12:58
PC-32/Intel

```

*           Schlumberger           *           Case no.      1      Primary Output
*
*****
Project   : PIPESIM Project
User      : User
Data File : D:\Documents\Projeto Final\Simulações SRK\0906(0cm-ano0).pst

Job       : 'PIPESIM Job'
Case      1 :

```

Dist.	Elev.	Horiz.	Vert.	Pres.	Temp.	Mean	Pressure	Drop	Liquid	Free	Total	Densities		Flow
(km)	(meter)	(deg)	Angle (deg)	(Bara)	(C)	Vel. (m/s)	(Bar)	Frictn.	Flow (m3/d)	Gas (mmsm3d)	Mass (kg/s)	(kg/m3)		Pattern
			Devn.									Liquid	Gas	
*** VertWell_1 Production: pws= 403 Bara pwf= 359.26 Bara Q= 2 mmscmd twf= 93.814 C														
TUBING Coluna														
1	0.0000	-3903.	90.00	0.000	359.26	93.814	7.1105	0.0000	0.0000	46.487	2.02886	19.950	622.61	223.55 Olga Annular
2	0.0000	-3742.	90.00	0.000	354.56	93.127	7.1601	3.5847	1.1177	51.736	2.02788	19.950	623.09	221.71 Olga Annular
3	0.0000	-3437.	90.00	0.000	345.71	91.626	7.2505	6.7049	2.1371	62.584	2.02571	19.950	624.11	218.35 Olga Annular
4	0.0000	-3132.	90.00	0.000	336.91	89.863	7.3364	6.6255	2.1702	74.780	2.02311	19.950	625.16	215.12 Olga Annular
5	0.0000	-2827.	90.00	0.000	328.16	87.846	7.4177	6.5521	2.2015	88.494	2.02002	19.950	626.20	212.01 Olga Annular
6	0.0000	-2522.	90.00	0.000	319.44	85.579	7.4945	6.4843	2.2309	103.89	2.01641	19.950	627.19	209.00 Olga Annular
7	0.0000	-2218.	90.00	0.000	310.76	83.071	7.5668	6.4218	2.2585	121.13	2.01223	19.950	628.12	206.05 Olga Annular
8	0.0000	-1913.	90.00	0.000	302.11	80.352	7.6280	6.3661	2.2837	139.56	2.00705	19.950	629.77	203.38 Olga Annular
9	0.0000	-1608.	90.00	0.000	293.48	77.425	7.6807	6.3213	2.3055	159.47	2.00096	19.950	631.70	200.86 Olga Annular
FLOWLINE Jumper														
10	0.0000	0.0000	.5848	89.42	293.46	77.424	4.2880	0.0000	0.0000	159.50	2.00095	19.950	631.71	200.86 Olga Strat. Wavy
11	.12499	1.2759	.5848	89.42	293.06	77.122	4.2864	.02662	.37383	160.84	2.00053	19.950	631.93	200.85 Olga Strat. Wavy
12	.24999	2.5517	.5848	89.42	292.66	76.821	4.2849	.02663	.37365	162.18	2.00011	19.950	632.14	200.85 Olga Strat. Wavy
FlowLine_Sem Isolamento														
13	0.0000	0.0000	.5848	89.42	292.66	76.821	3.8365	0.0000	0.0000	162.41	2.00004	19.950	632.22	200.92 Olga Strat. Wavy
14	.96995	9.9007	.5848	89.42	291.42	3.9958	2.7643	.27638	.96989	631.84	1.80762	19.950	464.59	269.93 Olga Strat. Wavy
15	1.9399	19.801	.5848	89.42	290.20	3.9955	2.7690	.28682	.93140	598.74	1.82154	19.950	472.46	269.74 Olga Strat. Wavy
16	2.9098	29.702	.5848	89.42	288.98	3.9955	2.7738	.28660	.93294	565.47	1.83552	19.950	481.30	269.55 Olga Strat. Wavy
17	3.8798	39.603	.5848	89.42	287.76	3.9955	2.7786	.28641	.93444	532.05	1.84956	19.950	491.29	269.36 Olga Strat. Wavy
18	4.8497	49.503	.5848	89.42	286.54	3.9955	2.7834	.28626	.93589	498.49	1.86367	19.950	502.68	269.18 Olga Strat. Wavy
19	5.8197	59.404	.5848	89.42	285.32	3.9955	2.7883	.28616	.93730	464.76	1.87784	19.950	515.78	269.00 Olga Strat. Wavy
20	6.7896	69.305	.5848	89.42	284.09	3.9955	2.7931	.28611	.93865	430.89	1.89208	19.950	530.99	268.81 Olga Strat. Wavy
21	7.7596	79.206	.5848	89.42	282.87	3.9955	2.7980	.28614	.93994	396.86	1.90638	19.950	548.90	268.64 Olga Strat. Wavy
22	8.7295	89.106	.5848	89.42	281.64	3.9955	2.8029	.28626	.94116	362.67	1.92075	19.950	570.26	268.46 Olga Strat. Wavy
23	9.6995	99.007	.5848	89.42	280.41	3.9955	2.8078	.28650	.94231	328.33	1.93518	19.950	596.21	268.29 Olga Strat. Wavy
24	10.669	108.91	.5848	89.42	279.18	3.9955	2.8128	.28691	.94335	293.82	1.94968	19.950	628.39	268.11 Olga Strat. Wavy
25	11.639	118.81	.5848	89.42	277.95	3.9873	2.8181	.28754	.94426	263.76	1.96238	19.950	663.51	267.85 Olga Strat. Wavy
26	12.609	128.71	.5848	89.42	276.71	3.9815	2.8269	.28734	.94650	264.76	1.96250	19.950	663.90	266.90 Olga Strat. Wavy
27	13.579	138.61	.5848	89.42	275.48	3.9815	2.8358	.28652	.94971	265.78	1.96261	19.950	664.29	265.93 Olga Strat. Wavy
28	14.549	148.51	.5848	89.42	274.24	3.9814	2.8448	.28570	.95294	266.80	1.96272	19.950	664.68	264.97 Olga Strat. Wavy
29	15.519	158.41	.5848	89.42	273.00	3.9814	2.8539	.28488	.95621	267.84	1.96282	19.950	665.07	264.00 Olga Strat. Wavy
30	16.489	168.31	.5848	89.42	271.75	3.9814	2.8630	.28406	.95950	268.88	1.96291	19.950	665.46	263.03 Olga Strat. Wavy
31	17.459	178.21	.5848	89.42	270.51	3.9814	2.8722	.28323	.96282	269.93	1.96300	19.950	665.85	262.06 Olga Strat. Wavy
32	18.429	188.11	.5848	89.42	269.26	3.9813	2.8815	.28241	.96616	270.99	1.96308	19.950	666.24	261.08 Olga Strat. Wavy
33	19.399	198.01	.5848	89.42	268.01	3.9813	2.8909	.28158	.96954	272.05	1.96316	19.950	666.63	260.11 Olga Strat. Wavy
FlowLine														
34	0.0000	0.0000	.5848	89.42	268.01	3.9813	3.2274	0.0000	0.0000	272.05	1.96316	19.950	666.63	260.11 Olga Strat. Wavy
35	.34998	3.5724	.5848	89.42	267.12	3.8953	3.2334	.10060	.78437	272.80	1.96320	19.950	666.93	259.54 Olga Strat. Wavy
36	.69996	7.1448	.5848	89.42	266.24	3.8104	3.2395	.10044	.78582	273.56	1.96323	19.950	667.23	258.97 Olga Strat. Wavy
37	1.0499	10.717	.5848	89.42	265.35	3.7263	3.2455	.10027	.78729	274.31	1.96326	19.950	667.53	258.39 Olga Strat. Wavy
38	1.3999	14.290	.5848	89.42	264.46	3.6431	3.2517	.10010	.78876	275.08	1.96329	19.950	667.84	257.82 Olga Strat. Wavy
39	1.7499	17.862	.5848	89.42	263.57	3.5608	3.2578	.09993	.79024	275.85	1.96331	19.950	668.14	257.24 Olga Strat. Wavy
40	2.0999	21.434	.5848	89.42	262.68	3.4794	3.2641	.09976	.79174	276.63	1.96333	19.950	668.44	256.66 Olga Strat. Wavy
Riser														
Riser Base														
41	0.0000	0.0000	2.139	87.86	262.68	3.4794	3.2641	0.0000	0.0000	276.63	1.96333	19.950	668.44	256.66 Olga Strat. Wavy
42	.74207	27.720	2.139	87.86	260.22	3.2037	3.2804	.77259	1.6827	278.78	1.96336	19.950	669.28	255.13 Olga Strat. Wavy
43	.81298	83.160	38.02	51.98	258.48	2.8961	3.2902	1.5308	.21396	280.32	1.96334	19.950	669.90	254.21 Olga Strat. Wavy
44	.85890	138.60	50.37	39.63	256.78	2.5935	3.2996	1.5225	.17360	281.84	1.96330	19.950	670.50	253.31 Olga Strat. Wavy
Topsides														
44	.85890	138.60	58.69	31.31	256.78	2.5935	3.2996	0.0000	0.0000	281.85	1.96330	19.950	670.51	253.31 Olga Strat. Wavy
45	.90949	221.76	58.69	31.31	254.27	2.1444	3.3136	2.2731	.23696	284.13	1.96322	19.950	671.39	251.99 Olga Strat. Wavy
46	.94839	304.92	64.93	25.07	251.86	1.7061	3.3270	2.2388	.17087	286.36	1.96311	19.950	672.24	250.74 Olga Annular
47	.98026	388.08	69.03	20.97	249.46	1.2714	3.3405	2.2305	.16583	288.63	1.96296	19.950	673.07	249.49 Olga Annular
48	1.0074	471.24	71.93	18.07	247.08	.84005	3.3539	2.2221	.16324	290.92	1.96279	19.950	673.90	248.24 Olga Annular
49	1.0310	554.40	74.16	15.84	244.70	.42430	3.3677	2.2137	.16182	293.25	1.96258	19.950	674.71	246.98 Olga Annular
50	1.0519	637.56	75.89	14.11	242.34	.01153	3.3815	2.2051	.16112	295.60	1.96234	19.950	675.50	245.73 Olga Annular
51	1.0707	720.72	77.26	12.74	239.98	-.3983	3.3953	2.1966	.16086	297.99	1.96207	19.950	676.29	244.47 Olga Annular
52	1.0879	803.88	78.31	11.69	237.63	-.8005	3.4093	2.1881	.16093	300.41	1.96176	19.950	677.06	243.22 Olga Annular
53	1.1036	887.04	79.31	10.69	235.29	-1.198	3.4232	2.1794	.16120	302.20	1.95480	19.950	657.40	241.82 Olga Annular
54	1.1226	997.92	80.28	9.724	232.18	-1.715	3.4407	2.8887	.21918	420.22	1.91731	19.950	576.17	239.30 Olga Annular
55	1.1358	1081.1	80.98	9.017	229.86	-2.092	3.4539	2.1548	.16770	485.47	1.89288	19.950	541.54	237.47 Olga Annular
56	1.1481	1164.2	81.58	8.419	227.54	-2.466	3.4672	2.1433	.16974	543.40	1.87121	19.950	518.03	235.69 Olga Annular
57	1.1596	1247.4	82.13	7.870	225.24	-2.822	3.4809	2.1368	.17184	591.68	1.85321	19.950	502.30	233.96 Olga Annular
58	1.1740	1358.3	82.60	7.398	222.17	-3.291	3.4992	2.8347	.23167	645.35	1.83324	19.950	488.00	231.76 Olga Annular
59	1.1775	1386.0	82.80	7.201	221.41	-3.403	3.5039	.70566	.05830	656.22	1.82921	19.950	485.51	231.22 Olga Annular

***** PIPESIM *****
 * (Release 4.40 02/06/09) *
 * MULTIPHASE FLOW SIMULATOR *
 * 2009.1.153 *
 * Schlumberger *

 Date : 09/06/10
 Time : 11:12:58
 Case no. 1 Auxiliary Output
 Case no. 1 Auxiliary Output
 Case no. 1 Auxiliary Output
 PC-32/Intel

Project : PIPESIM Project
 User :
 Data File : D:\Documents\Projeto Final\Simulações SRK\0906(0cm-ano0).pst

Job : 'PIPESIM Job'
 Case 1 :

Dist.	Elev.	Superficial	Mass Flow Rates	No-Slip	Slip	Viscosities	Reynolds	Liquid	Liquid	Liquid	Enthalpy	Liquid
(km)	(meter)	Vel. (m/s)	(kg/s)	Vel. (m/s)	(Centipoise)	Number	Number	Holdup	Holdup	Watercut	(kJ/kg)	Hydrate
		Liq. Gas	Liq. Gas	Liq. Gas	Liq. Gas			Frn.	Frn.	(%)		Sub-cool
												(C)
TUBING Coluna												
Flowtype is Tubing	ID= 125.73 mm	Roughness= .04572 mm										
1 0.0000	-3903.	.04334	7.0671	.33499	19.615	.211729	.028581	6713211	.00609	.00912	1.5580	-28.522
2 0.0000	-3742.	.04823	7.1119	.37311	19.577	.212784	.028360	6733104	.00674	.00979	1.5650	-30.155
3 0.0000	-3437.	.05834	7.1922	.45208	19.498	.214957	.027945	6764412	.00805	.01117	1.5815	-33.914
4 0.0000	-3132.	.06971	7.2667	.54109	19.409	.217275	.027533	6787069	.00950	.01269	1.5910	-38.541
5 0.0000	-2827.	.08250	7.3352	.64138	19.308	.219656	.027121	6800693	.01112	.01438	1.5870	-44.013
6 0.0000	-2522.	.09685	7.3977	.75416	19.196	.222038	.026704	6804987	.01292	.01624	1.5675	-50.312
7 0.0000	-2218.	.11292	7.4538	.88059	19.069	.224373	.026280	6799741	.01492	.01831	1.5326	-57.414
8 0.0000	-1913.	.13010	7.4979	1.0172	18.933	.229279	.025877	6769306	.01706	.02052	1.5499	-65.302
9 0.0000	-1608.	.14866	7.5320	1.1660	18.784	.235188	.025476	6720512	.01936	.02289	1.5898	-73.959

