

**MARC YVES ROBERT NORMAND**

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE UM RESERVATÓRIO  
SATÉLITE EM ÁGUAS ULTRA-PROFUNDAS**

---

**São Paulo**

**2010**

**MARC YVES ROBERT NORMAND**

**AVALIAÇÃO TÉCNICO-ECONÔMICA DA PRODUÇÃO DE UM RESERVATÓRIO  
SATÉLITE EM ÁGUAS ULTRA-PROFUNDAS**

Trabalho de Formatura em Engenharia de  
Petróleo do Curso de Graduação do  
Departamento de Engenharia de Minas e de  
Petróleo da Universidade de São Paulo.

Orientadora: Prof<sup>a</sup> Dr<sup>a</sup> Ana Carolina Chieregati

**São Paulo**

**2010**

## **AGREDECIMENTOS**

À professora Ana Carolina Chieregati, professores da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, professores de Direito e professores de Geologia pela paciência, qualidade das aulas e a alta capacidade pedagógica de todos os professores que encontrei na Universidade de São Paulo.

A todos que me ajudaram a elaborar este trabalho, especialmente a Alain Ripayre, pelas importantes informações fornecidas.

À Universidade de São Paulo pela qualidade e ambiente de estudo.

Ao Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo, cujo curso de Engenharia de Petróleo promete um futuro rico em desafios.

Ao Brasil, país pelo qual podemos facilmente nos apaixonar, e pela beleza da sonoridade da língua portuguesa falada por brasileiros.

À minha família, amigos e às pessoas que eu amo...

[Un homme curieux et imaginatif] est quelqu'un qui, remarquant qu'une rose sent meilleur qu'un chou, conclut qu'elle fera une meilleure soupe.

(Henri Louis Mencken)

## **RESUMO**

Este trabalho estuda a viabilidade técnico-econômica do campo satélite Delta, situado em lâminas d'água ultras-profundas e a mais de 30 km do FPSO Archimede. Todos os dados deste projeto foram baseados em um caso hipotético fornecido pela empresa ENI-Saipem. Dos diversos sólidos que podem se formar nestas condições rigorosas de produção (temperaturas baixas e pressões elevadas), o presente estudo avalia unicamente o fenômeno mais crítico em termos de garantia de escoamento, ou seja, a cristalização dos hidratos. Desta maneira, a partir do dimensionamento da linha de produção e do risco de formação dos hidratos, são descritas e comparadas diferentes alternativas, de modo a se encontrar a solução menos onerosa em relação aos CAPEX (material, fabricação, instalação) e aos OPEX (consumo de eletricidade, de material químico, transporte), e mais adequada (quantidade de gás, consolidação da tecnologia, eficiência em campo). Selecionou-se uma linha simples constituída de um *pipe-in-pipe* associado à utilização dos inibidores anti-aglomerantes AA-LHDIs, que permitem reduzir em quase 40% o custo por quilômetro do *pipe-in-pipe*. Visto que a temperatura de formação dos hidratos é menor em presença de AA-LHDI, verificou-se um ganho de 50% no volume de isolamento utilizado, o que pode gerar benefícios de 90 milhões de dólares para o projeto.

**Palavras chaves:** dimensionamento de *pipe-in-pipe*, riscos dos hidratos, reservatório satélite, lâmina d'água ultra-profunda.

## **ABSTRACT**

This study evaluates the technical and economic feasibility of the Delta satellite field located in ultra-deep waters and 30 km far from the FPSO Archimede. All data in this project are based on a hypothetical case provided by the company ENI-Saipem. Among the various types of solids that may be formed in these harsh conditions of production (low temperature and high pressure), this study evaluates only the hydrates. The crystallization of hydrates is the most critical phenomenon in terms of flow assurance. Thus, based on the design of the production line and the risk of hydrates' formation, several alternatives are described and compared between one another in terms of CAPEX (materials, manufacturing, installation costs) and OPEX (electricity and chemical consumption, transport costs), and suitability for our case (amount of gas, maturity of the technology, efficiency tested in the field). We selected a single line composed of a pipe-in-pipe associated with the continuous use of the last generation of Anti-Agglomerate Low Dosage Hydrate Inhibitor (AA-LHDIs). This association reduces by almost 40% the cost per kilometer of the pipe-in-pipe. Since the hydrate formation temperature is lower in presence of the AA-LHDI, the gain in volume of insulation reaches 50%, which can generate benefits of USD 90 million for the project.

**Keywords:** design of a pipe-in-pipe, risks of hydrates, reservoir satellite, ultra-deep water depth.

## **LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

AA-DHI - *Anti-Agglomerate Low Dosage Hydrate Inhibitor.* Anti-aglomerante, inibidor químico.

bpd - barril por dia.

boe - barril equivalente de óleo.

bbl - barril.

CAPEX - *Capital Expenditure.* Custos de investimentos, anterior à fase de produção.

CDT - *Cool Down Time.*

DEG - DiEtileno Glicol.

FPSO - *Floating Production, Storage and Offloading.* Plataforma de produção de óleo e gás.

GVF - *Gas Volume Factor.*

GOR - *Gas Oil Ratio.*

HBP - *High Boost Pump.* Tipo de bomba.

FMPP600 - *Framo Multiphasic pump.* Tipo de bomba de hélice axial.

FMPP1000 - tipo de bomba de hélice axial.

KHI - *Kinetic Hydrate Inhibitor.* Inibidor cinético.

MEG - MonoEtileno Glicol.

MMBTU - *Milion British Thermal Units.*

NTT - *No Touch Time.*

OPEX - *Operational Expenditure.* Custos operacionais.

PLET - *Pipeline End Termination.* Ponto de conexão entre o *Jumper* e o *pipeline*.

PCV - *Production Choke Valve.*

PMV - *Production Master Valve.*

PUF - *Polyuerethane Foam.*

PWV - *Production Wing Valve.*

rpm - rotação por minuto.

SCR - *Steel Catenary Riser.*

SCSSV - *Surface Controlled Subsurface Safety Valve.*

SHR - *Single Hybrid Riser.*

TCM - *Thermo-Chemical Method.* Método referente aos inibidores termodinâmicos tipo sal.

WHSIP - *Well Head Shut In Pressure.*

X60 - Grau de ação de tensão de escoamento mínimo de 60.000 psi.

X65 - Grau de ação de tensão de escoamento mínimo de 65.000 psi.

## **LISTA DE PALAVRAS MANTIDAS EM INGLÊS**

*Black oil* - Tipo de óleo de densidade entre 38 e 22 API.

*Bursting* - Pressão interna.

*Cost stop* - Porcentagem máxima.

*Coating* - Revestimento fino, protetor contra corrosão dos *pipes*.

*Flare* - Queimadores.

*Jumper* - Equipamento que permite conectar uma árvore de natal ao *manifold*, e também o *manifold* ao *pipeline*. Pode ser tanto rígido quanto flexível.

*Manifold* - Equipamento que coleta a produção de vários poços. Unidade que realiza a interconexão entre as árvores de natal e o *pipeline*.

*Offshore* - Meio oceânico ou marítimo, longe da costa.

*Pipe* - Duto utilizados nos *pipelines*.

*Pipe-in-pipe* - Geometria particular da linha de produção que é constituída de dois *pipes* concêntricos.

*Pipeline* - Canalização de tubos rígidos que permitem o transporte de água, gás ou produtos petrolíferos.

*Riser* - Parte vertical de uma linha de produção, injeção e umbilicais de petróleo ou gás no mar.

*Rotodynamics pumps* - Bombas de hélice axial.

*Royalties* - Impostos sobre o óleo total produzido para o estado.

*Scale* - Cálcio, magnésio e bário podem reagir com sulfatos, carbonatos e bicarbonatos e formar depósitos sólidos chamados de *scale*, que podem bloquear o *pipeline* durante a produção. Isso acontece quando se injeta água incompatível com a água da formação.

*Shut-down* - Fechamento de emergência.

*Slugging* - Tampão de gás que se forma durante a produção quando a produção não é estável, o que pode danificar os equipamentos.

*Spread moorings* - Sistema de ancoragem.

*Topside* - Primeiro andar (andar 0) de uma plataforma, onde geralmente se encontram os principais equipamentos de separação e tratamento.

*Turret moored* - Sistema de ancoragem.

*Twin screw pumps* - Bombas tipo parafusos duplo.

*Umbilical* - Linha de serviço (cabos de eletricidade, linhas hidráulicas, pneumáticas e de produto químico).

## LISTA DAS VARIÁVEIS UTILIZADAS

$A_i$  - Área transversal do material i ( $m^2$ ).

$CDT_{crit}$  - CDT Calculado ao ponto crítico da linha de produção (h).

$C_p$  - Capacidade calorífica ( $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$ ).

$D$  - Diâmetro externo do *pipe* (pol.).

$D_{in}$  - Diâmetro interno do *pipe* (pol.).

$dT$  - Pequena variação de temperatura (K).

$dz$  - Pequena variação de comprimento (m).

$E$  - Módulo de Young (GPa).

$f$  - Fator de fricção (-).

$g$  - Constante gravitacional ( $9,81 \text{ m/s}^2$ ).

$h_{int}$  - Coeficiente interno de convecção ( $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$ ).

$h_{ext}$  - Coeficiente externo de convecção ( $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$ ).

$h_f$  - Energia por unidade de massa despendida por fricção entre a entrada do sistema considerado e a sua saída (m).

$\Sigma h_m$  - Somas das perdas de carga nos diferentes acidentes do *pipe* (m).

$H_s$  - Amplitude da onda (m).

$K$  - Fator dependente do tipo de acidente (-).

$L$  - Comprimento total da linha de produção (m).

$Nu_{int}$  - Número de Nusselt para o interior do *pipe* (-).

$Nu_{ext}$  - Número de Nusselt para o exterior do *pipe* (-).

$P_1$  - Pressão de entrada na árvore de natal (bar).

$P_2$  - Pressão de saída no topo do *riser* (bar).

$P_{ar}$  - Pressão do ar (bar).

$P_b$  - Pressão interna (bar).

$P_c$  - Pressão de colapso (bar).

$P_{external}$  - Pressão exercida ao exterior do *pipe* (bar).

$P_{FTR}$  - Temperatura no topo do *riser* (bar).

$P_{min}$  - Pressão interna mínima do *pipeline* valendo 0 e utilizada na determinação da pressão de colapso (bar).

$P_{max}$  - Pressão máxima fornecida pela bomba (bar).

$P_{operação}$  - Pressão utilizada para a análise da pressão interna e correspondente à pressão dentro o *pipe* (bar).

$Pr$  - Número de Prandtl (-).

$P_{superfície}$  - Pressão na superfície (bar).

$P_u$  - Pressão útil que consideramos ser a pressão máxima gerada realmente pela bomba (bar).

$q$  - Taxa de transferência de calor (em W).

$Q$  - Vazão volumétrica ( $m^3 \cdot s^{-1}$ ).

$Q_i$  - Vazão volumétrica do fluido i ( $m^3 \cdot s^{-1}$ ).

$\Sigma R$  - Soma das resistências (condutividade, convecção) ( $K \cdot W^{-1}$ ).

$r_0$  - Raio interno do *pipe* interno de aço (pol.).

$r_1$  - Raio externo do *pipe* interno de aço (pol.).

$r_2$  - Raio externo do material isolante (pol.).

$r_3$  - Raio interno do *pipe* externo de aço (pol.).

$r_4$  - Raio interno do *pipe* externo de aço (pol.).

$Re$  - Número de Reynolds (-).

$R_i$  - Resistência térmica do material i, sendo que i pode ter os valores de aço1, aço2, PUF, ar, int (fluido produzido), ext (água do mar) ( $K \cdot W^{-1}$ ).

**S** - Superfície externa do *pipe-in-pipe* ( $\text{m}^2$ ).

**t** - Espessura do *pipe* (pol.).

**T** - Temperatura (K).

**T<sub>ar</sub>** - Temperatura do ar (K).

**T<sub>crit</sub>** - Temperatura no ponto crítico da linha de produção (K).

**T<sub>ext</sub>** - Temperatura da água do mar (K).

**T<sub>fhoriz</sub>** - Temperatura no pé do *riser*, fim do *pipe-in-pipe* (K).

**T<sub>fmar</sub>** - Temperatura no fundo do mar (K).

**T<sub>FTR</sub>** - Temperatura no topo do *riser* (K).

**T<sub>in</sub>** - Temperatura do óleo (K).

**T<sub>lim</sub>** - Temperatura de formação dos hidratos (K).

**T<sub>p</sub>** - Período das ondas (s).

**u** - Velocidade do fluxo (m/s).

**u<sub>1</sub>** - Velocidade na entrada da árvore de natal (m/s).

**u<sub>2</sub>** - Velocidade na saída do *riser* (m/s).

**U<sub>value</sub>** - Variável que inclui a resistência mecânica de calor e a resistência de convecção (W.m<sup>-2</sup>.K<sup>-1</sup>).

**WHFP** - *Well Head Flowing Pressure*. Pressão do fluido na cabeça do poço durante a produção (bar).

**WHT** - *Well Head Temperature*. Temperatura do fluido na saída do poço durante a produção (K).

**z** - Posição na linha de produção (m).

**z<sub>1</sub>** - Energia potencial na entrada da árvore de natal (m).

**z<sub>2</sub>** - Energia potencial na saída do topo do *riser* (m).

**ΔP** - Pressão gerada pela bomba ao sistema (bar).

**ΔP<sub>i</sub>** - Perda de pressão no equipamento i. Por exemplo, i pode ser a árvore de natal, conexão, *Jumper A*, *Jumper B*, *manifold*, *pipe-in-pipe+riser*, total (no sistema inteiro da árvore de natal até o topo do *riser*) (bar).

**γ** - Peso específico do fluido (em Pa/m).

**γ<sub>m</sub>** - Fator de resistência do material (-).

**γ<sub>sc</sub>** - Fator de resistência de classe de segurança (-).

**λ<sub>i</sub>** - Condutividade térmica do material i (em W/m/K).

**μ<sub>i</sub>** - Viscosidade do fluido i (P).

**v** - Coeficiente de Poisson (-).

**ρ<sub>i</sub>** - Densidade do material i ( $\text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$ ).

## **LISTA DAS FIGURAS**

**Figura 1** - Hidratos removidos pelos operadores da Petrobras.

**Figura 2** - Depósitos de parafinas.

**Figura 3** - Depósitos de carbonatos (*scale*).

**Figura 4** - Depósitos de sulfato de bário (*scale*).

**Figura 5** - KHIs ações.

**Figura 6** - AA-LHDIs ações.

**Figura 7** - VASPS.

**Figura 8** - Vertical.

**Figura 9** - Horizontal.

**Figura 10** - Separador por gravidade.

**Figura 11** - Separador por gravidade.

**Figura 12** - *Pipe-in-pipe*.

**Figura 13** - Isolamento molhado.

**Figura 14** - *Pipe-in-pipe*.

**Figura 15** - Flexível.

**Figura 16** - Configuração de um *pipe-in-pipe*.

**Figura 17** - Bomba de hélice axial.

**Figura 18** - Bomba de hélice axial.

**Figura 19** - Eixo da bomba de hélice axial.

**Figura 20** - Bomba de parafuso duplo.

**Figura 21** - Eixo da bomba de parafuso duplo.

**Figura 22** - Esquema do sistema de produção do reservatório Delta.

**Figura 23** - Desenho do sistema de produção do reservatório Delta, com os comprimentos dos diferentes *Jumpers*.

**Figura 24** - Algoritmo utilizado para calcular as espessuras dos *pipes* interno e externo.

**Figura 25** - Geometria da seção transversal do *pipe-in-pipe* 16" BIS.

**Figura 26** - Planificação da preservação dos hidratos durante um *shut-down* depois duma fase de produção normal de 50.000 bpd.

**Figura 27** - Planificação da preservação dos hidratos durante um *shut-down* depois duma fase de produção normal de 25.000 bpd.

## **LISTA DAS TABELAS**

**Tabela 1** - Pressões consideradas para o cálculo da pressão interna,  $P_b$ .

**Tabela 2** - Pressões consideradas para o cálculo da pressão interna,  $P_c$ .

**Tabela 3** - Os sete casos obtidos. Para cada diâmetro externo de *pipe-in-pipe*, são apresentados os diâmetros externos,  $D$ , e as espessuras,  $t$ , dos *pipes* internos e externos.

**Tabela 4** - As diferentes bombas consideradas.  $P_u$  é a pressão realmente utilizável considerando-se um fator de 95%.

**Tabela 5** - Apresentação dos diferentes resultados chaves, como variáveis importantes nos cálculos intermediários.

## LISTA DOS GRÁFICOS

**Gráfico 1** - Espessura dos *pipes* internos e externos em função do diâmetro externo, e representação das diferentes associações obtidas.

**Gráfico 2** - Número de Reynolds em função do diâmetro nominal externo dos diferentes *pipe-in-pipes*.

**Gráfico 3** -  $\Delta P$  que a bomba deve fornecer em função do *pipe-in-pipe*.

**Gráfico 4** - Custos globais do sistema de bombeamento em função do *pipe-in-pipe*. Isso envolve os custos de consumo em 20 anos, os custos iniciais das bombas e cabos elétricos.

**Gráfico 5** - Custos totais do *pipe-in-pipe* em função do seu diâmetro nominal.

**Gráfico 6** - Temperatura em cada ponto da linha de produção.

**Gráfico 7** - CDT em cada ponto da linha de produção.

**Gráfico 8** - A repartição dos barris de óleo entre os diferentes atores ao longo dos anos de produção.

## SUMÁRIO

1.	INTRODUÇÃO	15
2.	OBJETIVOS	16
3.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	17
3.1	Garantia de Escoamento	17
3.2	Riscos dos Hidratos	18
3.2.1	Métodos Químicos – Inibidores Termodinâmicos	19
3.2.2	Métodos Químicos – Inibidores Anti-Aglomerantes e Cinéticos	19
3.2.3	Métodos de Processamento Submarino	20
3.2.4	Métodos Hidráulicos	21
3.2.5	Métodos Termodinâmicos	22
3.3	Dimensionamento de Pipelines	23
3.3.1	Resistência Mecânica	23
3.3.2	Análise Térmica	24
3.3.3	Análise Hidráulica	26
4	RESOLUÇÃO DO CASO DELTA	29
4.1	Escolhas dos Sistemas de Preservação Contra os Hidratos	29
4.1.1	Anel de Produção – Linha Simples	29
4.1.2	Isolamento Molhado – Isolamento Pipe-In-Pipe	29
4.1.3	Isolamento Pipe-In-Pipe – Aquecimento Térmico	30
4.1.4	Isolamento Pipe-In-Pipe – Separadores Submarinos	30
4.1.5	Isolamento Pipe-In-Pipe – Inibidor Anti-Aglomerante	31
4.2	Outras Escolhas Preliminares	31
4.3	Apresentação do Pipe-In-Pipe	33
4.3.1	Dimensionamento Mecânico	33
4.3.2	Análise Hidráulica	34
4.3.3	Análise Térmica	36
4.3.4	Pipe-In-Pipe 16”BIS	39
5	CONCLUSÕES	42
REFERÊNCIAS		43
APÊNDICE		45
APÊNDICE A	– Produção do reservatório DELTA.	45
APÊNDICE B	– Razões e proporção entre os volumes de gás e de óleo.	45
APÊNDICE C	– CAPEX.	46
LISTA DOS GRÁFICOS PRESENTES NOS APÊNDICES.		47
LISTA DAS TABELAS PRESENTES NOS APÊNDICES		47
ANEXOS		48
ANEXO A	– Configuração do FPSO Dalia e seu “spread moorings” sistema.	48
ANEXO B	– Os dados iniciais e fixos do projeto.	48
ANEXO C	– Outros dados utilizados para os cálculos.	50
LISTA DAS FIGURAS PRESENTES NOS ANEXOS		50
LISTA DAS TABELAS PRESENTES NOS ANEXOS		51

## 1. INTRODUÇÃO

O Campo Delta é um campo satélite hipotético localizado a 150 km da costa, i.e. a 30 km do FPSO Archimede. Situa-se em águas ultra-profundas com lâmina d'água de 1.850 m. Neste trabalho, os campos Alpha, Beta, Delta, o FPSO Archimede e a empresa West são hipotéticos. Em termos de batimetria, consideramos uma rampa constante e ascendente desde o reservatório Delta até o FPSO Archimede. Essa hipótese é favorável no que diz respeito à redução de problemas de *slugging* no *pipe*<sup>[1]</sup>.

O FPSO Archimede tem capacidade de tratamento de 200 mil barris de petróleo por dia. Este patamar foi mantido durante vários anos pela produção dos campos iniciais Alfa e Beta, mas começa a sofrer uma queda. Portanto, para manter esse patamar, um novo Campo Delta com a produção diária de 50 mil barris deve ser conectado e adicionado ao FPSO. Demonstra-se que, para um campo satélite, a construção de um novo FPSO ou outro tipo de estrutura dedicada a essa baixa produção (50.000 bpd) não é econômica. Portanto, novas alternativas devem ser sugeridas. Tentaremos escolher a solução economicamente mais viável. Tentaremos, também, elaborar a melhor estratégia de garantia de escoamento com relação à formação de hidratos. Os dados iniciais deste projeto fictício são apresentados no Anexo B e o cliente deste projeto é a empresa West.

Na indústria, para avaliar tal projeto, considera-se o fluxo de caixa, a data do primeiro óleo produzido, os números de poços e sua localização, características dos fluidos e características dos poços, parceiros e país onde se localiza o campo etc.<sup>[2]</sup> Evidentemente, não poderemos realizar uma análise exaustiva, mas tentaremos propor a melhor solução em relação aos nossos critérios de seleção. A linha de produção com 30 km de comprimento em águas de 4°C é a zona mais sensível aos riscos dos hidratos. Seu dimensionamento permitirá encontrar as diferentes possibilidades e selecionar a melhor solução. Este estudo se limita aos equipamentos desde a árvore de natal até o topo do *riser*.

O primeiro passo é apresentar as diferentes soluções de prevenção dos riscos dos hidratos atualmente existentes na indústria. Em seguida, apresentaremos o dimensionamento mecânico, a análise térmica e a análise hidráulica de uma linha de produção. Por fim, justificaremos e apresentaremos a escolha da solução para este projeto.