FLOWLINE Jumper												
Flowtype is Tubing	ID= 168.28 mm	Roughness= .6731 mm										
10 0.0000	0.0000	.08301	4.2049	1.1662	18.784	.235192	.025475	4916878	.01936	.02729	1.5896	-73.959
11 .12499	1.2759	.08370	4.2027	1.1764	18.773	.235777	.025464	4909305	.01953	.02751	1.6024	-74.920
12 .24999	2.5517	.08440	4.2005	1.1866	18.763	.236353	.025453	4901761	.01970	.02773	1.6149	-75.877

Flowline Sem Isolamento												
Flowtype is Tubing	ID= 177.8 mm	Roughness= .04572 mm										
13 0.0000	0.0000	.07571	3.7608	1.1884	18.761	.236549	.025458	4653695	.01973	.02698	1.6217	-75.877
14 .96995	9.9007	.29454	2.4697	3.3975	16.552	.184661	.032703	2759468	.10655	.13104	1.0563	-316.26
15 1.9399	19.801	.27911	2.4899	3.2741	16.676	.193817	.032669	2746783	.10080	.12558	1.1148	-316.20
16 2.9098	29.702	.26360	2.5102	3.1500	16.800	.204095	.032636	2732745	.09503	.12012	1.1803	-316.14
17 3.8798	39.603	.24802	2.5306	3.0254	16.924	.215715	.032603	2717106	.08926	.11466	1.2545	-316.08
18 4.8497	49.503	.23237	2.5510	2.9002	17.050	.228955	.032570	2699563	.08348	.10920	1.3389	-316.01
19 5.8197	59.404	.21665	2.5716	2.7745	17.175	.244182	.032538	2679734	.07770	.10375	1.4361	-315.95
20 6.7896	69.305	.20086	2.5923	2.6482	17.302	.261877	.032507	2657130	.07191	.09829	1.5490	-315.89
21 7.7596	79.206	.18500	2.6130	2.5213	17.429	.282695	.032475	2631116	.06612	.09285	1.6818	-315.83
22 8.7295	89.106	.16906	2.6338	2.3938	17.556	.307542	.032444	2600853	.06032	.08741	1.8404	-315.77
23 9.6995	99.007	.15305	2.6548	2.2657	17.684	.337716	.032413	2565211	.05451	.08197	2.0329	-315.71
24 10.669	108.91	.13697	2.6758	2.1370	17.813	.375136	.032383	2522631	.04869	.07653	2.2716	-315.65
25 11.639	118.81	.12295	2.6952	2.0255	17.924	.416109	.032342	2478079	.04363	.07180	2.5306	-315.57
26 12.609	128.71	.12342	2.7035	2.0345	17.915	.417423	.032216	2478737	.04366	.07187	2.5209	-315.24
27 13.579	138.61	.12390	2.7119	2.0435	17.906	.418714	.032088	2479560	.04369	.07193	2.5113	-314.89
28 14.549	148.51	.12437	2.7204	2.0525	17.897	.420007	.031960	2480392	.04372	.07199	2.5016	-314.53
29 15.519	158.41	.12485	2.7290	2.0617	17.888	.421300	.031832	2481235	.04375	.07205	2.4920	-314.18
30 16.489	168.31	.12534	2.7377	2.0709	17.879	.422593	.031703	2482087	.04378	.07211	2.4823	-313.82
31 17.459	178.21	.12583	2.7464	2.0802	17.870	.423888	.031574	2482949	.04381	.07217	2.4726	-313.46
32 18.429	188.11	.12632	2.7552	2.0896	17.860	.425184	.031445	2483821	.04384	.07222	2.4629	-313.11
33 19.399	198.01	.12682	2.7641	2.0991	17.851	.426480	.031316	2484703	.04387	.07228	2.4532	-312.75

Flowline												
Flowtype is Tubing	ID= 168.28 mm	Roughness= .6731 mm										
34 0.0000	0.0000	.14158	3.0858	2.0991	17.851	.426482	.031316	2700997	.04387	.06693	2.4532	-312.75
35 .34998	3.5724	.14197	3.0914	2.1058	17.844	.427739	.031241	2699417	.04391	.06701	2.4467	-312.78
36 .69996	7.1448	.14236	3.0971	2.1126	17.837	.428993	.031165	2697862	.04395	.06709	2.4403	-312.81
37 1.0499	10.717	.14276	3.1028	2.1194	17.830	.430244	.031089	2696334	.04399	.06716	2.4338	-312.84
38 1.3999	14.290	.14316	3.1085	2.1263	17.824	.431492	.031013	2694833	.04403	.06724	2.4272	-312.86
39 1.7499	17.862	.14356	3.1143	2.1332	17.817	.432736	.030936	2693357	.04407	.06731	2.4207	-312.88
40 2.0999	21.434	.14396	3.1201	2.1401	17.810	.433976	.030859	2691908	.04411	.06739	2.4141	-312.90

Riser												
Riser Base												
41 0.0000	0.0000	.14396	3.1201	2.1401	17.810	.433978	.030859	2679636	.04411	.06822	2.4141	-312.90
42 .74297	27.720	.14508	3.1353	2.1595	17.790	.437589	.030656	2674059	.04423	.06846	2.3963	-313.13
43 .81298	83.160	.14589	3.1443	2.1735	17.776	.440584	.030531	2727355	.04434	.06469	2.3840	-313.66
44 .85890	138.60	.14668	3.1529	2.1872	17.763	.443504	.030410	2751203	.04445	.06296	2.3720	-314.20
Topsides												
44 .85890	138.60	.14668	3.1530	2.1873	17.762	.443517	.030409	2766650	.04445	.06200	2.3720	-314.20
45 .99949	221.76	.14787	3.1658	2.2079	17.742	.447814	.030229	2758136	.04462	.06223	2.3543	-314.99
46 .94839	304.92	.14903	3.1780	2.2281	17.722	.451959	.030055	2879414	.04479	.05498	2.3372	-315.79
47 .98026	388.08	.15021	3.1902	2.2485	17.701	.456057	.029881	2870591	.04497	.05526	2.3201	-316.58
48 1.0074	471.24	.15140	3.2025	2.2691	17.681	.460110	.029706	2862431	.04514	.05551	2.3030	-317.37
49 1.0310	554.40	.15261	3.2151	2.2900	17.660	.464072	.029527	2854973	.04532	.05575	2.2859	-318.12
50 1.0519	637.56	.15384	3.2276	2.3111	17.639	.467991	.029347	2847765	.04549	.05597	2.2689	-318.86
51 1.0707	720.72	.15508	3.2402	2.3325	17.617	.471869	.029167	2840741	.04567	.05620	2.2518	-319.60
52 1.0879	803.88	.15634	3.2530	2.3541	17.596	.475688	.028984	2833992	.04586	.05642	2.2348	-320.31
53 1.1036	887.04	.16664	3.2565	2.4363	17.513	.454782	.028781	2836958	.04868	.05946	2.0976	-321.03
54 1.1226	997.92	.21869	3.2220	2.8023	17.148	.359475	.028426	2871023	.06356	.07536	1.5988	-321.98
55 1.1358	1081.1	.25265	3.2013	3.0429	16.907	.319204	.028165	2885667	.07315	.08555	1.3842	-322.66
56 1.1481	1164.2	.28280	3.1844	3.2581	16.992	.292149	.027911	2894779	.08156	.09447	1.2369	-323.35
57 1.1596	1247.4	.30793	3.1730	3.4398	16.510	.274398	.027664	2899633	.08846	.10177	1.1362	-323.97
58 1.1740	1358.3	.33585	3.1634	3.6451	16.305	.258761	.027347	2901409	.09598	.10971	1.0420	-324.80
59 1.1775	1386.0	.34151	3.1624	3.6876	16.262	.256158	.027270	2901099	.09747	.11127	1.0248	-325.00

Case 1 complete

Apêndice C

Algoritmo em FORTRAN para os cálculos da simulação hidráulica para o primeiro ano de produção do Campo UFRJ.

```
PROGRAM PFC
IMPLICIT NONE
REAL (KIND=8)::Pwf,Pe,Pjumper,Pflow,Q,C,n,gama,dp,dpf,Ppc,Tpc,P,Ppr,T,
  Tpr,Tr,Tjumper,Tflow,tz,Az,Bz,Cz,Dz,fy,Y,dfy,Yn,Z,s,L,&
  teta,Phf,di,djumper,dflow,f,Pi,Li,Lk,Lejumper,Leflow,Nre,visc,
  rog,MW,xlee,ylee,klee,rug,rugjumper,&
  rugflow,rugr,v,Psc,Tsc,Qsc,Pup,dflow2,Leflow2,Tflow2,Pflow2,
  rugflow2,driser1,driser2,Leriser1,Leriser2,Triser1,Triser2,
  Priser1,Priser2,rugriser1,rugriser2

INTEGER::i,m,k,j

REAL (KIND=8), DIMENSION(72)::P1, L1,V1, R1, Visc1,D1

! *****
!Dados Iniciais
! *****

Psc=14.7D0 !Pressão de referência em psi
Tsc=520.D0 !Temperatura de referencia em Rankine
Qsc=2000000.D0 !Vazão de referencia em sm3/d
L=7529.505D0 ! comprimento do poço ft
teta=0.D0 !ângulo do poço com a vertical em radianos
di=4.95D0 ! diâmetro da coluna em in
rug=0.0018D0 !rugosidade da coluna em in
Tr=663.75D0 !temperatura do reservatório em Rankine
gama=0.6923D0 !densidade do gás
MW=20.056094D0 !massa molecular do gás

! *****
!CÁLCULO PERDA DE CARGA RESERVATÓRIO
! *****

Pe=5845.D0 !pressão estática do reservatório em psia
Q=70.629336D0 !vazão de gás em Mscf/d
C=3.43452D-05 !em Mscf/psi2
n=0.922169D0

Pwf=SQRT(Pe**2.D0-(Q/C)**(1.D0/n))

P1(1)=Pe*0.06894757D0
P1(2)=Pwf*0.06894757D0

! *****
!CÁLCULO PERDA DE CARGA POÇO
! *****

T=Tr
Ppc=661.0269D0
Tpc=374.2864D0

Li=L/10.D0

DO k=1,10
  Lk=k*Li
```

```

L1(k+2)=Lk*0.3048D0
P=Pwf
Pi=0.D0
D0 m=1,1000
Ppr=P/Ppc
Tpr=T/Tpc

! *****
! CÁLCULO DE Z POR HALL AND YARBOROUGH
! *****

tz=1.D0/Tpr
Az=0.06125D0*tz*EXP(-1.2D0*(1.D0-tz)**2.D0)
Bz=tz*(14.76D0-9.76D0*tz+4.58D0*tz**2.D0)
Cz=tz*(90.7D0-242.2D0*tz+42.4D0*tz**2.D0)
Dz=2.18D0+2.82D0*tz
Y=0.98D0

DO i=1,1000

fy=(Y+Y**2.D0+Y**3.D0-Y**4.D0)/(1.D0-Y)**3.D0-Az*Ppr -
Bz*Y**2.D0+Cz*Y**Dz

dfy=(1.D0+4.D0*Y+4.D0*Y**2.D0-4.D0*Y**3.D0+Y**4.D0)/(1.D0-
Y)**4.D0-2.D0*Bz*Y+Cz*Dz*Y**(Dz-1.D0)

Yn=Y-fy/dfy

IF (DABS(Yn-Y)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Y=Yn

END DO

Z=Az*Ppr/Y

! *****
! CÁLCULO DA VISCOSIDADE POR LEE
! *****

rog=0.043249842D0*P*gama/(Z*T) !rog dada em g/cm3
xlee=2.57D0+1914.5D0/T+0.275D0*gama
ylee=1.11D0+0.04D0*xlee
klee=((7.77D0+0.183D0*gama)*T**(1.5D0))/(122.4D0+373.6D0*gama+T)
visc=klee*0.0001D0*EXP(xlee*rog*ylee)

! *****
! CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS
! *****

v=4.D0*T*Z*Psc*Qsc/(86400.D0*Tsc*P*3.141592654D0*(di*0.0254D0)**
2.D0) ! em m/s

Nre=rog*1000000.D0*v*(di*0.0254D0)/visc

! *****
! CÁLCULO DE f
! *****

```

```

rigr=rug/di

IF (Nre<=2000.D0) THEN

f= 64.D0/Nre

ELSE

f= 1.D0/(1.14D0-2.D0*log10(rigr+(21.25D0/Nre**0.9D0))**(2.D0)

END IF

! *****
! CÁLCULO DE Phf
! *****

dp=(1000.D0*rog*9.80665D0*cos(teta)*Li*0.3048D0)*0.0001450377D0

dpf=(Li*0.3048D0*f*1000.D0*rog*v**2.D0/(2.D0*di*0.0254))*0.00014
50377D0

Phf=Pwf-dp-dpf

IF (DABS(Phf-Pi)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Pi=Phf

P=(Phf+Pwf)/2.D0

END DO

Pwf=Phf
P1(k+2)=Phf*0.06894757D0
V1(k+2)=v
R1(k+2)=Nre
Visc1(k+2)=visc
D1(k+2)=rog

END DO

! *****
! CÁLCULO PERDA DE CARGA NO JUMPER
! *****

djumper=6.625D0 !diâmetro do jumper em in
rugjumper=0.0265D0 !rugosidade do jumper em in
Lejumper= 820.2075D0 !comprimento do jumper em ft
Tjumper=621.27D0 !temperatura média no jumper em Rankine (retirado
PIPESIM)

Li=Lejumper/10.D0
T=Tjumper

DO k=1,10

Lk=k*Li

L1(k+12)=(Lk+L)*0.3048D0