## 2. OBJETIVOS

O objetivo deste trabalho é avaliar a viabilidade técnico-econômica de um campo satélite *offshore* em águas ultra-profundas. Este estudo baseia-se na avaliação dos custos de diversas soluções e na escolha da melhor solução para garantir o escoamento da produção, com foco nos riscos decorrentes da formação de hidratos. O estudo inclui todos os aspectos relativos à justificativa da solução escolhida e da concepção da linha de produção, especialmente:

- Escolha da solução.
- Concepção técnica:
  - Seleção dos equipamentos de produção submarina.
  - Resistência mecânica do *pipeline* às pressões do ambiente de produção.
  - Análise térmica da linha de produção.
  - Análise hidráulica da linha de produção.
- Estratégia de preservação de hidratos em caso de *shut-down*.
- Custo (CAPEX).

### 3. REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Para dimensionar um *pipeline offshore* e os equipamentos submarinos, as condições e características do local do projeto são primordiais. Um *pipeline* é um conjunto de tubos rígidos que permitem o transporte de água, gás ou produtos petrolíferos. Profundidade, batimetria, dados meteoceânicos (ou seja, velocidade das correntes submarinas, períodos e altura das ondas, velocidade do vento: utilizam-se médias sobre um ano, cinco anos, dez anos e cem anos), propriedades do fluido, condições de temperatura e pressões do reservatório permitem configurar resistência mecânica, espessura, diâmetro, qualidade e composição do *pipeline*<sup>[1]</sup>. Portanto, diversas variáveis têm que ser consideradas e impactarão diretamente no dimensionamento e seleções. As considerações econômicas terão sempre um valor decisivo nas escolhas realizadas.

#### 3.1 Garantia de Escoamento

Sistemas de preservação da produção e isolamento têm que ser estudados quando a temperatura do ambiente é baixa<sup>[1]</sup> para evitar a formação dos hidratos (Figura 1), parafinas (Figura 2), asfaltos e outros tipos de sólidos. Quanto maior a lâmina d'água do projeto, maiores serão esses riscos. Injetar águas incompatíveis no reservatório também gera outros tipos de depósitos sólidos (Figura 3 e 4), chamados de *scale*<sup>[3][4][5]</sup>.

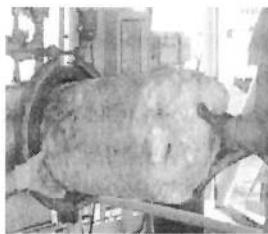


Figura 1 - Hidratos removidos pelos operadores da Petrobras<sup>[6]</sup>

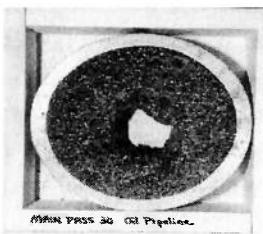


Figura 2 - Depósitos de parafinas<sup>[6]</sup>

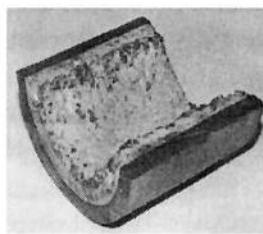


Figura 3 - Depósitos de carbonatos (*scale*)<sup>[6]</sup>

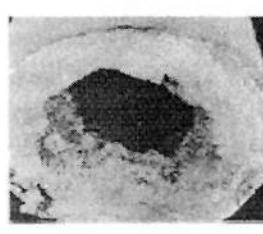


Figura 4 - Depósitos de sulfato de bário (*scale*)<sup>[6]</sup>

A areia eventualmente produzida deve ser controlada. Por exemplo, os reservatórios do Mioceno, como o Delta deste projeto, são constituídos por areias não consolidadas ou parcialmente consolidadas. Assim, as altas vazões no reservatório, têm a tendência de desagregar a rocha e aumentar a produção de areia. A presença de areia implicará a necessidade de obter um regime turbulento nas linhas de produção, fator necessário para carregar esses sólidos e evitar que eles obstruam o *pipeline*<sup>[1]</sup>.

Outro parâmetro que danifica o *pipeline* é a corrosão. Os principais fatores da corrosão são os altos teores de CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, O<sub>2</sub> ou sal. Neste caso, uma espessura de *pipeline* e inibidores químicos são empregados<sup>[1]</sup>.

Os parágrafos anteriores apresentaram o conceito de “garantia de escoamento”. Esse conceito foi idealizado pela Petrobras em 1990<sup>[7]</sup> e consiste numa análise de processo para garantir que os hidrocarbonetos sejam transportados economicamente do reservatório até a plataforma durante a vida inteira do projeto e em quaisquer condições. Utilizam-se as propriedades do fluido e análises termodinâmicas e hidráulicas do sistema submarino para planejar estratégias visando evitar a formação de sólidos como os hidratos, parafinas, *scale* e asfaltos<sup>[7]</sup>. Tais sólidos podem obstruir as linhas de produção, causar danos nos diferentes componentes do sistema e interromper a produção. Essas fases de interrupção da produção são chamadas de *shut-down*.

### **3.2 Riscos dos Hidratos**

Não será considerada neste trabalho a produção de areia, devido a sua complexidade. Também consideraremos unicamente a possibilidade de formação dos hidratos.

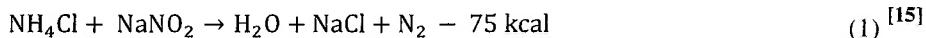
Os hidratos estão presentes abundantemente na natureza, como por exemplo nas regiões árticas e nos sedimentos marinhos. São sólidos cristalinos compostos por moléculas de gás, geralmente metano. Essas moléculas de gás são rodeadas por moléculas de água. Esse sólido é muito semelhante à água congelada. Os hidratos de metano são estáveis nos sedimentos marinhos em profundidades maiores que 300 m. O gás, mais densamente armazenado nesses sólidos que em qualquer outro tipo de armadilha, constituirá importantes reservas de carbono para o futuro [8].

Em temperaturas baixas, pressões elevadas e produção simultânea de gás (gás natural, composto principalmente de metano) e água, os hidratos podem ser gerados no poço e nas linhas de produção. Os hidratos podem se formar a partir de etano e propano, mas não a partir de moléculas maiores, como butano e pentano [8]. Em alguns lugares, os hidratos se formam com temperaturas atingindo valores elevados de 30°C [9]. Na costa oeste da África, a temperatura referência de formação dos hidratos é considerada como 20°C para quaisquer condições operacionais (incluindo a salinidade da água e condições de pressão) [3]. Os hidratos têm uma estrutura de cristal e, como todo cristal, sofrem três fases na sua formação: a fase de nucleação, a fase de crescimento e a fase de aglomeração [10] [11]. Assim, os hidratos formados têm a tendência de se aglomerar e aderir à parede do *pipeline*, o que pode obstruir o *pipeline* e gerar falhas e danos nas válvulas. Uma vez formado, pode demorar dias e até meses para voltar a produzir, o que gera prejuízos consideráveis à produção. Para evitar a formação dos hidratos e “garantir o escoamento”, diferentes métodos podem ser utilizados:

- Métodos químicos
  - Inibidor termodinâmico [12]
    - Injeção de metanol
    - Injeção de etanol
    - Injeção de glicol
    - Injeção de cloreto de sódio (sal)
    - Injeção de cloreto de cálcio
    - Injeção de amônio
  - Inibidor anti-aglomerante [13]
    - AA-DHI (*Anti-Aggglomerate Low Dosage Hydrate Inhibitor*)
  - Inibidor cinético [13]
    - KHI (*Kinetic Hydrate Inhibitor*)
- Métodos no processamento
  - Separação submarina líquido, gás
  - Separação submarina entre água e o resto do fluido (gás e óleo)
- Métodos hidráulicos
  - Despressurização
  - Deslocamento de fluidos
- Métodos termodinâmicos
  - Isolamento térmico do *pipeline*
    - *Isolamento molhado*
    - *Isolamento pipe-in-pipe*
  - Aquecimento elétrico [14]
    - Aquecimento direto isolamento molhado
    - Aquecimento direto *pipe-in-pipe*
    - Aquecimento indireto *pipe-in-pipe*
    - Aquecimento indireto dutos flexíveis

### **3.2.1 Métodos Químicos – Inibidores Termodinâmicos**

Um dos métodos de inibidor termodinâmico consiste em injetar no *pipe* uma mistura de sais inorgânicos com um solvente orgânico. Daí ocorre uma reação exotérmica (Equação 1) que aquece o *pipeline* <sup>[15]</sup>.



Esse método (TCM, *Thermo-Chemical Method* <sup>[15]</sup>) é normalmente utilizado para parafinas. Essa tecnologia foi utilizada entre 1992 e 2001 na Bacia de Campos, com 210 aplicações. A tecnologia TCM foi utilizada entre 200 e 800 m de lâmina d'água <sup>[15]</sup>. O calor gerado pela reação faz fundir as parafinas, e o nitrogênio produzido provoca turbulências, a homogeneização do solvente e, consequentemente, a dispersão das parafinas.

A utilização dos inibidores termodinâmicos (metanol, etanol, glicol ou derivados como o MEG, MonoEtileno Glicol e o DEG, DiEtileno Glicol) é considerada um procedimento convencional <sup>[13]</sup>. A injeção de metanol já foi utilizada nos anos 1930 com os trabalhos pioneiros de Hammerschmidt <sup>[7]</sup>. Eles se misturam na água <sup>[12]</sup> e baixam a temperatura de nucleação dos hidratos. Geralmente, eles são injetados em caso de *shut-down* ou durante a produção. Esse método exige um grande volume de produto químico, o que gera custos elevados nos OPEX e CAPEX referentes à estocagem desses produtos no *topside*, aos umbilicais e às bombas <sup>[13] [10]</sup>. Além de contaminar a água, que deve ser tratada antes de ser descarregada no mar, esses produtos contaminam também a fase óleo. Isto é um problema a se considerar, visto que as refinarias, por exemplo, têm limitações de teor de metanol do óleo bruto comprado, o que pode gerar juros para o fornecedor <sup>[13]</sup>.

### **3.2.2 Métodos Químicos – Inibidores Anti-Aglomerantes e Cinéticos**

Inibidores LDHIs (inclui os KHI e AA-LDHI), foram desenvolvidos para minimizar os problemas do método convencional e substituí-lo. Eles podem ser injetados da mesma forma que os anteriores <sup>[10]</sup>.

KHIs são polímeros que previnem a formação e a cristalização dos hidratos. Eles atrasam a nucleação e desaceleram o crescimento dos cristais de hidratos (Figura 5) <sup>[10]</sup>. É necessário um volume muito menor de produto que o método convencional, ou seja, uma concentração em volume de apenas 0,5 a 3%. Os KHIs perdem eficácia para temperaturas abaixo de 10°C. Portanto, não são utilizados por tempo elevado de *shut-down* ou em águas ultra-profundas <sup>[13]</sup>. A empresa Total, no Irã, economizou 20 milhões de Euros nos CAPEX dos projetos Dolphin (início da produção em 2007) e South Pars (campo de gás com 65 m de lâmina d'água, início da produção em 2002 <sup>[16]</sup>) com a utilização de KHIs em vez de utilizar MEGs <sup>[10]</sup>. Em 2008, a Total também utilizou essa tecnologia no Campo Moho-Bilondo do Congo (lâmina d'água de 1078 m) para aumentar o CDT (*cool down time*, definida mais adiante) <sup>[10]</sup>. Os seguintes campos da BP são referências na utilização dos KHIs: o campo de gás West Sole (Mar do Norte, lâmina de água de 28 m <sup>[17]</sup>), seu campo satélite Hyde (lâmina d'água de 35 m, início da produção em 1993 <sup>[17]</sup>) e Machar (Mar do Norte, lâmina d'água de 85 m, início da produção em 2009 <sup>[18]</sup>), Mungo (Mar do Norte, mesma zona que Machar) <sup>[10]</sup>.

Os inibidores AA-LDHIs controlam o crescimento dos cristais e impedem totalmente o fenômeno de aglomeração (Figura 6) <sup>[10]</sup>. Portanto, haverá uma concentração de sólidos em suspensão no fluido, mas que nunca obstruirá o *pipe*. Eles são também utilizados em baixa concentração (de 0,5% a 1,5% em volume de água: 1,25% é o valor padrão para um óleo tipo *black oil*). Em 2007, esse produto não podia ser utilizado com fração de água maior que 40% em volume <sup>[13] [10]</sup>. Atualmente, a tecnologia melhorou bastante e os AA-LDHIs podem ser utilizados com um fluido composto de até 80% de água (em volume). O produto foi testado em laboratórios (até -12°C) e foi eficaz para temperaturas que chegaram até 11°C em campo.

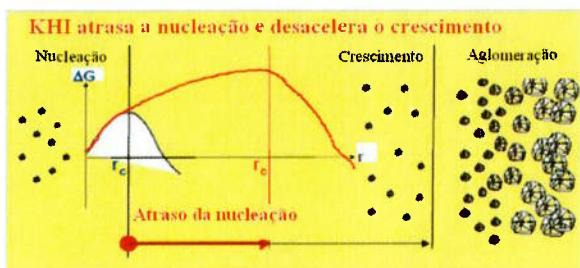


Figura 5 - KHI ações [10]

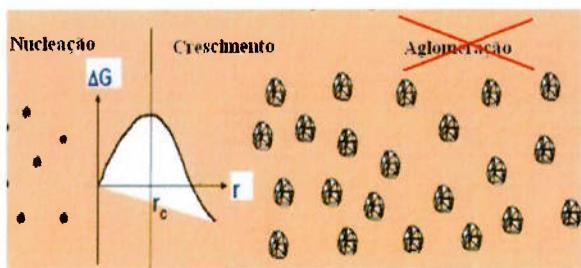


Figura 6 - AA-LHDIs ações [10]

A nova geração de AA-LHDIs é 99% solúvel no óleo, o que permite trabalhar com fração de água maior. Atualmente, o tratamento da água para descarte no mar limita a fração de água de trabalho a 80%. A presença deste componente químico no óleo não apresenta problemas para as refinarias [13]. Os campos que utilizaram essa tecnologia se situam principalmente no Golfo do México e são operados pela Shell, Exxon-Mobil e BP. Antes de 2007, essa tecnologia foi utilizada para reabrir poços “resfriados” bloqueados com hidratos [10]. A Total pensa seriamente em substituir o metanol utilizado para a reabertura de seus poços no Campo Dália em Angola (lâmina d’água entre 1.200 e 1.500 m), que iniciou produção em 2006 [10]. A evolução desta tecnologia permitiu que os AA-LHDIs fossem utilizados na produção de dois poços do Golfo de México. O primeiro poço, com 1.280 m de lâmina d’água, é conectado a uma linha de produção de 35 km, similar ao caso deste trabalho. O segundo poço é conectado a uma linha de produção de 2,4 km. Esta aplicação foi um sucesso, além da qualidade da água descartada, que passou um pouco dos limites autorizados no início [13].

### **3.2.3 Métodos de Processamento Submarino**

É possível realizar separações submarinas para separar a fase gasosa da água, o que impediria a formação dos hidratos, visto que a água e o gás não estariam mais juntos. Nas separações submarinas existem a separação gás/líquido e a separação água/fluido.

A principal vantagem da separação gás/líquido está no fato de o bombeamento do líquido sem gás ser mais eficiente. Haveria menos *slugging* no *pipe* de produção, além de impedir a formação dos hidratos e permitir realizar despressurização através do *pipe* do gás. Esta estratégia reduz a quantidade de equipamentos utilizados no *topside* e, portanto, o espaço requerido na plataforma [19], sendo recomendada para reservatórios de baixa pressão. A estratégia é mais eficaz que a associação *gas-lift*, bombeamento multi-fásico.

Existem diferentes tecnologias, como os sistemas de decantação implementados na árvore de natal (VASPS: *Vertical Anular Separation and Pumping System*) (Figura 7), separadores horizontais (Figura 8) ou verticais (Figura 9). Os campos de referência para esta tecnologia são o Campo de Marimba, o Parque das Conchas e o Pazflor. O Campo de Marimba é operado pela Petrobras. Possui 350 m de lâmina d’água e iniciou sua produção em 2001. Ocorreram alguns problemas no sistema devido a alguns *shut-down* entre 2001 e 2005. Em 2006, a Shell começou a produzir os reservatórios ultra-profundos Ostra, Abalone, e Argonauta do Parque das Conchas (lâmina d’água entre 1.500 m e 2.000 m). A Shell decidiu reutilizar essa tecnologia de separação, com quatro unidades no golfo de México, para produzir o Campo Perdido (lâmina d’água de 2.400 m). Como mostra a Figura 9, em 2011 a Total começou a produzir em Angola o Campo Pazflor (lâmina d’água de 1.200 m) com 3 unidades de separação vertical [20].

Separar a água (Figura 10 e 11) permite ter menores perdas de carga no *pipeline* (fluído mais leve) e, portanto, diminuir os custos de investimento nas bombas e os gastos em energia. Permite também diminuir consideravelmente o espaço requerido no *topside*. Melhora a concepção e eficiência das linhas de produção, devido à utilização de linhas de diâmetro e



Separadores gás / líquido

Figura 7 -  
VASPS [20]Figura 8 -  
Vertical [21]Figura 9 -  
Horizontal [20]Figura 10 - Separador  
por gravidade (foto) [22]

Separadores de água

Figura 11 - Separador por  
gravidade (desenho) [19]

espessura menores, o que reduz a quantidade de aço utilizado [19]. Também a água é rediretamente injetada, numa estratégia de recuperação secundária convencional por estimulação de injeção de água. O sistema é composto por um separador atuando por gravidade, associado a um sistema de bombeamento para a re-injeção da água e é utilizado quando a produção de água é alta. Em 2000, o Campo Troll (lâmina d'água de 350 m) da Norsk Hydro entrou em produção com uma unidade de separação (Figura 10). O sistema encontrou alguns problemas nas conexões elétricas, bombas de injeção e motor elétrico. A Statoil utilizou essa tecnologia em 2007 no Campo Tordis (lâmina d'água de 200 m). A 12 km da plataforma, o sistema é composto por um separador por gravidade associado a um ciclone na entrada, uma bomba multi-fásica, bombas de injeção, um módulo de remoção de areia e um *manifold* [22].

### **3.2.4 Métodos Hidráulicos**

Nos métodos hidráulicos, o deslocamento de fluido pode ser utilizado unicamente numa disposição de anel de produção convencional dos *pipelines*. Após o *shut-down*, o método consiste em substituir o fluido trifásico nas tubulações por um óleo inerte e já processado, chamado de óleo morto. Geralmente, antes de se injetar esse óleo, ele é aquecido. Como neste método as disposições dos *pipelines* formam um anel de produção, é possível injetar o óleo morto por uma das duas saídas do anel de produção e retirar o fluido trifásico pela outra saída. Para isso, separam-se os dois tipos de fluidos por *pigs*, que são tipos de tampões impermeáveis. Antes disto, as linhas são despressurizadas, e injeta-se metanol nos diferentes equipamentos submarinos mais sensíveis [3], como a árvore de natal, os *jumpers* e os *manifolds*. Comumente, nas estratégias de preservação, coloca-se um volume específico de fluido tampão (metanol delimitado por dois *pigs*) antes de colocar o óleo morto [3]. Utilizam-se também *pigs* especiais para remover os hidratos eventualmente já formados nas paredes do *pipeline*.

Geralmente, a despressurização é realizada para diminuir o grau de risco, minimizando a quantidade de hidrocarbonetos (principalmente gás) de alta pressão. Existem dois tipos de despressurização: a despressurização de emergência (automática) e a despressurização de manutenção (manual) [23]. Para os equipamentos submarinos, numa estratégia de preservação dos hidratos, a parte líquida dos fluidos é enviada nos trens de separação e o gás nos queimadores (*flare*). A despressurização é realizada a partir do primeiro separador do trem de separação no *topside*, o que implica uma pressão da ordem de 15 bar nas instalações submarinas ou a partir do separador de teste (trem de separação para os testes de produção), o que implica uma pressão da ordem de 2 ou 3 bar [3]. Além de reduzir o grau de risco e diminuir a pressão, permite também baixar a temperatura de formação dos hidratos.

### 3.2.5 Métodos Termodinâmicos

Existem quatro tipos de aquecimento elétrico: (1) o aquecimento direto com isolamento molhado, (2) direto *pipe-in-pipe*, (3) indireto *pipe-in-pipe* e (4) indireto de dutos flexíveis. Para os quatro tipos o princípio é o mesmo, baseado na geração de calor por efeito Joule. A eficiência desse método é diretamente correlacionada à energia fornecida<sup>[14]</sup>.

No aquecimento direto *pipe-in-pipe* e isolamento molhado aplica-se uma corrente alternada. A eficiência é baixa, inferior a 50%. Há riscos de corrosão que não são bem controlados. Os dois sistemas estão associados a um material de isolamento térmico<sup>[14]</sup>.

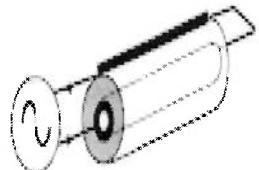
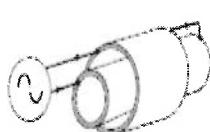
A vantagem do aquecimento direto *pipe-in-pipe* (Figura 12) é que o circuito elétrico é fechado, mas o material de isolamento térmico deve ser eletricamente isolado. Em campo, é comum implementar essa tecnologia, a qual atingiu uma certa maturidade. Mas a tecnologia de aquecimento direto *pipe-in-pipe* sofreu falhas no Campo de Serrano Orégano, operado pela Shell no Golfo de México (lâmina d'água de 1.036 m) no início de sua utilização. Ainda não há experiência de longo prazo na utilização deste método<sup>[14]</sup>.

A vantagem do aquecimento direto (Figura 13) com isolamento molhado é sua compatibilidade com qualquer material de isolamento. O problema maior deste método é o risco de eletrocussão. Em 1999, nos campos de gás condensado de Huldra (lâmina d'água de 125 m)<sup>[24]</sup> e Asgard (produção vendida como óleo, lâmina d'água entre 240 m e 300 m)<sup>[25]</sup> operados pela Statoil no Mar do Norte, a tecnologia falhou no início de sua utilização<sup>[14]</sup>.

No aquecimento indireto aplica-se uma corrente elétrica trifásica em cabos aquecedores. A eficiência deste método é superior a 90%, além de não haver problemas de corrosão. Esta tecnologia exige uma industrialização muito complexa<sup>[14]</sup>.

O aquecimento indireto *pipe-in-pipe* (Figura 14) nunca foi testado em campo. A tecnologia está ainda na fase de protótipo<sup>[14]</sup>.