```

P=Phf

Pi=0.D0

DO m=1,1000

Ppr=P/Ppc

Tpr=Tjumper/Tpc

```
! *****
! CÁLCULO DE Z POR HALL AND YARBOROUGH
! *****
```

tz=1.D0/Tpr

Az=0.06125D0*tz*EXP(-1.2D0*(1.D0-tz)**2.D0)

Bz=tz*(14.76D0-9.76D0*tz+4.58D0*tz**2.D0)

Cz=tz*(90.7D0-242.2D0*tz+42.4D0*tz**2.D0)

Dz=2.18D0+2.82D0*tz

Y=0.98D0

DO i=1,1000

fy=(Y+Y**2.D0+Y**3.D0-Y**4.D0)/(1.D0-Y)**3.D0-Az*Ppr-Bz*Y**2.D0+Cz*Y**Dz

dfy=(1.D0+4.D0*Y+4.D0*Y**2.D0-4.D0*Y**3.D0+Y**4.D0)/(1.D0-Y)**4.D0-2.D0*Bz*Y+Cz*Dz*Y**(Dz-1.D0)

Yn=Y-fy/dfy

IF (DABS(Yn-Y)<=1.D-08) THEN

EXIT

END IF

Y=Yn

END DO

Z=Az*Ppr/Y

```
! *****
! CÁLCULO DA VISCOSIDADE POR LEE
! *****
```

rog=0.043249842D0*P*gama/(Z*T) !rog dada em g/cm3

xlee=2.57D0+1914.5D0/T+0.275D0*gama

ylee=1.11D0+0.04D0*xlee

klee=((7.77D0+0.183D0*gama)*T**(1.5D0))/(122.4D0+373.6D0*gama+T)

visc=klee*0.0001D0*EXP(xlee*rog*ylee)

```
! *****
! CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS
! *****
```



```

v=4.D0*T*Z*Psc*Qsc/(86400.D0*Tsc*P*3.141592654D0*(djumper*0.0254
D0)**2.D0)

Nre=rog*1000000.D0*v*(djumper*0.0254D0)/visc

! *****
! CÁLCULO DE f
! *****

rugr=rugjumper/djumper

IF (Nre<=2000.D0) THEN

f= 64.D0/Nre

ELSE

f= 1.D0/(1.14D0-2.D0*log10(rugr+(21.25D0/Nre**0.9D0)))*(2.D0)

END IF

! *****
! CÁLCULO DE P NO FINAL DO JUMPER
! *****

dp=(1000.D0*rog*9.80665D0*SIN(0.01012291D0)*Li*0.3048D0)*0.00014
50377D0

dpf=(Li*0.3048D0*f*1000.D0*rog*v**2.D0/(2.D0*djumper*0.0254))*0.
0001450377D0

Pjumper=Phf-dp-dpf

IF (DABS(Pjumper-Pi)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Pi=Pjumper

P=(Pjumper+Phf)/2.D0

END DO

Phf=Pjumper

P1(k+12)=Phf*0.06894757D0
V1(K+12)=v
R1(k+12)=Nre
D1(k+12)=rog
Visc1(k+12)=visc

END DO

! *****
! CÁLCULO PERDA DE CARGA NA FLOWLINE 1
! *****

dflow=7.D0 !diâmetro da flowline em in
rugflow=0.0018D0 !rugosidade da flowline em in
Leflow= 63648.1D0 !comprimento da flowline em ft

```

```
Tflow=498.87D0 !temperatura média na flowline em Rankine (retirado  
PIPESIM)
```

```
Li=Leflow/20.D0  
T=Tflow
```

```
DO k=1,20
```

```
Lk=k*Li
```

```
L1(k+22)=(Lk+L+Lejumper)*0.3048D0
```

```
P=Pjumper
```

```
Pi=0.D0
```

```
DO m=1,1000
```

```
Ppr=P/Ppc  
Tpr=Tflow/Tpc
```

```
! *****  
! CÁLCULO DE Z POR HALL AND YARBOROUGH  
! *****
```

```
tz=1.D0/Tpr  
Az=0.06125D0*tz*EXP(-1.2D0*(1.D0-tz)**2.D0)  
Bz=tz*(14.76D0-9.76D0*tz+4.58D0*tz**2.D0)  
Cz=tz*(90.7D0-242.2D0*tz+42.4D0*tz**2.D0)  
Dz=2.18D0+2.82D0*tz
```

```
Y=0.98D0
```

```
DO i=1,1000
```

```
fy=(Y+Y**2.D0+Y**3.D0-Y**4.D0)/(1.D0-Y)**3.D0-Az*Ppr -  
Bz*Y**2.D0+Cz*Y**Dz  
dfy=(1.D0+4.D0*Y+4.D0*Y**2.D0-4.D0*Y**3.D0+Y**4.D0)/(1.D0-  
Y)**4.D0-2.D0*Bz*Y+Cz*Dz*Y** (Dz-1.D0)
```

```
Yn=Y-fy/dfy
```

```
IF (DABS(Yn-Y)<=1.D-08) THEN  
EXIT  
END IF
```

```
Y=Yn
```

```
END DO
```

```
Z=Az*Ppr/Y
```

```
! *****  
! CÁLCULO DA VISCOSIDADE POR LEE  
! *****
```

```
rog=0.043249842D0*P*gama/(Z*T) !rog dada em g/cm3
```

```
xlee=2.57D0+1914.5D0/T+0.275D0*gama
```

```
ylee=1.11D0+0.04D0*xlee
```

```

klee=((7.77D0+0.183D0*gama)*T**(1.5D0))/(122.4D0+373.6D0*gama+T)
visc=klee*0.0001D0*EXP(xlee*rog**ylee)

! *****
! CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS
! *****

v=4.D0*T*Z*Psc*Qsc/(86400.D0*Tsc*P*3.141592654D0*(dflow*0.0254D0
)**2.D0) !em m/s

Nre=rog*1000000.D0*v*(dflow*0.0254D0)/visc

! *****
! CÁLCULO DE f
! *****

rugr=rugflow/dflow

IF (Nre<=2000.D0) THEN

f= 64.D0/Nre

ELSE

f= 1.D0/(1.14D0-2.D0*log10(rugr+(21.25D0/Nre**0.9D0)))**(2.D0)

END IF

! *****
! CÁLCULO DE P NO FINAL DA FLOWLINE
! *****

dp=(1000.D0*rog*9.80665D0*SIN(0.01012291D0)*Li*0.3048D0)*0.00014
50377D0

dpf=(Li*0.3048D0*f*1000.D0*rog*v**2.D0/(2.D0*dflow*0.0254)))*0.00
01450377D0

Pflow=Pjumper-dp-dpf

IF (DABS(Pflow-Pi)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Pi=Pflow

P=(Pflow+Pjumper)/2.D0

END DO

Pjumper=Pflow

P1(k+22)=Pflow*0.06894757D0
V1(k+22)=v
R1(k+22)=Nre
D1(k+22)=rog
Visc1(k+22)=visc

END DO

```

```

! *****
! CÁLCULO PERDA DE CARGA NA FLOWLINE 2
! *****

dflow2=6.625D0 !diâmetro da flowline em in
rugflow2=0.0265D0 !rugosidade da flowline em in
Leflow2= 6889.743D0 !comprimento da flowline em ft
Tflow2=498.87D0 !temperatura média na flowline em Rankine (retirado
PIPESIM)

Li=Leflow2/10.D0
T=Tflow2

DO k=1,10

Lk=k*Li

L1(k+42)=(Lk+L+Lejumper+Leflow)*0.3048D0

P=Pflow

Pi=0.D0

    DO m=1,1000

        Ppr=P/Ppc
        Tpr=Tflow/Tpc

        ! *****
        ! CÁLCULO DE Z POR HALL AND YARBOROUGH
        ! *****

        tz=1.D0/Tpr
        Az=0.06125D0*tz*EXP(-1.2D0*(1.D0-tz)**2.D0)
        Bz=tz*(14.76D0-9.76D0*tz+4.58D0*tz**2.D0)
        Cz=tz*(90.7D0-242.2D0*tz+42.4D0*tz**2.D0)
        Dz=2.18D0+2.82D0*tz

        Y=0.98D0

        DO i=1,1000

            fy=(Y+Y**2.D0+Y**3.D0-Y**4.D0)/(1.D0-Y)**3.D0-Az*Ppr-
            Bz*Y**2.D0+Cz*Y**Dz

            dfy=(1.D0+4.D0*Y+4.D0*Y**2.D0-4.D0*Y**3.D0+Y**4.D0)/(1.D0-
            Y)**4.D0-2.D0*Bz*Y+Cz*Dz*Y**Dz-1.D0)

            Yn=Y-fy/dfy

            IF (DABS(Yn-Y)<=1.D-08) THEN
                EXIT
            END IF

            Y=Yn

        END DO

    END DO

```

Z=Az*Ppr/Y

```
! *****
! CÁLCULO DA VISCOSIDADE POR LEE
! *****
```

rog=0.043249842D0*P*gama/(Z*T) !rog dada em g/cm3

xlee=2.57D0+1914.5D0/T+0.275D0*gama

ylee=1.11D0+0.04D0*xlee

klee=((7.77D0+0.183D0*gama)*T**(1.5D0))/(122.4D0+373.6D0*gama+T)

visc=klee*0.0001D0*EXP(xlee*rog**ylee)

```
! *****
! CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS
! *****
```

v=4.D0*T*Z*Psc*Qsc/(86400.D0*Tsc*P*3.141592654D0*(dflow2*0.0254D0)**2.D0) !em m/s

Nre=rog*1000000.D0*v*(dflow2*0.0254D0)/visc

```
! *****
! CÁLCULO DE f
! *****
```

rugr=rugflow2/dflow2

IF (Nre<=2000.D0) THEN

f= 64.D0/Nre

ELSE

f= 1.D0/(1.14D0-2.D0*log10(rugr+(21.25D0/Nre**0.9D0)))*(2.D0)

END IF

```
! *****
! CÁLCULO DE P NO FINAL DA FLOWLINE 2
! *****
```

dp=(1000.D0*rog*9.80665D0*SIN(0.01012291D0)*Li*0.3048D0)*0.0001450377D0

dpf=(Li*0.3048D0*f*1000.D0*rog*v**2.D0/(2.D0*dflow2*0.0254D0))*0.001450377D0

Pflow2=Pflow-dp-dpf

IF (DABS(Pflow2-Pi)<=1.D-08) THEN

EXIT

END IF

Pi=Pflow2

P=(Pflow2+Pflow)/2.D0

```

END DO

Pflow=Pflow2

P1(k+42)=Pflow2*0.06894757D0
V1(k+42)=v
R1(k+42)=Nre
D1(k+42)=rog
Visc1(k+42)=visc

END DO

! *****
! CÁLCULO PERDA DE CARGA NO RISER 1
! *****

driser1=6.625D0 !diâmetro da flowline em in
rugriser1=0.0265D0 !rugosidade da flowline em in
Leriser1= 3863.177D0 !comprimento da flowline em ft
Triser1=486.27D0 !temperatura média na flowline em Rankine (retirado
PIPESIM)

Li=Leriser1/10.D0
T=Triser1

DO k=1,10

Lk=k*Li

L1(k+52)=(Lk+L+Lejumper+Leflow+Leflow2)*0.3048D0

P=Pflow2

Pi=0.D0

    DO m=1,1000

        Ppr=P/Ppc
        Tpr=Tflow/Tpc

        ! *****
        ! CÁLCULO DE Z POR HALL AND YARBOROUGH
        ! *****

        tz=1.D0/Tpr
        Az=0.06125D0*tz*EXP(-1.2D0*(1.D0-tz)**2.D0)
        Bz=tz*(14.76D0-9.76D0*tz+4.58D0*tz**2.D0)
        Cz=tz*(90.7D0-242.2D0*tz+42.4D0*tz**2.D0)
        Dz=2.18D0+2.82D0*tz

        Y=0.98D0

        DO i=1,1000

            fy=(Y+Y**2.D0+Y**3.D0-Y**4.D0)/(1.D0-Y)**3.D0-Az*Ppr-
            Bz*Y**2.D0+Cz*Y**Dz

            dfy=(1.D0+4.D0*Y+4.D0*Y**2.D0-4.D0*Y**3.D0+Y**4.D0)/(1.D0-
            Y)**4.D0-2.D0*Bz*Y+Cz*Dz*Y**(Dz-1.D0)

```

```

Yn=Y-fy/dfy

IF (DABS(Yn-Y)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Y=Yn

END DO

Z=Az*Ppr/Y

! *****
! CÁLCULO DA VISCOSIDADE POR LEE
! *****

rog=0.043249842D0*P*gama/(Z*T) !rog dada em g/cm3

xlee=2.57D0+1914.5D0/T+0.275D0*gama

ylee=1.11D0+0.04D0*xlee

klee=((7.77D0+0.183D0*gama)*T**(1.5D0))/(122.4D0+373.6D0*gama+T)

visc=klee*0.0001D0*EXP(xlee*rog**ylee)

! *****
! CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS
! *****

v=4.D0*T*Z*Psc*Qsc/(86400.D0*Tsc*P**3.141592654D0*(driser1*0.0254
D0)**2.D0) !em m/s

Nre=rog*1000000.D0*v*(driser1*0.0254D0)/visc

! *****
! CÁLCULO DE f
! *****

rugar=rugriser1/driser1

IF (Nre<=2000.D0) THEN

f= 64.D0/Nre

ELSE

f= 1.D0/(1.14D0-2.D0*log10(rugar+(21.25D0/Nre**0.9D0)))*(2.D0)

END IF

! *****
! CÁLCULO DE P NO FINAL DO RISER HORIZONTAL
! *****

dp=(1000.D0*rog*9.80665D0*Li*SIN(0.D0)*0.3048D0)*0.0001450377D0

dpf=(Li*0.3048D0*f*1000.D0*rog*v**2.D0/(2.D0*driser1*0.0254))*0.
0001450377D0

Priser1=Pflow2-dp-dpf