Para os flexíveis (Figura 15) a instalação é muito sensível. No Campo Dália quase metade dos cabos de aquecimento falharam devido à sensibilidade da instalação<sup>[14]</sup>.



Aquecimento direto

*Figura 12 - Pipe-in-pipe* [14]



Aquecimento indireto

*Figura 14 - Pipe-in-pipe* [14]



*Figura 15- Flexível* [14]

Os materiais de isolamento são na maioria dos casos utilizados sem sistemas de aquecimento elétrico. Esses materiais de isolamento podem ser molhados, ou seja, o material de isolamento (na parede externa do *pipe*), revestido de uma película de *coating*, está em contato direto com a água do mar, ou pode ser colocado no espaço anular delimitado por um *pipe* interno e um *pipe* externo. Esta última configuração é chamada de *pipe-in-pipe*. Esses sistemas de isolamento são determinados por uma variável chamada de *U<sub>value</sub>*. Quanto maior o valor do *U<sub>value</sub>*, (Equação 18), maior será a capacidade do sistema de transmitir o calor. Portanto, o objetivo é reduzir esse valor com materiais de isolamento. Geralmente o sistema *pipe-in-pipe* possui valores menores (metade) que um *pipe* simples<sup>[7]</sup>. Uma técnica utilizada para chegar aos valores requeridos de eficiência do *pipe-in-pipe* é enterrar o *pipe* simples revestido por uma película de *coating*. O *pipe-in-pipe* domina atualmente o mercado para projetos de linhas de produção superiores a 5 km<sup>[7]</sup>. Os *pipe-in-pipes* podem ser aplicados para *risers* de tipo SHR (*Single Hybrid Riser*) e SCR (*Steel Catenary Riser*)<sup>[26]</sup>.

O isolamento externo (molhado) é aplicável para geometrias complexas. É um isolamento resistente a temperaturas elevadas e não tem limitação de profundidade, apesar de

ser difícil de ser retirado do leito do mar. Uma disposição multi-camadas dos isolantes consegue atingir quaisquer propriedades desejadas. Outras características deste tipo de isolamento são: tem limites de isolamento atingíveis, não tem flutuabilidade e não tem limitação na espessura<sup>[7]</sup>.

O aquecimento direto *pipe-in-pipe* é a melhor tecnologia de isolamento. A limitação da lâmina d'água depende só da capacidade do navio de instalação<sup>[7]</sup>.

### 3.3 Dimensionamento de Pipelines

O dimensionamento do *pipeline* não pode ser feito unicamente em função da produção máxima. Recomenda-se considerar outros cenários, em função da evolução da produção e das proporções de fases. Instabilidade e *slugging* serão gerados se o diâmetro do *pipeline* for muito grande em relação à vazão da produção durante o fim de vida do reservatório. Isto pode causar vibração e corrosão excessiva<sup>[1]</sup>.

#### 3.3.1 Resistência Mecânica

No dimensionamento do *pipeline* começamos por um estudo de resistência mecânica do *pipeline* às pressões do ambiente. Esse primeiro estudo determina o grau e a espessura do *pipe*. Os graus de aço mais comuns e em uso são o X60 e X65<sup>[1]</sup>. Neste trabalho, utilizaremos um *pipe* de grau X65.

Existem diferentes normas para dimensionar um *pipeline*, como o US Codes ASME/ANSI B32.8 (Estados Unidos), Z187 (Canadá), DnV (Noruega) e IP6 (Inglaterra). Utilizaremos a norma DNV-OS-F101<sup>[27]</sup> para calcular a espessura de nosso *pipeline*. A seleção da espessura é uma etapa crítica do dimensionamento em termos de segurança e de rentabilidade. Portanto, notou-se que há uma necessidade de racionalizar a seleção da espessura<sup>[28]</sup><sup>[7]</sup>. A primeira edição das normas DNV, com respeito à concepção, construção e inspecção dos *pipelines* e *risers*, foi emitida em 1976, baseada principalmente nos códigos ASME. Em função das pressões que sofre o *pipeline*, determinamos as espessuras associadas a cada diâmetro externo de *pipe* com as equações apresentadas a seguir.

Primeiramente temos que considerar a pressão interna, ou *bursting* (Equação 2),  $P_b$ , no estudo de resistência mecânica do *pipeline*.  $P_b$  deve obedecer à seguinte relação:

$$P_{\text{operação}} - P_{\text{external}} < \frac{P_b(t)}{\gamma_m \gamma_{sc}} \quad (2) \quad [27]$$

onde  $P_{\text{operação}}$  vale 1,2 vezes a pressão máxima encontrada no *pipeline* (em MPa). O fator de resistência do material,  $\gamma_m$ , é tipicamente 1,15 e o fator de resistência de classe segurança,  $\gamma_{sc}$ , é 1,14<sup>[27]</sup>.

$$P_b(t) = \frac{2t}{D-t} f_{cb} \frac{2}{\sqrt{3}} \quad (3) \quad [27]$$

onde  $D$  é o diâmetro do *pipeline* e  $t$  sua espessura.

$$f_{cb} = \text{Min} \left[ f_y ; \frac{f_u}{1,15} \right] \quad (4) \quad [27]$$

Para  $f_y$  é usualmente escolhido o valor 448,2 MPa e para  $f_u$  o valor de 530,9 MPa, para um pipeline de aço X65<sup>[27]</sup>.

Para obter a espessura que fornecerá a resistência suficiente para nossas condições de projeto, temos que considerar também a pressão de colapso,  $P_c$ , de nosso *pipeline*.  $P_c$  é dada por:

$$P_{\text{external}} - P_{\min} < \frac{P_c(t)}{\gamma_m \gamma_{\text{SC}}} \quad (5) [27]$$

onde  $P_{\min}$  é a pressão interna mínima do *pipeline* valendo 0, e  $P_c$  é escolhido de tal forma que verifique a seguinte equação:

$$(P_c(t) - P_{el}(t)) (P_c^2(t) - P_p^2(t)) = P_c(t) P_{el}(t) P_p(t) f_0 \frac{D}{t} \quad (6) [27]$$

$$P_{el}(t) = \frac{2E \left( \frac{t}{D} \right)^3}{1 - v^2} \quad (7) [27]$$

onde  $E$  e  $v$  são respectivamente o módulo de Young e o coeficiente de Poisson. Para o aço tipo X65,  $E$  vale 210 GPa e  $v$  vale 0,3 [27].

$$P_p(t) = 0,96 \text{ SMYS} \frac{2t}{D} \quad (8) [27]$$

$$f_0 = \frac{D_{\max} - D_{\min}}{D} \quad (9) [27]$$

onde  $f_0$  é o fator de ovalização (geralmente vale alguns milímetros e não pode ser menor que 0,005 i.e. 0.5 %). O método para calcular a espessura é incremental. Esse cálculo não considera o *coating* para a corrosão que se adiciona ao valor preexistente [27]. Além disso, temos que considerar os danos causados também durante a fabricação, o transporte e o armazenamento. Desta maneira, é geralmente adicionado o valor de 1/16" na espessura do *pipe* [1].

### 3.3.2 Análise Térmica

O estudo térmico é de uma importância primordial na seleção da espessura do material isolante para prevenir a formação dos hidratos. É necessário realizar a análise térmica no caso dinâmico (durante a produção dos hidrocarbonetos) e estático (fluído parado nas linhas de produção). A primeira análise estuda o perfil de temperatura do fluido de formação em fluxo estabilizado. A segunda análise considera um estado estático e consiste em calcular o tempo que o fluido leva para se resfriar até a temperatura crítica da formação dos hidratos de 20°C. Esse tempo é chamado de *cool down time* (CDT). Serão apresentados os fundamentos essenciais para se planejar estratégias de *shut-down*.

Considerando o óleo no interior do *pipe* e a água do mar no seu exterior com diferentes temperaturas, temos:

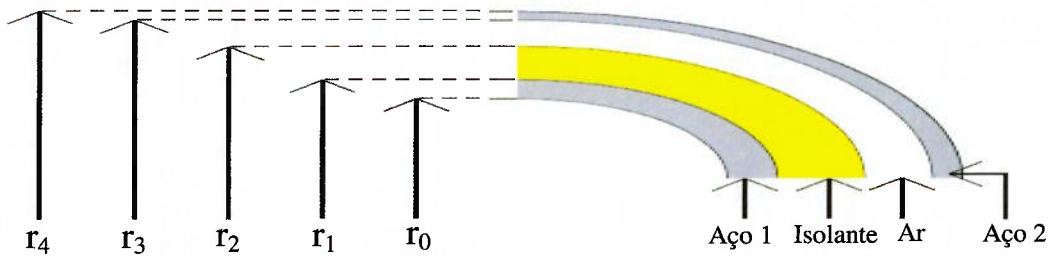
$$q = \frac{T_{in} - T_{ext}}{\sum R} \quad (10) [27]$$

onde  $q$ ,  $T_{in}$ ,  $T_{ext}$  e  $\Sigma R$  são respectivamente a taxa de transferência de calor (em W), a temperatura do óleo, a temperatura da água do mar, e a soma de todas as resistências (condutividade, convecção etc.) do *pipe*. Expandindo-se a Equação 10, temos a seguinte relação no caso *pipe-in-pipe*.

$$q = \frac{(T_{in} - T_{ext})L}{\frac{1}{2\pi h_{int}r_0} + \frac{\ln(r_1/r_0)}{2\pi\lambda_{aço}} + \frac{\ln(r_2/r_1)}{2\pi\lambda_{PUF}} + \frac{\ln(r_3/r_2)}{2\pi\lambda_{Ar}} + \frac{\ln(r_4/r_3)}{2\pi\lambda_{aço}} + \frac{1}{2\pi h_{ext}r_4}} \quad (11) [27][7]$$

onde  $\lambda_i$ ,  $h_{int}$ ,  $h_{ext}$  são respectivamente a condutividade térmica do material  $i$  (em W/m/K), o coeficiente interno de convecção, o coeficiente externo de convecção. Os valores serão determinados pelas propriedades dos materiais e condições de fluxo. Podemos notar que

para um *pipe-in-pipe* (Figura 16) sem material de isolamento, basta admitir  $r_1$  igual a  $r_2$ , e para um *pipe* simples basta admitir  $r_1$  igual a  $r_2$ ,  $r_3$  e  $r_4$ .



**Figura 16 – Configuração de um *pipe-in-pipe***

Essa expressão da taxa de transferência de calor será utilizada para resolver a equação da temperatura do fluido ao longo do *pipeline*.

$h_{int}$  foi calculado utilizando as correlações entre os números de Reynolds, Prandlt e Nusselt. Portanto, temos:

$$Nu = \frac{h_{int} \cdot D_{int}}{\lambda_f} \quad Pr = \frac{C_p \cdot \mu_f}{\lambda_f} \quad Re = \frac{\rho_f \cdot u_f \cdot D_{int}}{\mu_f} \quad (12) [7]$$

Com um  $Pr$  superior a 20, podemos utilizar a seguinte correlação:

$$Nu = 0,0118 \cdot Pr^{0,3} \cdot Re^{0,9} \quad (13) [29]$$

O coeficiente  $h_{ext}$  representa a transferência com a água do mar que possui sua velocidade própria (velocidade no fundo do mar). O princípio do cálculo é o mesmo que o anterior, e o Nusselt deve ser calculado. Para o *pipe* no mar existem várias correlações, como:

$$Nu = C \cdot Re_D^n \quad (14) [30]$$

com  $n = 0,805$  e  $C = 0,0266 \cdot Pr^{1/3}$

A seguir, temos que realizar o balanço de energia sobre um sistema de comprimento  $dz$  de nosso *pipe*. Em regime permanente, temos a seguinte equação:

$$\text{Entrada} + \text{Geração} = \text{Saída} + \text{Accumulação} \quad (15)$$

$$\rho \cdot C_p \cdot Q \cdot T(z) - \frac{q}{L} dz = \rho \cdot C_p \cdot Q \cdot T(z + dz) + 0 \quad (16)$$

onde  $Q$  é a vazão volumétrica do fluido e  $C_p$  a capacidade calorífica.

Evidentemente a temperatura está decrescendo e podemos então escrever:  $T(z+dz) = T(z) - dT$ . Assim, sendo  $u$  a velocidade do fluido e  $D_{in}$  o diâmetro interno do *pipe*, obtemos:

$$\rho \cdot C_p \cdot u \cdot \frac{dT}{dz} = - \frac{q}{L \cdot \pi \cdot D_{in}^2 / 4} \quad (17)$$

O valor  $U_{value}$  inclui tanto a resistência mecânica de calor quanto a resistência de convecção, e é definido da seguinte forma:

$$U_{value} = \frac{q}{S_1 \cdot (T_{in} - T_{ext})} = \frac{1}{S_1 \cdot \sum R} \quad (18) [27] [7]$$

onde  $S$  é a área lateral do *pipeline*.

Assim, a equação torna-se:

$$\rho \cdot C_p \cdot u \cdot \frac{dT}{dz} = \frac{(T_{ext} - T) \cdot U_{value} \cdot \pi \cdot D_{ext} \cdot L}{L \cdot \pi \cdot D_{in}^2 / 4} = 4(T_{ext} - T) \cdot U_{value} \frac{D_{ext}}{D_{in}^2} \quad (19)$$

E finalmente:

$$\frac{dT}{T_{ext} - T} = \frac{4 \cdot U_{value} \cdot D_{ext}}{\rho \cdot C_p \cdot u \cdot D_{in}^2} \quad (20) [27]$$

Assim, a distribuição da temperatura ao longo do *pipeline* horizontal é dada por:

$$T(z) = T_{ext} + (T_{entrada} - T_{ext}) \cdot \exp\left(\frac{4 \cdot U_{value} \cdot D_{ext}}{\rho \cdot C_p \cdot u \cdot D_{in}^2} \cdot z\right) \quad (21) [27] [7]$$

Para calcular a distribuição de temperatura ao longo do *riser* (*pipe* vertical), temos que considerar que  $T_{ext}$  diminui com a profundidade. Não podemos utilizar a Equação 18. Temos que calcular a variação de temperatura  $dT$  a partir da Equação 17.

Já calculamos  $T(h)$ , que é a temperatura no final do *pipe* horizontal. Portanto,  $T(h - dh)$ , com  $dh > 0$ , é calculado da forma seguinte:

$$\begin{aligned} T(h - dh) &= T(h) + dT(h) \text{ com} \\ dT(h) &= (T_{ext}(h) - T(h)) \frac{4 \cdot U_{value} \cdot D_{ext}}{\rho \cdot C_p \cdot u \cdot D_{in}^2} \end{aligned} \quad (22)$$

O cálculo do **CDT** é realizado utilizando o balanço de energia (Equação 15) sobre o sistema (*pipeline*).

$$\rho \cdot C_p \cdot Q \cdot T(z) - \frac{q}{L} \cdot dz = \rho \cdot C_p \cdot Q \cdot T(z + dz) + \sum_i (\rho \cdot C_p)_i \cdot A_i \cdot dz \frac{\delta T(z)}{\delta t} \quad (23)$$

onde o índice **i** corresponde ao material considerado e  $A_i$  a sua área transversal.

Substituindo  $q$  por  $U_{value} \cdot \pi \cdot D_0 \cdot L \cdot (T - T_{ext})$  e, se considerarmos que o comprimento  $z$  não varia, temos:

$$U_{value} \cdot D_0 \cdot (T_{ext} - T) = \sum_i (\rho \cdot C_p)_i \cdot A_i \cdot \frac{\delta T(z)}{\delta t} \quad (24)$$

Considerando a temperatura inicial  $T$  e a temperatura final  $T_{lim}$  (temperatura considerada para a formação dos hidratos):

$$CDT = \frac{\sum_i (\rho \cdot C_p)_i \cdot A_i \cdot \ln \frac{T - T_{ext}}{T_{lim} - T_{ext}}}{U_{value} \cdot D_0} \quad (25) [27]$$

### 3.3.3 Análise Hidráulica

A parte hidráulica é a última etapa de seleção. Temos que calcular as perdas de carga para os diferentes diâmetros  $D_0$  considerados. Poderemos assim escolher os números de bombas e energia necessários. Utilizamos, para isto, a equação de Bernoulli:

$$z_1 + \frac{P_1}{\gamma} + \frac{u_1^2}{2g} = z_2 + \frac{P_2}{\gamma} + \frac{u_2^2}{2g} + h_f + \sum h_m \quad (26) [31]$$

onde  $z_1$  e  $z_2$  são respectivamente as energias potenciais (elevação em função da referência, que consideramos como sendo o fundo do mar, em m) na entrada da árvore de natal e no topo do *riser*;  $P_1$  e  $P_2$  são respectivamente as pressões na entrada da árvore de natal e no topo do *riser* (em Pa);  $\gamma$  é o peso específico do fluido (em Pa/m);  $u_1$  e  $u_2$  são respectivamente a velocidade na entrada da árvore de natal e a velocidade no topo do *riser* (em m/s);  $g$  é a constante gravitacional ( $9,81 \text{ m/s}^2$ );  $h_f$  é a energia por unidade de massa dissipada por fricção entre a entrada da árvore de natal e o topo do *riser*;  $\Sigma h_m$  é a soma das

perdas de carga nos diferentes acidentes do *pipe* (válvula, aumento de diâmetro, diminuição diâmetro, tipo de conexões etc.), causados pelas turbulências no *pipe*.

Existem vários modelos para se calcular as perdas de carga por fricção. Utilizaremos o modelo de Darcy-Weisbach, que é aplicável para todo tipo de regime de fluxo, qualquer fluido incompressível newtoniano e para qualquer temperatura. A equação de Darcy-Weisbach para dutos circulares é a seguinte:

$$h_f = f \frac{L}{D_0} \frac{u^2}{2g} \quad (27) [31]$$

onde  $f$  é o fator de fricção. Para um regime laminar (i.e.  $Re < 2\,100$ ),  $f=64/Re$ . Para outros regimes podemos utilizar o diagrama de Moody e, para regimes totalmente turbulentos ( $Re > 4'000$ ), a seguinte equação [7]:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,14 - 2\log_{10}\left(\frac{\epsilon}{D_0}\right) \quad (28) [7]$$

onde  $\epsilon$  é a rugosidade que depende do material do *pipe*. Para aço soldado a rugosidade vale 0,0018" [7].

Para calcular as perdas de carga, causadas pelos acidentes dos *pipes*, temos:

$$h_m = K \frac{u^2}{2g} \quad (29) [31]$$

onde  $K$  é um fator que depende do tipo de acidente. Existem tabelas que fornecem os valores de  $K$  para cada tipo de acidente.

Por exemplo, para um aumento abrupto do diâmetro do *pipe* ou uma redução abrupta temos as seguintes relações:

$$h_m = \frac{u_{\text{entrada}}^2 - u_{\text{saída}}^2}{2g} \quad h_m = \frac{1}{2} \cdot \left[ 1 - \left( \frac{D_{\text{saída}}}{D_{\text{entrada}}} \right)^2 \right] \cdot \frac{u_{\text{saída}}^2}{2g} \quad (30) [31]$$

Existem várias tecnologias de bombeamento no mercado. A principal limitação é a fração de gás em volume (GVF) produzida. Podemos notar que quanto maior a fração de gás produzida, menor será a diferença de pressão que poderemos aplicar ao sistema.

Desta maneira, o mecanismo centrífugo é viável para frações entre 0 e 10% (em volume) de gás, podendo gerar pressão diferenciais de 200 bar. A tecnologia foi utilizada, por exemplo, no Campo de Balmoral no Mar do Norte (lâmina d'água de 145 m), que iniciou sua produção em 1986 [19].

A utilização da tecnologia híbrida é interessante para a fração de gás entre 10% e 35% e consegue gerar diferença de pressão de 100 a 75 bar. O Campo Pazflor, operado pela Total em Angola, iniciará sua produção em 2011 (lâmina d'água de 1'200m) com esta bomba [19].

A tecnologia de hélice axial (Figura 17, 18 e 19) é interessante para a fração de gás entre 40 e 70% [19]. Bombas de hélice axial (também chamadas de *rotodynamics pumps*) são compostas por vários estágios que comprimem progressivamente e dinamicamente o fluido. A rotação do eixo gera a pressão de topo desejado. O torque do eixo é convertido em momento angular para o fluido. Se a fração de gás aumenta, a velocidade do eixo deve ser aumentada proporcionalmente para obter a pressão de topo. Cada estágio consiste num impulsor tipo aberto, montado em um eixo de rotação e um difusor fixo. O perfil das pás do rotor helicoidais e as palhetas do difusor são projetados especificamente para evitar a separação de fases do processo de compressão. A diferença de pressão atinge 60 bar. Em 1997, no Campo de Lufeng da Statoil, utilizaram-se seis bombas de hélice axial (fornecedor Framo, 400 kW, de 1.500 a 3.300 rpm, lâmina d'água de 330 m). Foram utilizadas, também, duas unidades em 1998 no Campo Topacio da Mobil (fornecedor Framo, 860 kW, 5.000 rpm, lâmina d'água de 550 m), uma no Campo Troll da Norsk Hydro em 2000 (fornecedor Framo, 1.600 kW, 1.000

a 3.570 rpm, lâmina d'água de 330 m), duas no Campo Ceiba<sup>[32]</sup><sup>[19]</sup> da Triton em 2002 (fornecedor Framo, 900 kW, 38.000 bpd, diferença de pressão de 45 bar, lâmina de água de 750 m)<sup>[32]</sup>. Utilizado um GVF de 70 a 95%, a diferença de pressão diminui bastante e linearmente com o GVF, até chegar ao valor de 15 bar para uma fração de gás de 95%<sup>[19]</sup>.