```

```

IF (DABS(Priser1-Pi)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Pi=Priser1

P=(Priser1+Pflow2)/2.D0

END DO

Pflow2=Priser1

P1(k+52)=Priser1*0.06894757D0
V1(k+52)=v
R1(k+52)=Nre
D1(k+52)=rog
Visc1(k+52)=visc

END DO

! *****
! CÁLCULO PERDA DE CARGA NO RISER 2
! *****

driser2=6.625D0 !diâmetro da flowline em in
rugriser2=0.0265D0 !rugosidade da flowline em in
Leriser2= 4547.23D0 !comprimento da flowline em ft
Triser2=486.27D0 !temperatura média na flowline em Rankine (retirado
PIPESIM)

Li=Leriser2/10.D0
T=Triser2

DO k=1,10

Lk=k*Li

L1(k+62)=(Lk+L+Lejumper+Leflow+Leflow2+Leriser1)*0.3048D0

P=Priser1

Pi=0.D0

DO m=1,1000

Ppr=P/Ppc
Tpr=Tflow/Tpc

! *****
! CÁLCULO DE Z POR HALL AND YARBOROUGH
! *****

tz=1.D0/Tpr
Az=0.06125D0*tz*EXP(-1.2D0*(1.D0-tz)**2.D0)
Bz=tz*(14.76D0-9.76D0*tz+4.58D0*tz**2.D0)
Cz=tz*(90.7D0-242.2D0*tz+42.4D0*tz**2.D0)
Dz=2.18D0+2.82D0*tz

Y=0.98D0

```



```

DO i=1,1000

fy=(Y+Y**2.D0+Y**3.D0-Y**4.D0)/(1.D0-Y)**3.D0-Az*Ppr-
Bz*Y**2.D0+Cz*Y**Dz

dfy=(1.D0+4.D0*Y+4.D0*Y**2.D0-4.D0*Y**3.D0+Y**4.D0)/(1.D0-
Y)**4.D0-2.D0*Bz*Y+Cz*Dz*Y**(Dz-1.D0)

Yn=Y-fy/dfy

IF (DABS(Yn-Y)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Y=Yn

END DO

Z=Az*Ppr/Y

! *****
! CÁLCULO DA VISCOSIDADE POR LEE
! *****

rog=0.043249842D0*P*gama/(Z*T) !rog dada em g/cm3

xlee=2.57D0+1914.5D0/T+0.275D0*gama

ylee=1.11D0+0.04D0*xlee

klee=((7.77D0+0.183D0*gama)*T**(1.5D0))/(122.4D0+373.6D0*gama+T)

visc=klee*0.0001D0*EXP(xlee*rog**ylee)

! *****
! CÁLCULO DO NÚMERO DE REYNOLDS
! *****

v=4.D0*T*Z*Psc*Qsc/(86400.D0*Tsc*P*3.141592654D0*(driser2*0.0254
D0)**2.D0) !em m/s

Nre=rog*1000000.D0*v*(driser2*0.0254D0)/visc

! *****
! CÁLCULO DE f
! *****

rugr=rugriser2/driser2

IF (Nre<=2000.D0) THEN

f= 64.D0/Nre

ELSE

f= 1.D0/(1.14D0-2.D0*log10(rugr+(21.25D0/Nre**0.9D0)))*(2.D0)

END IF

```

```

! *****
! CÁLCULO DE P NO FINAL DO RISER VERTICAL
! *****

dp=(1000.D0*rog*9.80665D0*Li*0.3048D0)*0.0001450377D0

dpf=(Li*0.3048D0*f*1000.D0*rog*v**2.D0/(2.D0*driser2*0.0254))*0.
0001450377D0

Priser2=Priser1-dp-dpf

IF (DABS(Priser2-Pi)<=1.D-08) THEN
EXIT
END IF

Pi=Priser2

P=(Priser2+Priser1)/2.D0

END DO

Priser1=Priser2

P1(k+62)=Priser2*0.06894757D0
V1(k+62)=v
R1(k+62)=Nre
D1(k+62)=rog
Visc1(k+62)=visc

END DO

! *****
! IMPRESSÃO DOS RESULTADOS
! *****

OPEN(30,file='output.dat', status='old')

WRITE(30,FMT='(A13,4X,A13,4X,A17,4X,A16,4X,A16,4X,A18)') "Distância
(m)", "Pressão (bar)", "Densidade (g/cm3)", "Viscosidade(cP)", "Velocidade
(m/s)", "Número de Reynolds"

WRITE (30,FMT='(A115)') "-----
-----"

WRITE(30,FMT='(A115)') "*****
***** Coluna *****"

DO j=1,12

WRITE(30,FMT='(F10.3,7X,F10.3,8X,F10.4,10X,F10.4,10X,F10.3,13X,E10.3)')
) L1(j), P1(j), D1(j), Visc1(j), V1(j), R1(j)

END DO

WRITE(30,FMT='(A115)') "*****
***** Jumper *****"

DO j=13,22

```

```

WRITE(30,FMT='(F10.3,7X,F10.3,8X,F10.4,10X,F10.4,10X,F10.3,13X,E10.3)')
)L1(j),P1(j),D1(j),Visc1(j),V1(j),R1(j)

END DO

WRITE(30,FMT='(A115)')"*****"
***** Flowline 1 *****

DO j=23,42

WRITE(30,FMT='(F10.3,7X,F10.3,8X,F10.4,10X,F10.4,10X,F10.3,13X,E10.3)')
)L1(j),P1(j),D1(j),Visc1(j),V1(j),R1(j)

END DO

WRITE(30,FMT='(A115)')"*****"
***** Flowline 2 *****

DO j=43,52

WRITE(30,FMT='(F10.3,7X,F10.3,8X,F10.4,10X,F10.4,10X,F10.3,13X,E10.3)')
)L1(j),P1(j),D1(j),Visc1(j),V1(j),R1(j)

END DO

WRITE(30,FMT='(A115)')"*****"
***** Riser 1 *****

DO j=53,62

WRITE(30,FMT='(F10.3,7X,F10.3,8X,F10.4,10X,F10.4,10X,F10.3,13X,E10.3)')
)L1(j),P1(j),D1(j),Visc1(j),V1(j),R1(j)

END DO

WRITE(30,FMT='(A115)')"*****"
***** Riser 2 *****

DO j=63,72

WRITE(30,FMT='(F10.3,7X,F10.3,8X,F10.4,10X,F10.4,10X,F10.3,13X,E10.3)')
)L1(j),P1(j),D1(j),Visc1(j),V1(j),R1(j)

END DO

END PROGRAM PFC

```

Apêndice D

Gráficos das simulações de garantia de escoamento referentes à primeira configuração de *flowline* (sem isolamento) para o restante da vida produtiva do campo.

- Segundo Ano de Produção

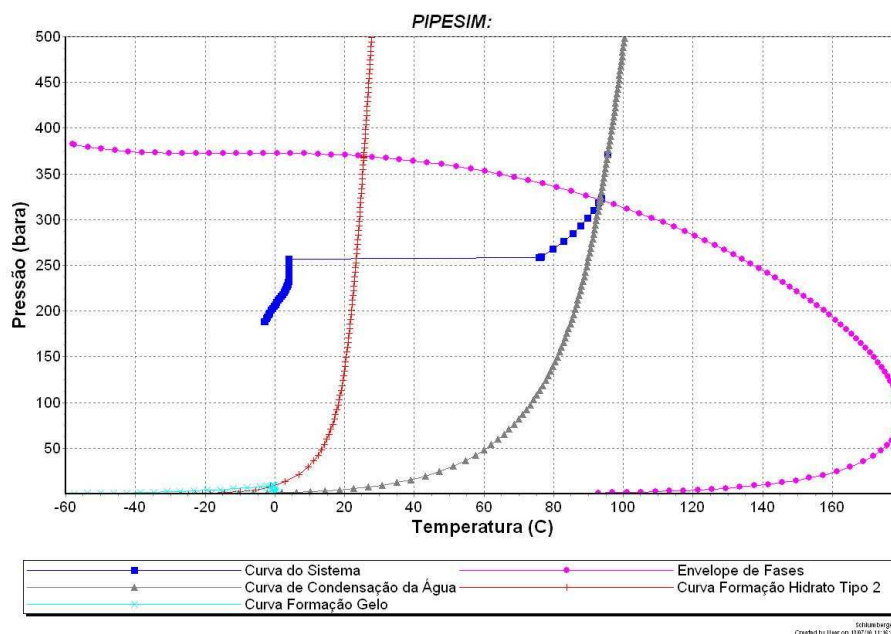


Figura 22 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Segundo Ano de Produção

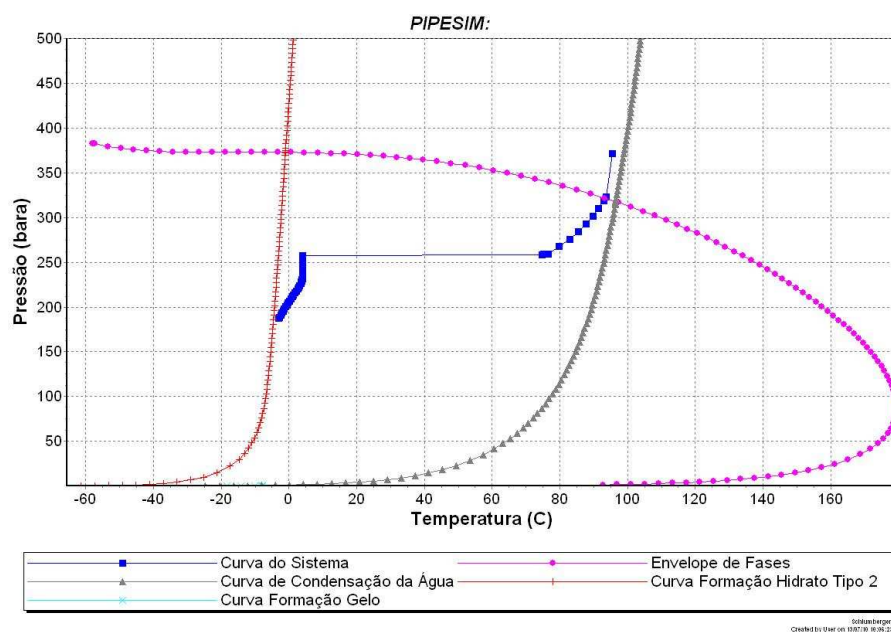


Figura 23 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Segundo Ano de Produção com Injeção de 14,0 m³/d de Etanol

- Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção

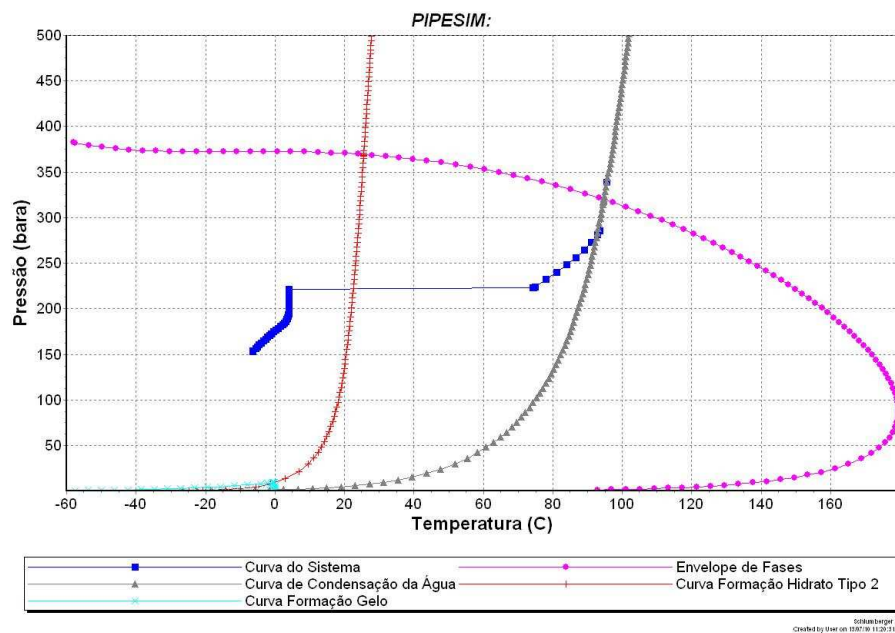


Figura 24– Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção

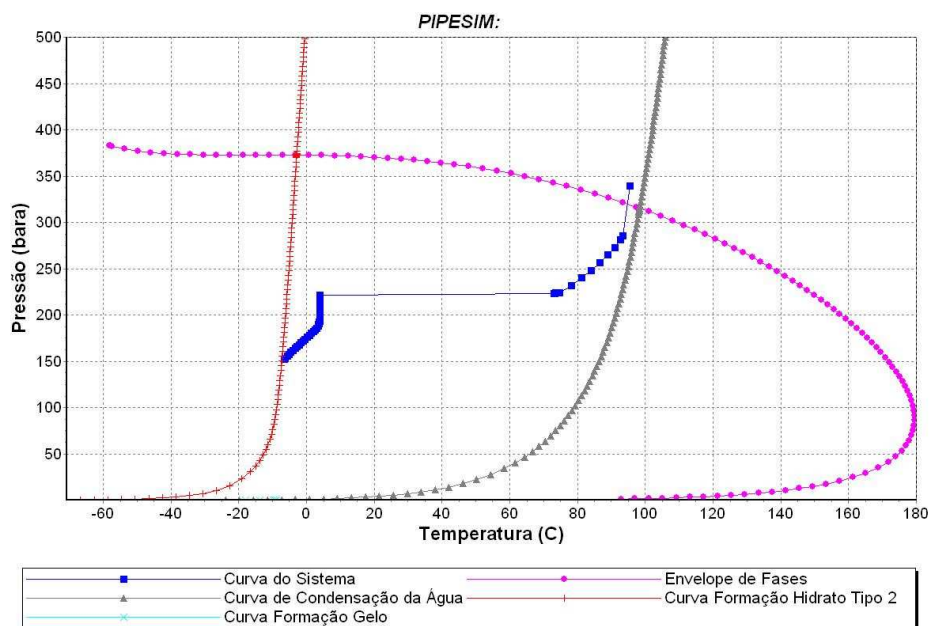


Figura 25 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção com Injeção de 16,5 m³/d de Etanol

- Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção

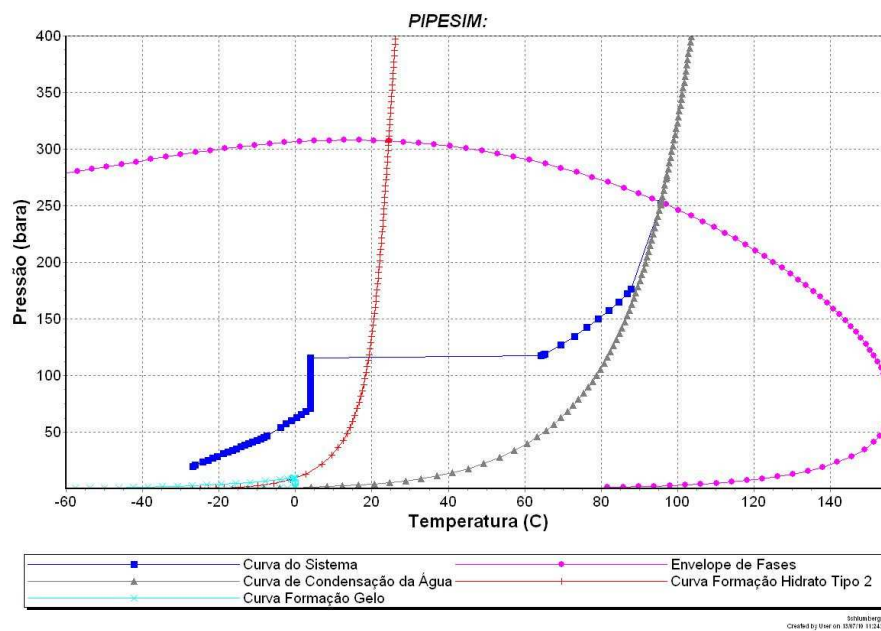


Figura 26 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção

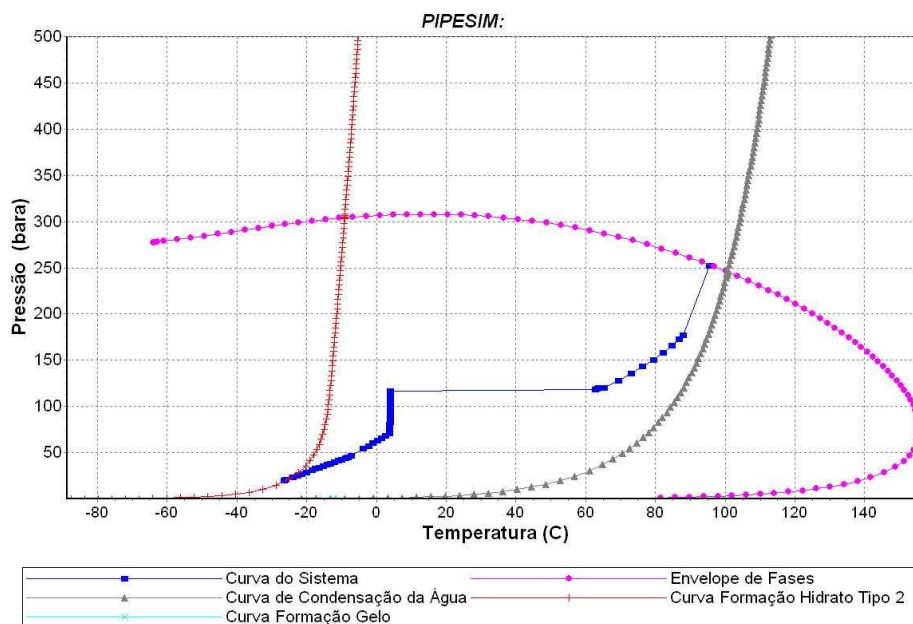


Figura 27 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção com Injeção de 25,5 m³/d de Etanol

- Décimo Ano de Produção

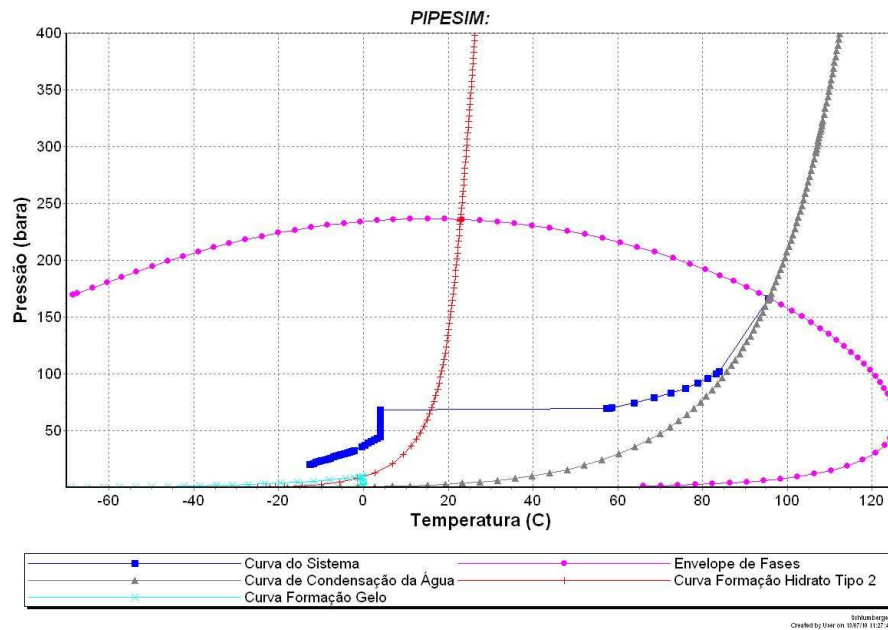


Figura 28 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Décimo Ano de Produção

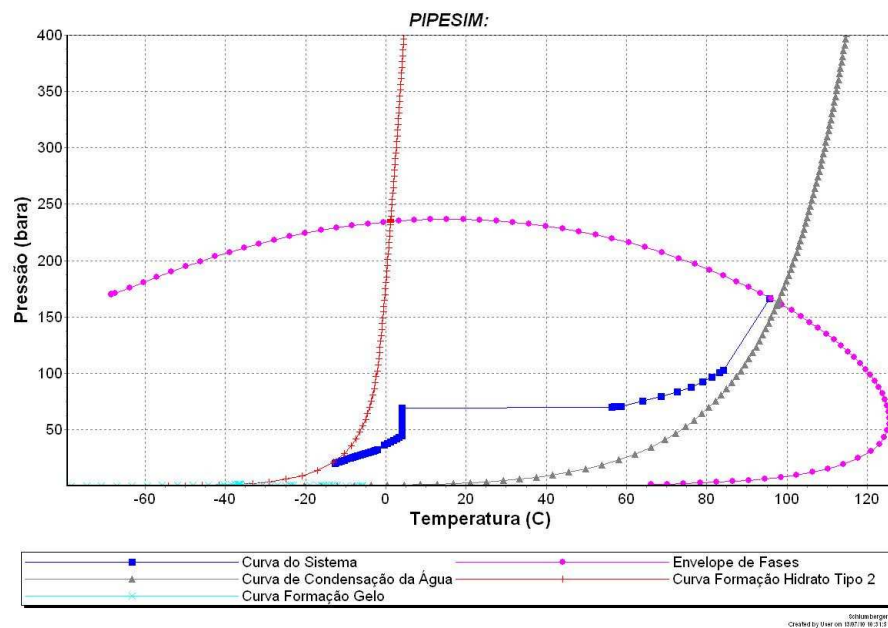


Figura 29 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 1 no Décimo Ano de Produção com Injeção de 8,5 m³/d de Etanol

Apêndice E

Gráficos das simulações de garantia de escoamento referentes à segunda configuração de *flowline* (com isolamento) para a vida produtiva do campo.

- Primeiro Ano de Produção

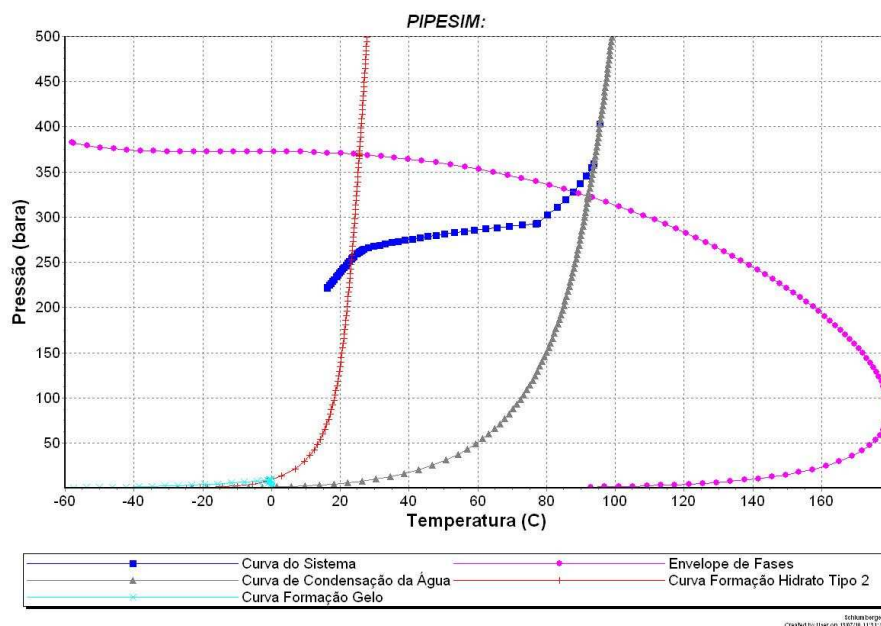


Figura 30 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Primeiro Ano de Produção

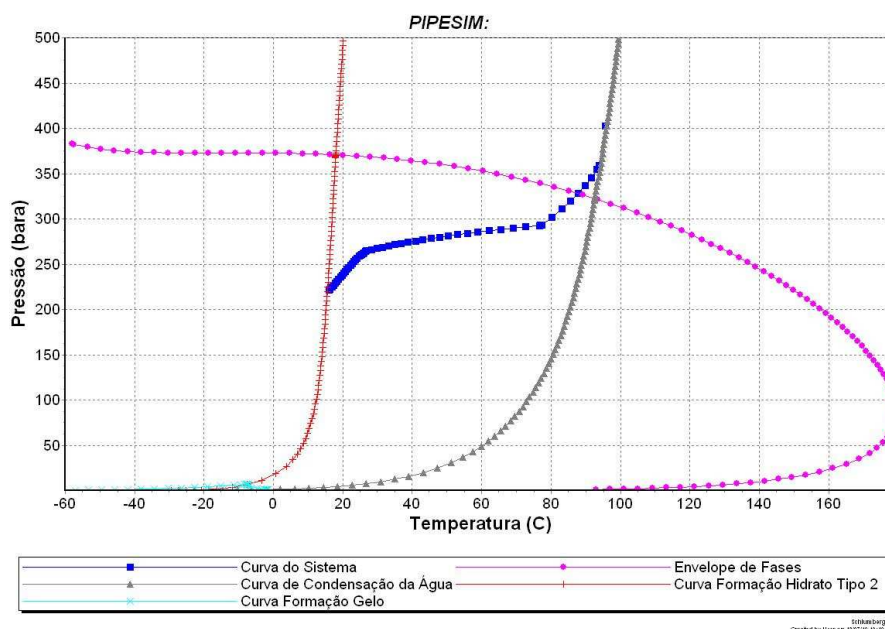


Figura 31 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Primeiro Ano de Produção com Injeção de 2,5 m³/d de Etanol

- Segundo Ano de Produção

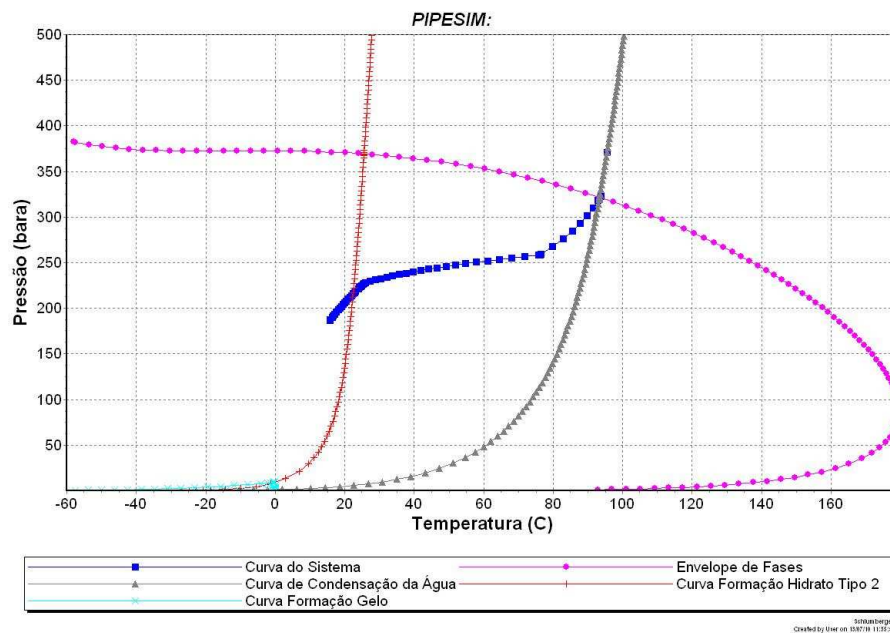


Figura 32 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Segundo Ano de Produção

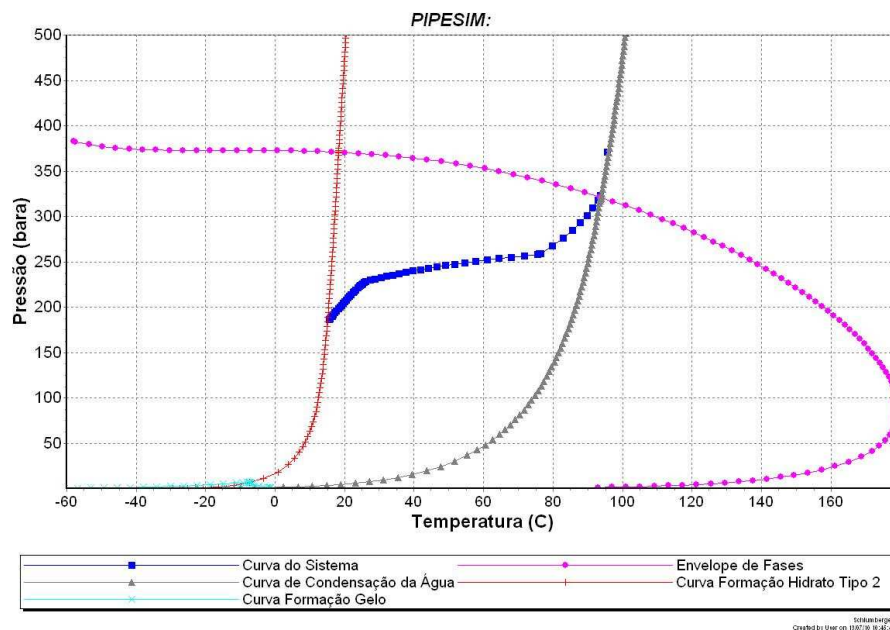


Figura 33 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Segundo Ano de Produção com Injeção de 2,5 m3/d de Etanol

- Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção

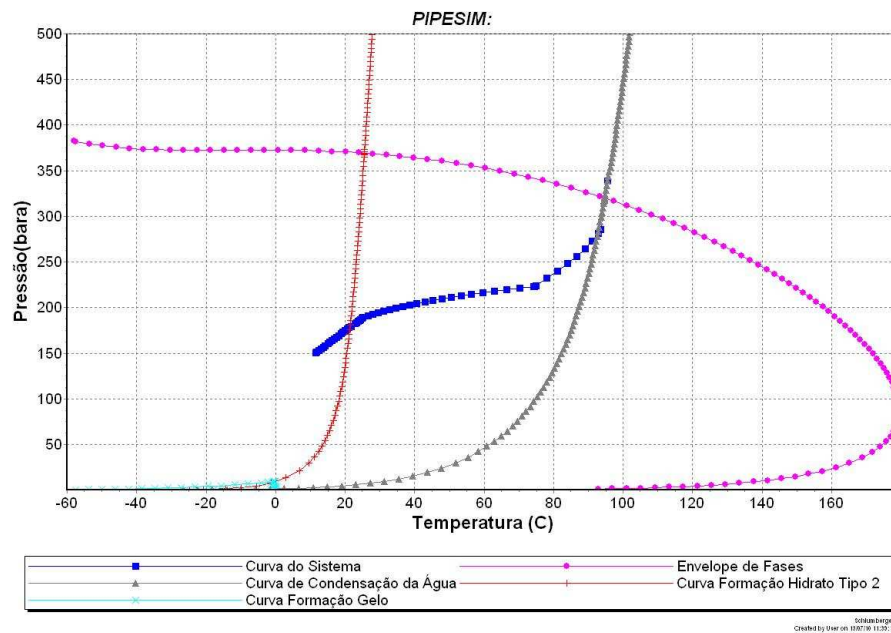


Figura 34 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção

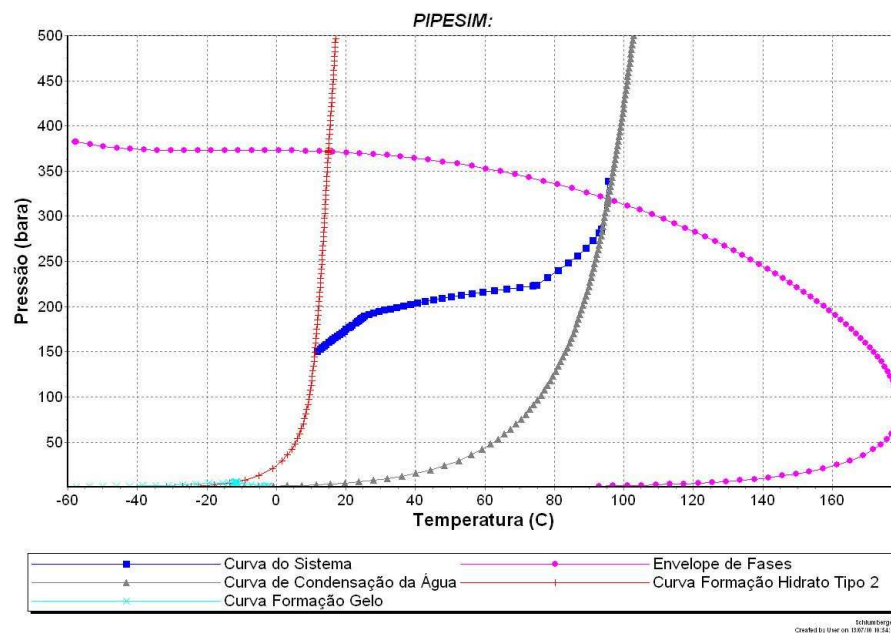


Figura 35 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção com Injeção de 4,0 m³/d de Etanol

- Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção

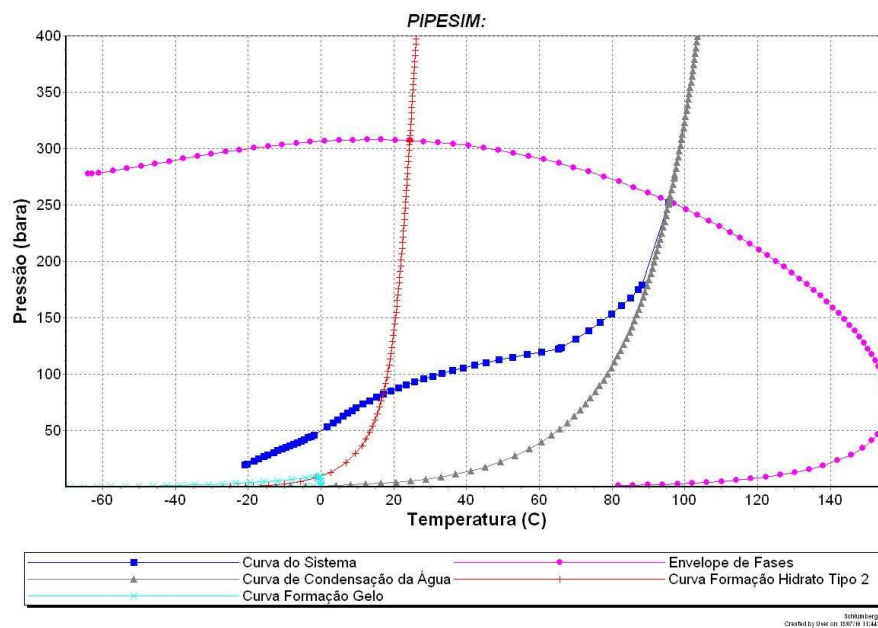


Figura 36 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção

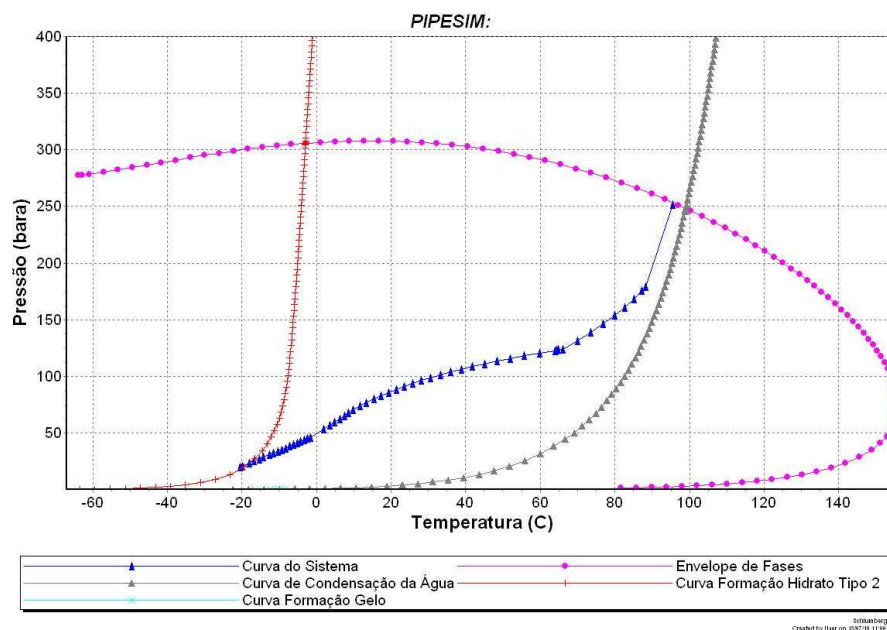


Figura 37 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção com Injeção de 17,0 m³/d de Etanol

- Décimo Ano de Produção

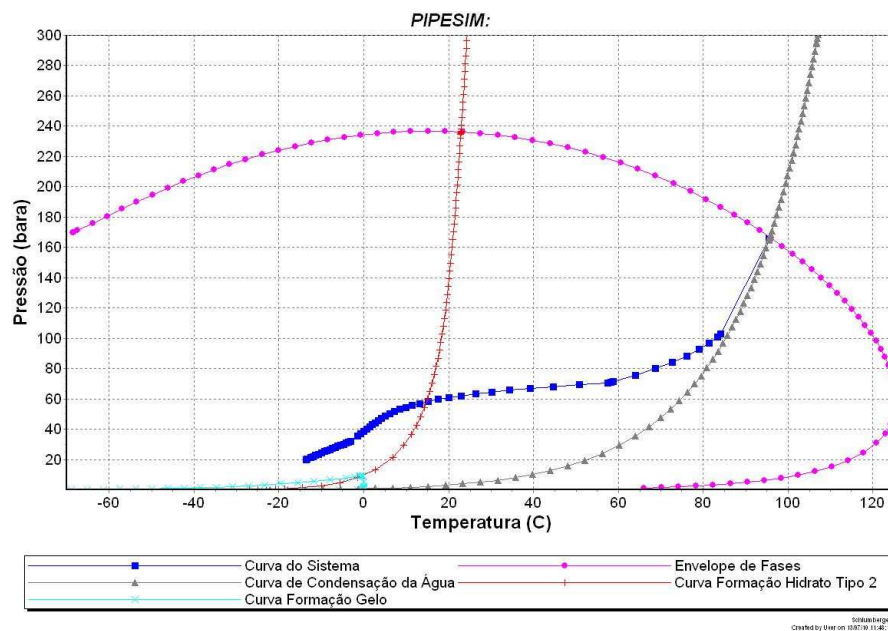


Figura 38 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Décimo Ano de Produção

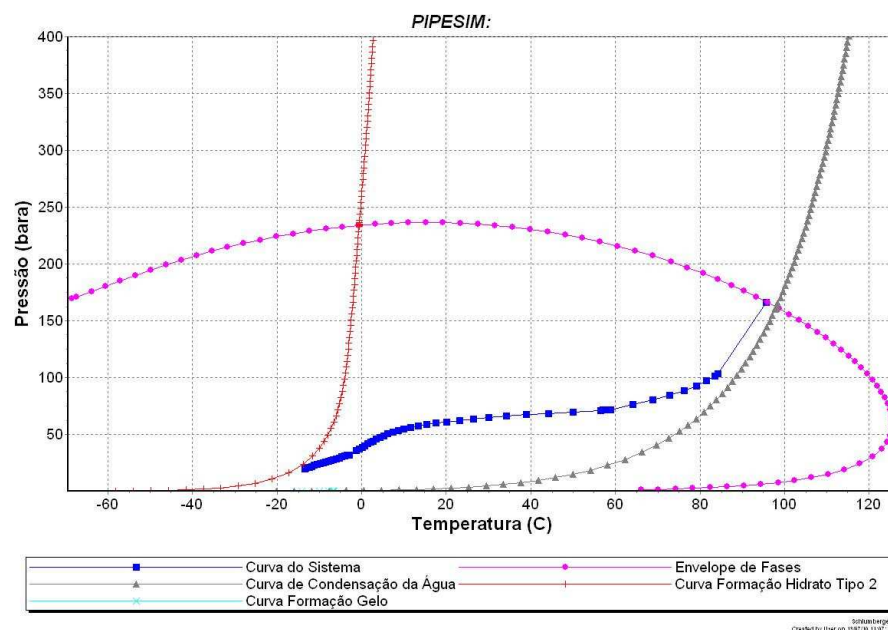


Figura 39 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 2 no Décimo Ano de Produção com Injeção de 9,5 m3/d de Etanol

Apêndice F

Gráficos das simulações de garantia de escoamento referentes à terceira configuração de *flowline* (PIP) para a vida produtiva do campo.