Figura 17 - Bomba de hélice axial<sup>[19]</sup>

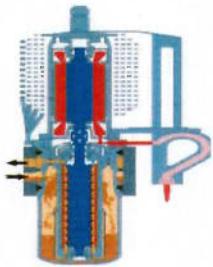


Figura 18 - Bomba de hélice axial<sup>[19]</sup>



Figura 19 - Eixo da bomba de hélice axial<sup>[33]</sup>



Figura 20 - Bomba de parafuso duplo<sup>[19]</sup>



Figura 21 - Eixo da bomba de parafuso duplo<sup>[19]</sup>

Nas mesmas condições operacionais que o mecanismo de hélice axial, existem também bombas multifásicas de tipo parafuso duplo (*twin screw*) (Figuras 20 e 21). O fluido é bombeado pelo efeito da rotação inversa dos parafusos duplos que mantém constante o volume de fluido. Como numa bomba de deslocamento positivo, o fluido é transferido da zona de sucção até a zona de descarga, passando por uma série de câmaras fechadas pelos selos das folgas das engrenagens dos parafusos. O número de bloqueios de cada um dos parafusos em rotação determina o número de bloqueios para interceptar o fluido. O fluxo axial permite de obter velocidades de rotação relativamente baixas. Ao contrário do mecanismo de hélice axial, é requerido 5% em volume de líquido para gerar uma vedação entre o parafuso e o interior do revestimento. Essas bombas operam em velocidades de rotação mais baixas do que as bombas de hélice axial (entre 1.000 e 3.000 rpm). Podemos citar alguns exemplos de campos onde essa tecnologia foi utilizada. Uma unidade foi implementada em 1994 no Campo Prezioso da Agip (fornecedor Sonsub, 300kW), uma no Campo de Marlim da Petrobras em 2000 (fornecedor Leistriz, 1.200 kW, 1.800 rpm, lâmina d'água de 660 m), uma no Campo de Lyell da CNRL em 2005 (500 kW, lâmina d'água de 146 m) e ainda duas unidades, mais uma extra, no Campo King da BP em 2007 (lâmina d'água de 1.600 m e 150.000 bpd). Até 2007, a tecnologia ainda não era considerada suficientemente desenvolvida<sup>[32]</sup>.

## 4 RESOLUÇÃO DO CASO DELTA

### 4.1 Escolhas dos Sistemas de Preservação Contra os Hidratos

Para escolher o sistema de produção submarino do reservatório Delta, analisamos diferentes soluções de modo a minimizar o risco de formação de hidratos e dimensionamos a linha de produção. As diferentes possibilidades foram comparadas em termos de custos nos OPEX e, principalmente, nos CAPEX.

Escolhemos um *pipe-in-pipe* composto pelo isolante PUF (*Polyuerethane Foam*) e utilizamos os AA-LHDIs durante a produção.

#### 4.1.1 Anel de Produção – Linha Simples

Primeiramente, como o reservatório Delta está situado a mais de 30 km do FPSO, não será considerado um anel de produção. Isso permitirá diminuir os custos nos CAPEX. Os custos de instalação, de fabricação e de material serão divididos por dois (2 linhas). Considerando 8,32 M\$/km<sup>\*1</sup><sup>\*2</sup> de *pipeline* e 50 M\$/riser<sup>\*1</sup> economizaremos **296 M\$**.

Além disso, um anel de produção se torna interessante quando vários reservatórios e, portanto, vários *manifolds* estão conectados entre si. Nossa caso é um reservatório satélite. Utilizamos um único *manifold* associado a cinco poços de produção. A configuração utilizada será, portanto, uma linha simples.

Essa escolha não permitirá utilizar a solução hidráulica de deslocamento de óleo morto para a prevenção contra os hidratos em caso de *shut-down*.

#### 4.1.2 Isolamento Molhado – Isolamento Pipe-In-Pipe

A configuração *pipe-in-pipe* é a mais interessante. Possui a melhor eficiência de isolamento (Equação 18) e menor custo. A Figura 16 permite um melhor entendimento desta situação. A configuração *pipe-in-pipe* possui uma seção de ar e uma segunda seção de aço, ao contrário de um isolamento molhado (Equações 10, 11 e 18). Isso permite aumentar consideravelmente a resistência térmica do sistema a baixo custo. O ar não tem custo e o custo do aço é bem menor que o do material de isolamento PUF utilizado neste projeto<sup>[27]</sup>. Além disto, o ar possui uma condutividade baixa (0,5 W/mk) em comparação com o aço e o PUF (respectivamente de 45 W/mk e 0,03 W/mk<sup>[27]</sup>). O sistema, tendo uma resistência térmica maior, terá uma condutividade térmica global,  $U_{value}$ , menor. Assim, o *pipe-in-pipe* terá menor custo de materiais utilizados que um *pipe* de isolamento molhado. Assim, calculamos um *pipe* simples de 10" de diâmetro nominal (equivalente hidráulicamente a um *pipe-in-pipe* de diâmetro nominal 12"), que deve ser composto de **229,75 m<sup>3</sup>** de PUF para ter a mesma eficiência térmica de um *pipe-in-pipe* composto de **159,43 m<sup>3</sup>** de PUF. Utilizar um *pipe-in-pipe* representa uma economia de **27,29 M\$** nos materiais.

Os custos de fabricação são de 1ºM\$/km por *pipe*<sup>[27]</sup> (então 2ºM\$/km por um *pipe-in-pipe*), representando um valor aproximado ao se considerar o avanço tecnológico na fabricação dos *pipe-in-pipes*<sup>[26]</sup>. Assim, admitiremos os mesmos custos de materiais e fabricação para um *pipe* simples e um *pipe-in-pipe* (diferença de custos de apenas 10%) para um projeto de produção de um reservatório satélite a 30 km de distância e nas condições deste trabalho.

\*1: Valores fornecidos pelo engenheiro RIPAYRE, A. da Total S. A. E&P. Angola, referentes a um *pipe-in-pipe* de diâmetro nominal externo 12". Correspondência realizada por *email* entre o 1 de outubro 2010 e o 15 de Outubro 2010.

\*2: Neste trabalho o \$ faz referencia ao dólar americano. Os valores de M\$ ao longo do texto representam milhões de dólares americanos.

Um *pipe* simples tem uma resistência à tração duas vezes menor<sup>[34]</sup>, o que aumenta o tempo de instalação e a locação de navios. O tempo de instalação de um *pipe-in-pipe* é duas vezes menor que um *pipe* simples com um método de instalação J-Lay (informação verbal)<sup>\*1</sup>. Isso permitirá uma economia de 15 M\$. Feitas estas considerações, selecionamos um isolamento *pipe-in-pipe*.

#### **4.1.3 Isolamento Pipe-In-Pipe – Aquecimento Térmico**

O aquecimentos direito com isolamento molhado e o indireto em *risers* flexíveis não serão implementados devido à escolha anterior.

Desconsideraremos, também, o aquecimento direto e indireto *pipe-in-pipe* devido aos custos elevados a serem gerados nos OPEX. Além disto, os problemas nos campos que utilizaram a tecnologia de aquecimento *pipe-in-pipe* não geraram retorno de longo prazo. Esta tecnologia ainda não está consolidada. A tecnologia de aquecimento indireto *pipe-in-pipe* ainda está na fase de protótipo, nunca tendo sido utilizada em campo.

#### **4.1.4 Isolamento Pipe-In-Pipe – Separadores Submarinos**

Os separadores submarinos de água e de gás certamente são as tecnologias do futuro e dos próximos grandes projetos em lâminas d'água ultra-profundas. As tecnologias de separação e processos submarinos (tratamento etc.) devem se desenvolver e se difundir. Como visto anteriormente, ao se utilizar a separação de água, ocorreram problemas nos cabos de eletricidades da alimentação. Os grandes projetos da Shell no Parque das Conchas e da Total em Angola (projeto Pazflor) utilizam separador de gás, entretanto, não há retorno de longo prazo e essa tecnologia ainda não é utilizada em campos satélites. Quando utilizada, ela está incluída em grandes projetos e faz parte de uma estratégia integrada. No Parque das Conchas seis unidades de separação são utilizadas. No projeto Pazflor três unidades serão utilizadas, mais uma quarta que será implementada durante a fase de produção.

Além disso, em cada projeto deve-se desenvolver uma nova tecnologia de separação adaptada para cada condição particular, visto que o separador é uma peça única que não pode ser transferida para outros projetos. Implementar tal tecnologia num campo satélite significa mobilizar recursos de pesquisa e desenvolvimento para uma única unidade de separação e, consequentemente, o soprador terá um preço maior. Por exemplo, para o projeto Pazflor, cada unidade custou 80 M\$<sup>\*2</sup>, associados a 20 M\$<sup>\*2</sup> de equipamentos no *topside* e 3 M\$/km<sup>\*2</sup> de umbilicais específicos para cada separador. Para produzir o Campo Delta, tal separador representará um investimento de 190 M\$ nos CAPEX. Além disso, teremos que considerar que os custos mínimos do *pipe* de produção (admitindo um *pipe* simples sem material de isolamento) são de 30 M\$ (1 M\$/km<sup>[27]</sup>) para a fabricação e de 16 M\$ para a instalação (fabricação e material do *pipe* representam 55% do seu preço total, e a instalação 29%<sup>[71]</sup>). Um sistema de produção associado a um separador submarino custará no mínimo 236 M\$. Implementado a um reservatório satélite, o custo será ainda maior, sem considerar os custos de consumo em energia gerados nos OPEX. Portanto, para produzir Delta, um *pipe-in-pipe* custará 222,4 M\$, um custo 10% menor que o do separador submarino. Desta maneira, reforça-se a escolha de um *pipe-in-pipe* para este projeto.

\*1: Afirmado oralmente por CANDELIER, C. da ENI. Saipem durante sua apresentação do Rio Oil and Gas 2010.

\*2: Valores fornecidos pelo engenheiro RIPAYRE, A. da Total S. A. E&P. Angola., Correspondentes a um *pipe-in-pipe* de diâmetro nominal externo 12". Correspondência realizada por email entre o 1 de outubro 2010 e o 15 de Outubro 2010.

#### **4.1.5 Isolamento Pipe-In-Pipe – Inibidor Anti-Aglomerante**

Tendo sido feitas as escolhas anteriores, deve-se utilizar um método químico para os casos de *shut-down* e as reaberturas das linhas de produção e dos poços. Entre todos os métodos químicos, utilizaremos os AA-LHDIs, que permitem evitar a aglomeração dos hidratos e a obstrução do *pipe-in-pipe*. Esta tecnologia está crescendo, sendo atualmente mais eficaz e tendo um custo menor que qualquer inibidor químico<sup>[13]</sup>. Utilizaremos os AA-LHDIs supondo que, em presença deste composto químico, os hidratos se formaram a 12°C. A  $T_{lim}$  da Equação 25 será modificada de 20°C para 12°C. O potencial desta tecnologia é alto, resultado dos testes de eficiência em laboratório, e eficaz para fluidos compostos de 80% (em volume) de água<sup>[13]</sup>. No fim da vida do reservatório Delta, quando sua produção em água estiver máxima, teremos **74,41%** em volume de água, o que torna viável a utilização de AA-LHDIs.

Utilizaremos essa tecnologia, não apenas nas estratégias de *shut-down*, mas também durante a produção. Para um óleo de tipo *black oil*, a porcentagem em volume de AA-LHDIs a ser injetado é 1,25%<sup>[13]</sup>. Os parâmetros que nos permitiram decidir utilizar os AA-LHDIs durante a produção são o custo do produto e os custos de transporte até a plataforma. Calculamos que, para 20 anos, teremos que utilizar **2.970.000 barris** de AA-LHDIs, o que representa **1,42 M\$** (20\$/gal<sup>[13]</sup>, ou seja 0,476 \$/barris) nos OPEX. Em relação a seu carregamento até a plataforma, consideramos o navio Bourbon Ocean<sup>[35]</sup> utilizado pela Total no bloco 17 de Angola. O preço de aluguel do navio é 0,0124M\$/dia<sup>\*1</sup> (incluindo o combustível e outros custos associados). O Bourbon Ocean possui uma plataforma de carregamento de 21.000 m<sup>3</sup><sup>[35]</sup> com uma capacidade de carregamento de **42.000 m<sup>2</sup>** (considerando um container de 2 m de altura). Consideramos dois volumes de estocagem de **350 m<sup>3</sup>** no FPSO Archimede. Considerando que realizamos uma viagem de carregamento de todos os 350 m<sup>3</sup> e considerando a porcentagem do navio utilizado para cada viagem, obtivemos um custo total de transporte para os 20 anos de produção de **140.000 \$**. Considerando também os dois volumes de estocagem em aço, podemos estimar o preço em **30.000 \$**. Estimamos os custos de investimento a **1,59 M\$**. Todos os umbilicais e bombas estarão já presentes, visto que decidimos utilizar esta tecnologia nos *shut-down*.