- Primeiro Ano de Produção

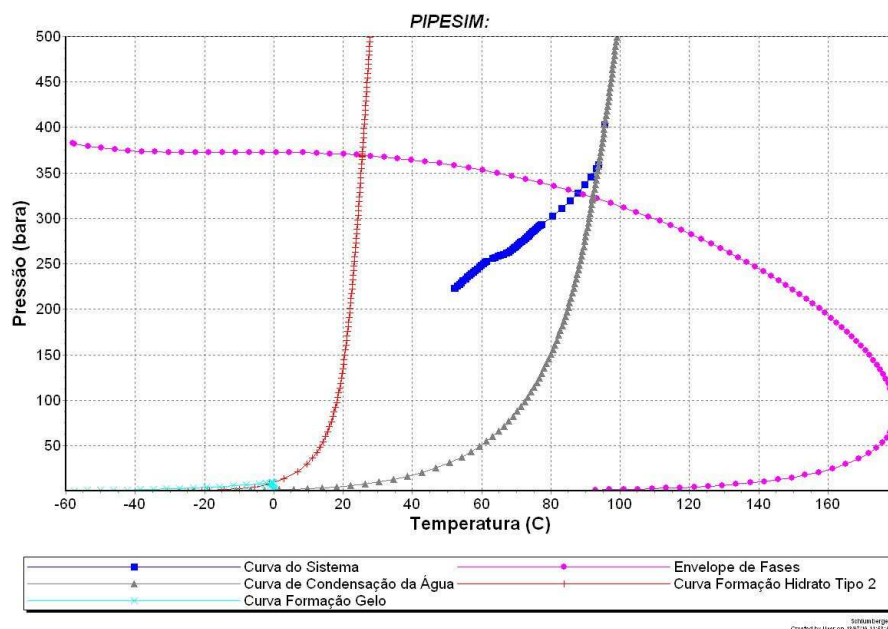


Figura 40 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Primeiro Ano de Produção

- Segundo Ano de Produção

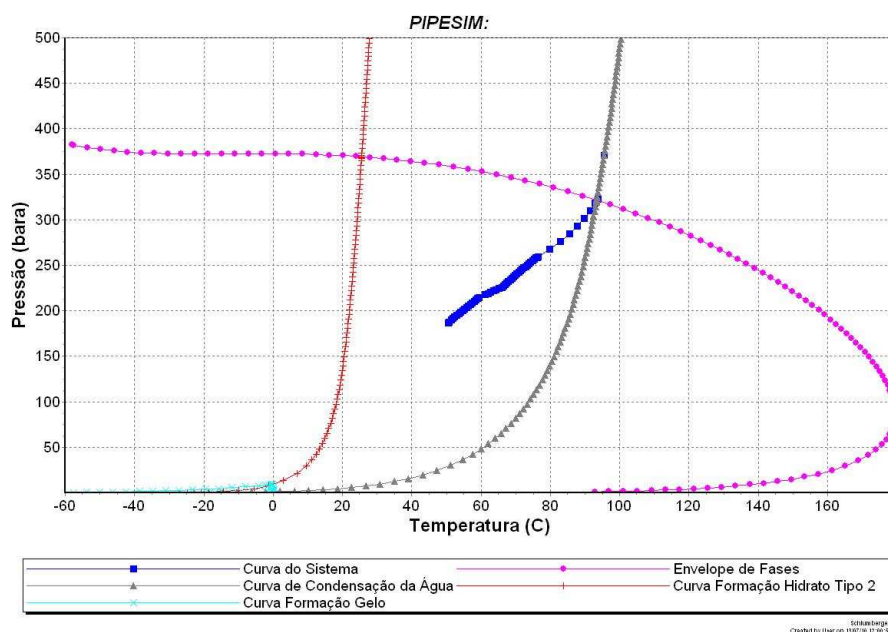


Figura 41 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Segundo Ano de Produção

- Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção

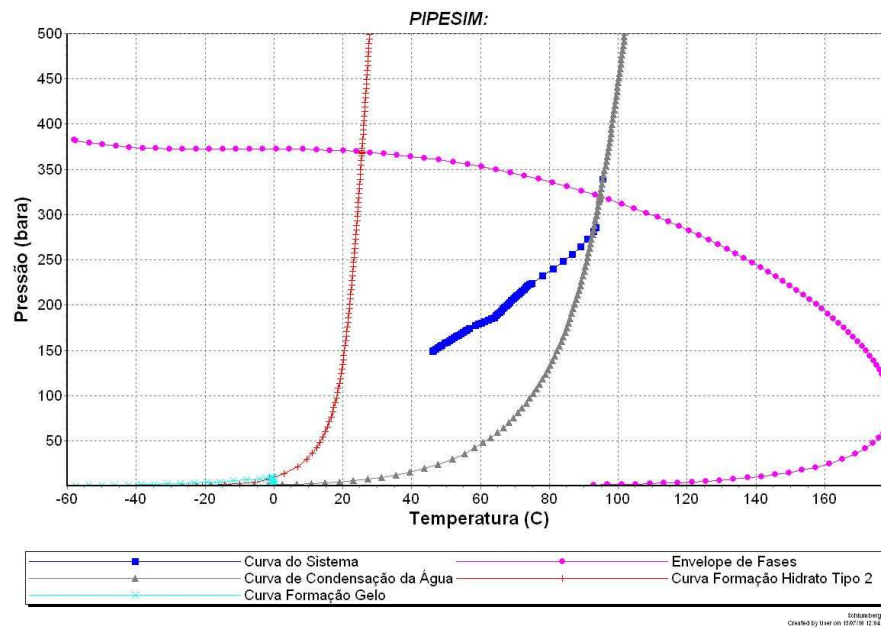


Figura 42 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Terceiro, Quarto e Quinto Anos de Produção

- Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção

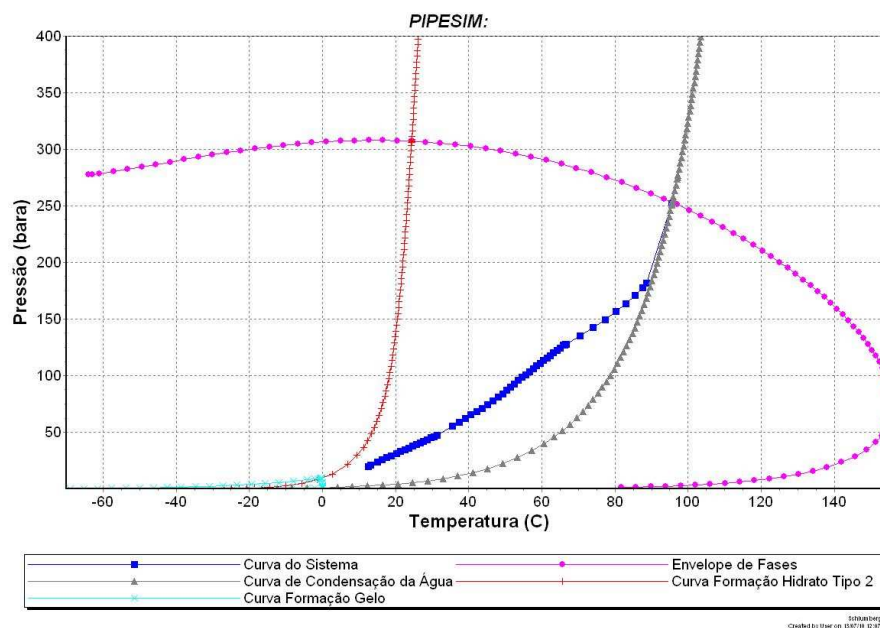


Figura 43 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no Sexto, Sétimo, Oitavo e Nono Anos de Produção

- Décimo Ano de Produção

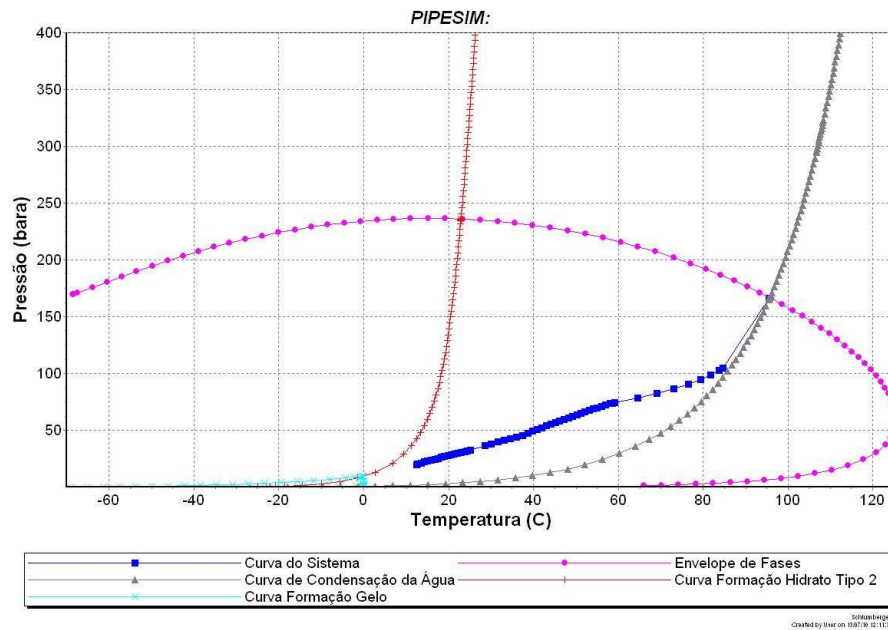


Figura 44 – Curvas do Sistema e de Formação de Hidratos para Configuração 3 no
Décimo Ano de Produção

Apêndice G

Planilha de análise econômica para a Configuração 1.

	Ano Zero	Primeiro Ano	Segundo Ano	Terceiro Ano	Quarto Ano	Quinto Ano	Sexto Ano	Sétimo Ano	Oitavo Ano	Nono Ano	Decimo Ano
ANO	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Volumes Produzidos / Injetados (Média Anual)											
Gas Natural											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	1,940,000.00	1,940,000.00	1,940,000.00	1,940,000.00	1,070,000.00
Volume de produção anual (Mil m³/ano)	0.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	708,100.00	708,100.00	708,100.00	708,100.00	390,550.00
Condensado											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	291.00	369.72	365.52	365.52	365.52	211.98	211.98	211.98	211.98	49.76
Volume de produção anual (Mil bbl/ano)	0.00	668.09	848.82	839.18	839.18	839.18	486.67	486.67	486.67	486.67	114.24
Água											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	9.00	20.28	22.88	22.88	22.88	32.02	32.02	32.02	32.02	13.84
Volume de produção anual (Mil bbl/ano)	0.00	20.66	46.56	52.53	52.53	52.53	73.51	73.51	73.51	73.51	31.77
Injeção de etanol											
Volume de injeção diária (m³/d)	0.00	14	14	16.5	16.5	16.5	25.5	25.5	25.5	25.5	8.5
Volume de injeção anual (Mil m³/ano)	0.00	5.11	5.11	6.02	6.02	6.02	9.31	9.31	9.31	9.31	3.10
Preços de Venda											
Gas Natural (US\$/m³)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Condensado (US\$/bbl)	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Receita Bruta											
Condensado (US\$ Milhões)	0.0	33.4	42.4	42.0	42.0	42.0	24.3	24.3	24.3	24.3	5.7
Gas (US\$ Milhões)	0.00	146.00	146.00	146.00	146.00	146.00	141.62	141.62	141.62	141.62	78.11
Total (US\$ Milhões)	0.0	179.4	188.4	188.0	188.0	188.0	166.0	166.0	166.0	166.0	83.8
Deduções											
Royalties	9.00%										
Royalties (US\$ Milhões)	151.14	0.00	16.15	16.96	16.92	16.92	14.94	14.94	14.94	14.94	7.54
PIS/COFINS (9.25%)	9.25%										
PIS/COFINS (US\$ Milhões)	127.15	0.00	13.51	13.51	13.51	13.51	13.10	13.10	13.10	13.10	7.23
Total deduções (US\$ Milhões)	278.29	0.00	29.65	30.46	30.42	30.42	28.04	28.04	28.04	28.04	14.77
Receita líquida (US\$ Milhões)	0.00	149.75	157.98	157.54	157.54	157.54	137.92	137.92	137.92	137.92	69.05
CAPEX											
Instalações de produção (mil US\$)	20000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Linhas Escoamento (mil US\$)	35925.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Levantamento Geológico (mil US\$)	10000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Estudos e Projetos (mil US\$)	3000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Outros (mil US\$)	3000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Perfuração do Poço (mil US\$)	50000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CAPEX TOTAL (US\$ Milhões)	121.93	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OPEX											
OPEX Variável (dependente do vol produzido/injetado)											
OPEX de Custo da Produção											
Custo da Produção Condensado (US\$/bbl)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Custo da Produção Gas (US\$/m³)	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008
Total (US\$ mil)	0	9180	10084	10036	10036	10036	8098	8098	8098	8098	3696
Injeção de Etanol											
Custo de injeção de etanol (US\$/m³)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Total (US\$ mil)	0	5110	5110	6023	6023	6023	9308	9308	9308	9308	3103
Custo tratamento água produzida											
Custo de tratamento de água (US\$/bbl)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Total (US\$ mil)	0.00	103.31	232.80	262.65	262.65	262.65	367.57	367.57	367.57	367.57	158.87
OPEX Fixo											
Custo Separadores (mil US\$)	0	900	900	900	900	900	900	900	900	900	900
Abandono (mil US\$)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	20000
Outros (mil US\$)	10800	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000
Operacional dos poços (mil US\$)	28	28	50	50	50	50	50	50	50	50	50
OPEX TOTAL (US\$ Milhões)	10.8	18.3	19.4	20.3	20.3	20.3	21.7	21.7	21.7	21.7	30.9
Lucro antes dos impostos (US\$ Milhões)	-132.75	131.43	138.60	137.27	137.27	137.27	116.19	116.19	116.19	116.19	38.15
Imposto de renda (25%)	0.00	32.86	34.65	34.32	34.32	34.32	29.05	29.05	29.05	29.05	9.54
Contribuição social sobre lucro líquido (9%)	0.00	11.83	12.47	12.35	12.35	12.35	10.46	10.46	10.46	10.46	3.43
Lucro líquido (US\$ Milhões)	-132.75	86.74	91.48	90.60	90.60	90.60	76.69	76.69	76.69	76.69	25.18
Fluxo de caixa											
Lucro líquido	-132.75	86.74	91.48	90.60	90.60	90.60	76.69	76.69	76.69	76.69	25.18
Fluxo de caixa líquido	-132.75	86.74	91.48	90.60	90.60	90.60	76.69	76.69	76.69	76.69	25.18
Fluxo de caixa acumulado	-132.75	-46.01	45.47	136.06	226.66	317.26	393.94	470.63	547.32	624.01	649.19
Período	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Taxa de desconto	12%										
Fluxo de caixa descontado (US\$ Milhões)	-118.53	69.15	65.11	57.58	51.41	45.90	34.69	30.97	27.65	24.69	7.24
Fluxo de caixa descontado acumulado (MM US\$)	-118.53	-49.38	15.73	73.31	124.72	170.61	205.30	236.28	263.93	288.62	295.86
VPL (US\$ Milhões)	295.86										
TIR	66%										
DISPENDIO ATUALIZADO (MM US\$)	525.58										
DISPENDIO	118.53	64.44	60.14	54.02	48.24	43.07	35.65	31.83	28.42	25.37	15.87

Planilha de análise econômica para a Configuração 2.

	Ano Zero	Primeiro Ano	Segundo Ano	Terceiro Ano	Quarto Ano	Quinto Ano	Sexto Ano	Sétimo Ano	Oitavo Ano	Nono Ano	Decimo Ano
ANO	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Volumes Produzidos / Injetados (Média Anual)											
Gas Natural											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	1,890,000.00	1,890,000.00	1,890,000.00	1,890,000.00	1,070,000.00
Volume de produção anual (Mil m³/ano)	0.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	689,850.00	689,850.00	689,850.00	689,850.00	390,550.00
Condensado											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	309.46	350.19	360.94	360.94	360.94	195.92	195.92	195.92	195.92	49.64
Volume de produção anual (Mil bbl/ano)	0.00	710.47	803.98	828.66	828.66	828.66	449.80	449.80	449.80	449.80	113.97
Água											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	8.65	8.96	7.72	7.72	7.72	23.99	23.99	23.99	23.99	14.73
Volume de produção anual (Mil bbl/ano)	0.00	19.86	20.57	17.72	17.72	17.72	55.08	55.08	55.08	55.08	33.82
Injeção de etanol											
Volume de injeção diária (m³/d)	0.00	2.5	2.5	4	4	4	17	17	17	17	9.5
Volume de injeção anual (Mil m³/ano)	0.00	0.91	0.91	1.46	1.46	1.46	6.21	6.21	6.21	6.21	3.47
Preços de Venda											
Gás Natural (US\$/ m³)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Condensado (US\$/bbl)	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Receita Bruta											
Condensado (US\$ Milhões)	0.0	35.5	40.2	41.4	41.4	41.4	22.5	22.5	22.5	22.5	5.7
Gás (US\$ Milhões)	0.00	146.00	146.00	146.00	146.00	146.00	137.97	137.97	137.97	137.97	78.11
Total (US\$ Milhões)	0.0	181.5	186.2	187.4	187.4	187.4	160.5	160.5	160.5	160.5	83.8
Deduções											
Royalties	9.00%										
Royalties (US\$ Milhões)	149.01	0.00	16.34	16.76	16.87	16.87	14.44	14.44	14.44	14.44	7.54
PIS/COFINS (9,25%)	9.25%										
PIS/COFINS (US\$ Milhões)	125.80	0.00	13.51	13.51	13.51	13.51	12.76	12.76	12.76	12.76	7.23
Total deduções (US\$ Milhões)	274.81	0.00	29.84	30.26	30.37	30.37	27.20	27.20	27.20	27.20	14.77
Receita líquida (US\$ Milhões)	0.00	151.68	155.94	157.06	157.06	157.06	133.26	133.26	133.26	133.26	69.04
CAPEX											
Instalações de produção (mil US\$)	20000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Linhas Escoamento (mil US\$)	65025.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Levantamento Geológico (mil US\$)	10000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Estudos e Projetos (mil US\$)	3000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Outros (mil US\$)	3000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Perfuração do Poço (mil US\$)	50000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CAPEX TOTAL (US\$ Milhões)	151.03	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OPEX											
OPEX Variável (dependente do vol produzido/injetado)											
OPEX de Custo da Produção											
Custo da Produção Condensado (US\$/bbl)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Custo da Produção Gás (US\$/m³)	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008
Total (US\$ mil)	0	9392	9860	9983	9983	9983	7768	7768	7768	7768	3694
Injeção de Etanol											
Custo de injeção de etanol (US\$/m³)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Total (US\$ mil)	0	913	913	1460	1460	1460	6205	6205	6205	6205	3468
Custo tratamento água produzida											
Custo de tratamento de água (US\$/bbl)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Total (US\$ mil)	0.00	99.30	102.85	88.62	88.62	88.62	275.39	275.39	275.39	275.39	169.09
OPEX Fixo											
Custo Separadores (mil US\$)	0	900	900	900	900	900	900	900	900	900	900
Abandono (mil US\$)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	20000
Outros (mil US\$)	10800	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000
Operacional dos poços (mil US\$)	28	28	50	50	50	50	50	50	50	50	50
OPEX TOTAL (US\$ Milhões)	10.8	14.3	14.8	15.5	15.5	15.5	18.2	18.2	18.2	18.2	31.3
Lucro antes dos impostos (US\$ Milhões)	-161.85	137.35	141.11	141.58	141.58	141.58	115.06	115.06	115.06	115.06	37.76
Imposto de renda (25%)	0.00	34.34	35.28	35.39	35.39	35.39	28.76	28.76	28.76	28.76	9.44
Contribuição social sobre lucro líquido (9%)	0.00	12.36	12.70	12.74	12.74	12.74	10.36	10.36	10.36	10.36	3.40
Lucro líquido (US\$ Milhões)	-161.85	90.65	93.13	93.44	93.44	93.44	75.94	75.94	75.94	75.94	24.92
Fluxo de caixa											
Lucro líquido	-161.85	90.65	93.13	93.44	93.44	93.44	75.94	75.94	75.94	75.94	24.92
Fluxo de caixa líquido	-161.85	90.65	93.13	93.44	93.44	93.44	75.94	75.94	75.94	75.94	24.92
Fluxo de caixa acumulado	-161.85	-71.20	21.93	115.37	208.81	302.25	378.19	454.13	530.07	606.01	630.93
Período	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Taxa de desconto											
12%											
Fluxo de caixa descontado (US\$ Milhões)	-144.51	72.27	66.29	59.38	53.02	47.34	34.35	30.67	27.38	24.45	7.16
Fluxo de caixa descontado acumulado (US\$ Milhões)	-144.51	-72.25	-5.96	53.43	106.45	153.79	188.14	218.81	246.19	270.64	277.81
VPL (US\$ Milhões)		277.81									
TIR		55%									
Despêndio	144.51	62.59	57.20	51.64	46.10	41.16	33.55	29.95	26.75	23.88	15.95
DISPÊNDIO ATUALIZADO (MM US\$)		533.29									

Planilha de análise econômica para a Configuração 3.

	Ano Zero	Primeiro Ano	Segundo Ano	Terceiro Ano	Quarto Ano	Quinto Ano	Sexto Ano	Sétimo Ano	Oitavo Ano	Nono Ano	Decimo Ano
ANO	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020
	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Volumes Produzidos / Injetados (Média Anual)											
Gas Natural											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	2,000,000.00	1,890,000.00	1,890,000.00	1,890,000.00	1,890,000.00	1,050,000.00
Volume de produção anual (Mil m³/ano)	0.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	730,000.00	689,850.00	689,850.00	689,850.00	689,850.00	383,250.00
Condensado											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	280.83	325.91	334.29	334.29	334.29	161.08	161.08	161.08	161.08	39.01
Volume de produção anual (Mil bbl/ano)	0.00	644.74	748.24	767.48	767.48	767.48	369.82	369.82	369.82	369.82	89.56
Água											
Volume de produção diária (m³/d)	0.00	5.09	5.41	5.89	5.89	5.89	6.87	6.87	6.87	6.87	5.24
Volume de produção anual (Mil bbl/ano)	0.00	11.69	12.42	13.52	13.52	13.52	15.77	15.77	15.77	15.77	12.03
Injeção de etanol											
Volume de injeção diária (m³/d)	0.00	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Volume de injeção anual (Mil m³/ano)	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Preços de Venda											
Gás Natural (US\$/ m³)	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2	0.2
Condensado (US\$/bbl)	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50	50
Receita Bruta											
Condensado (US\$ Milhões)	0.0	32.2	37.4	38.4	38.4	38.4	18.5	18.5	18.5	18.5	4.5
Gás (US\$ Milhões)	0.00	146.00	146.00	146.00	146.00	146.00	137.97	137.97	137.97	137.97	76.65
Total (US\$ Milhões)	0.0	178.2	183.4	184.4	184.4	184.4	156.5	156.5	156.5	156.5	81.1
Deduções											
Royalties	9.00%										
Royalties (US\$ Milhões)	145.96	0.00	16.04	16.51	16.59	16.59	14.08	14.08	14.08	14.08	7.30
PIS/COFINS (9,25%)	9.25%										
PIS/COFINS (US\$ Milhões)	125.66	0.00	13.51	13.51	13.51	13.51	12.76	12.76	12.76	12.76	7.09
Total deduções (US\$ Milhões)	271.62	0.00	29.55	30.01	30.10	30.10	26.84	26.84	26.84	26.84	14.39
Receita líquida (US\$ Milhões)	0.00	148.69	153.40	154.28	154.28	154.28	129.62	129.62	129.62	129.62	66.74
CAPEX											
Instalações de produção (mil US\$)	20000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Linhas Escoamento (mil US\$)	181425.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Levantamento Geológico (mil US\$)	10000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Estudos e Projetos (mil US\$)	3000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Outros (mil US\$)	3000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Perfuração do Poço (mil US\$)	50000.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CAPEX TOTAL (US\$ Milhões)	267.43	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
OPEX											
OPEX Variável (dependente do vol produzido/injetado)											
OPEX de Custo da Produção											
Custo da Produção Condensado (US\$/bbl)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Custo da Produção Gás (US\$/m³)	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008
Total (US\$ mil)		0	9064	9581	9677	9677	7368	7368	7368	7368	3514
Injeção de Etanol											
Custo de injeção de etanol (US\$/m³)	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000	1000
Total (US\$ mil)		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Custo tratamento água produzida											
Custo de tratamento de água (US\$/bbl)	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
Total (US\$ mil)		0.00	58.43	62.10	67.61	67.61	78.86	78.86	78.86	78.86	60.15
OPEX Fixo											
Custo Separadores (mil US\$)	0	900	900	900	900	900	900	900	900	900	900
Abandono (mil US\$)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Outros (mil US\$)	10800	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000	3000
Operacional dos poços (mil US\$)	28	28	50	50	50	50	50	50	50	50	50
OPEX TOTAL (US\$ Milhões)	10.8	13.1	13.6	13.7	13.7	13.7	11.4	11.4	11.4	11.4	27.5
Lucro antes dos impostos (US\$ Milhões)	-278.25	135.64	139.81	140.58	140.58	140.58	118.22	118.22	118.22	118.22	39.21
Imposto de renda (25%)	0.00	33.91	34.95	35.15	35.15	35.15	29.56	29.56	29.56	29.56	9.80
Contribuição social sobre lucro líquido (9%)	0.00	12.21	12.58	12.65	12.65	12.65	10.64	10.64	10.64	10.64	3.53
Lucro líquido (US\$ Milhões)	-278.25	89.52	92.27	92.78	92.78	92.78	78.03	78.03	78.03	78.03	25.88
Fluxo de caixa											
Lucro líquido	-278.25	89.52	92.27	92.78	92.78	92.78	78.03	78.03	78.03	78.03	25.88
Fluxo de caixa líquido	-278.25	89.52	92.27	92.78	92.78	92.78	78.03	78.03	78.03	78.03	25.88
Fluxo de caixa acumulado	-278.25	-188.73	-96.46	-3.67	89.11	181.89	259.92	337.94	415.97	493.99	519.87
Período	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Taxa de desconto											
12%											
Fluxo de caixa descontado (US\$ Milhões)	-248.44	71.37	65.68	58.97	52.65	47.01	35.29	31.51	28.14	25.12	7.44
Fluxo de caixa descontado acumulado (US\$ Milhões)	-248.44	-177.07	-111.40	-52.43	0.22	47.22	82.52	114.03	142.17	167.29	174.73
VPL (US\$ Milhões)	174.73										
TIR	29%										
Despêndio	248.44	60.99	55.92	50.17	44.79	39.99	30.67	27.38	24.45	21.83	14.87
DISPÊNDIO ATUALIZADO (MM US\$)	619.49										