Assim, utilizados durante a produção, os AA-LHDIs permitirão uma economia de **73,40 m<sup>3</sup>** de PUF, ou seja, de **28,6 M\$**.

#### **4.2 Outras Escolhas Preliminares**

As variáveis  $H_s$ ,  $T_p$ <sup>[27]</sup> e a corrente dos dados meteoceânicos do Anexo B mostram que estamos nas condições da costa africana ocidental<sup>[36]</sup>. Portanto, supõe-se que o reservatório Delta esteja em Angola.

O Apêndice A mostra que a quantidade de gás produzida e os benefícios potenciais que ele poderia gerar são baixos em relação à da produção de óleo. Portanto, as possibilidades de processar e de exportar o gás não são consideradas viáveis.

O Apêndice B mostra que entre o início e o fim da produção, o GVF varia de **66,61** a **17,32%**. Em relação ao valor de GVF no início da produção (**66,61%**), utilizaremos uma bomba de hélice axial que possui uma consolidação maior que as bombas de tipo parafuso duplo.

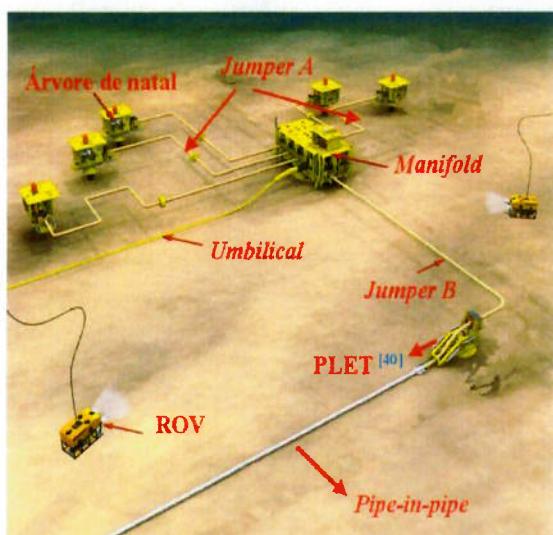
FPSOs podem possuir dois sistemas de ancoragem: *turret moored* ou *spread moorings*, que influenciam na disposição de conexão dos *risers*. Para o nosso caso, sofrendo

\*1: Valor obtido durante meu estagio sobre os OPEX na Total S. A. E&P. Angola entre Dezembro 2009 e Fevereiro 2010.

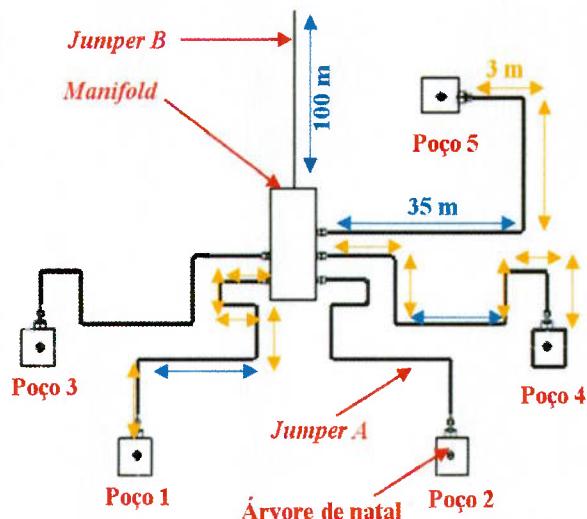
condições climáticas moderadas (África Ocidental. Anexo B<sup>[36]</sup>), admitimos que o FPSO possui um *spread moorings*, o que favorece a conexão de reservatórios satélites<sup>[37]</sup>.

Admitimos, também, que nossa linha de produção se inicia na entrada da árvore de natal, depois da válvula de segurança SCSSV (*Surface Controlled Subsurface Safety Valve*).

Utilizaremos uma árvore de natal horizontal, que é recomendada para pressão WHSIP inferior a 700 bar (nossa reservatório tem um WHSIP de 220 bar<sup>[27]</sup>, conforme Anexo B), o que facilita a manutenção e permite reduzir os CAPEX<sup>[38]</sup>. A linha de nossa árvore de natal possui um diâmetro interno 6"<sup>[39]</sup>, um comprimento de 12 m e é composta pelas seguintes singularidades<sup>[39] [31]</sup>: 2 válvulas tipo gaveta (1 PMV, *Production Master Valve*; 1 PWV, *Production Wing Valve*), 1 válvula de estrangulamento (1 PCV, *Production Choke Valve*), 8 curvas de 90°, 1 entrada arredondada, 1 ferramenta em T com fluxo ramificado.



**Figura 22** - Arquitetura do sistema de produção do reservatório Delta. Imagem modificada a partir de (AKER KVAERNER SUBSEA, 2006) para representar o caso Deltaº<sup>[39] [40]</sup>.



**Figura 23** - Desenho do sistema de produção do reservatório Delta, com os comprimentos dos diferentes *Jumpers*. *Jumpers A* são aqueles entre as árvores de natal e o *manifold*. O *Jumper B* é aquele entre o *manifold* e *pipeline*. Têm dois pares de *Jumpers* simétricos.  
Legenda. : 3 m; : 35 m (para os *Jumpers A*)

Os 5 *jumpers A* (Figura 23) de 6" conectam (entradas arredondadas) as árvores de natal de produção ao *manifold*, e um *jumper B* de 10" (Figura 22 e 23) conecta o *manifold* ao nosso *pipe-in-pipe*.

O *manifold* é composto por linhas de 6" e 9 m de comprimento, que encaminham a produção de cada poço num *pipe coleto* de 10" e 12 m de comprimento. O *manifold* é constituído por 12 válvulas tipo gaveta, 2 válvulas tipo esfera<sup>[39]</sup>, 10 curvas de 90°, 3 ferramentas de fluxo cruzado.

Antes da conexão com o *pipe-in-pipe*, o *jumper B* faz 2 curvas de 45°. Consideramos neste projeto um *pipe-in-pipe* de 30 km e um *riser* tipo SCR (o mais utilizado atualmente<sup>[7]</sup>) de 2.000 m.

## 4.3 Apresentação do Pipe-In-Pipe

### 4.3.1 Dimensionamento Mecânico

Utilizando as equações 2 a 9, apresentamos os valores de  $P_{\text{operação}}$  e  $P_{\text{external}}$  calculados para a pressão interna  $P_b$  e de colapso  $P_c$ :

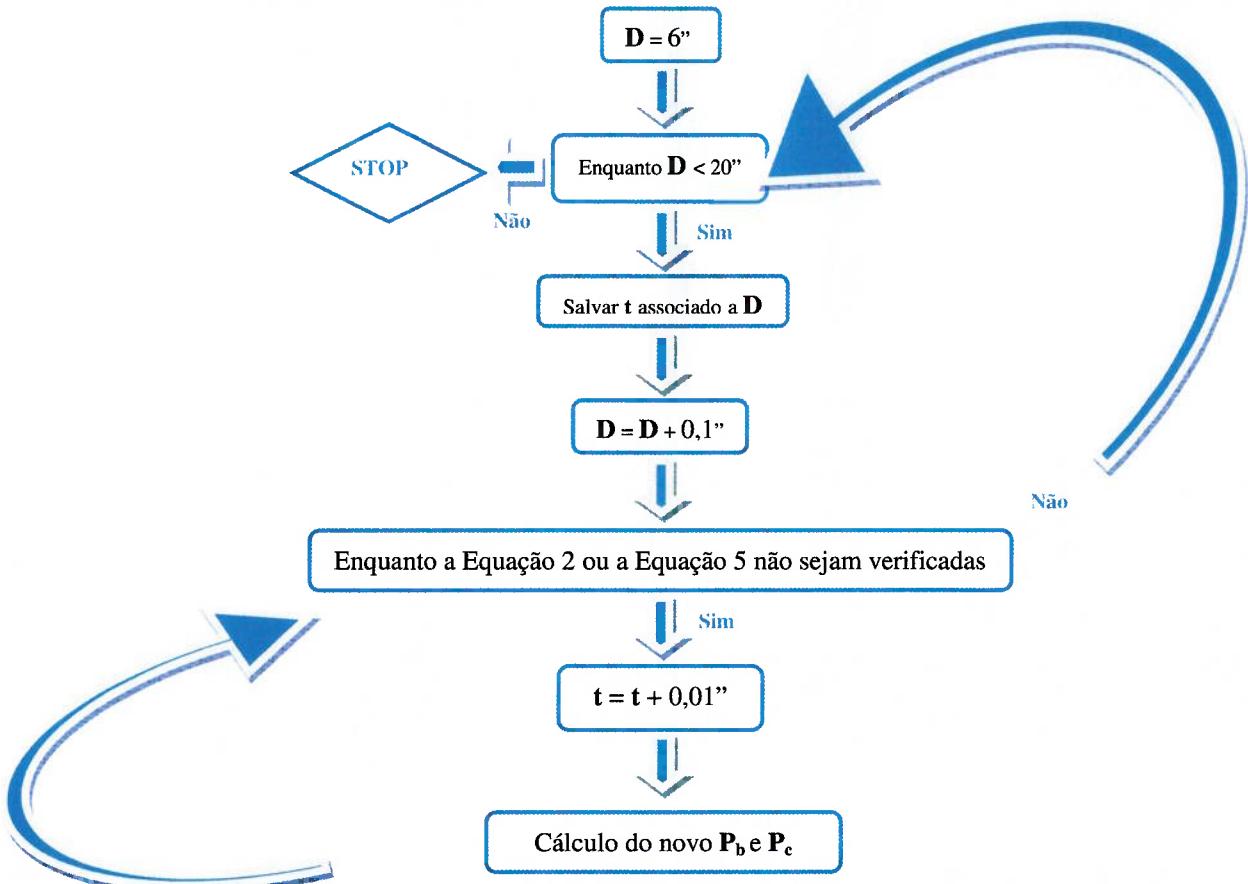
**Tabela 1** - Pressões consideradas para o cálculo da pressão interna,  $P_b$ .

	$P_{\text{operação}}$ (em bar)	$P_{\text{external}}$ (em bar)
Para a Espessura Interna	$1,2 \cdot \text{WHSIP} = 264$	$P_{\text{ar}} = 1,1$
Para a Espessura Externa	$1,2 \cdot P_{\text{ar}} = 1,3$	$P_{\text{superfície}} = 1$

**Tabela 2** - Pressões consideradas para o cálculo da pressão interna,  $P_c$ .

	$P_{\text{external}}$
Para a Espessura Interna	$P_{\text{ar}} = 1,1$
Para a Espessura Externa	$188^{*1}$

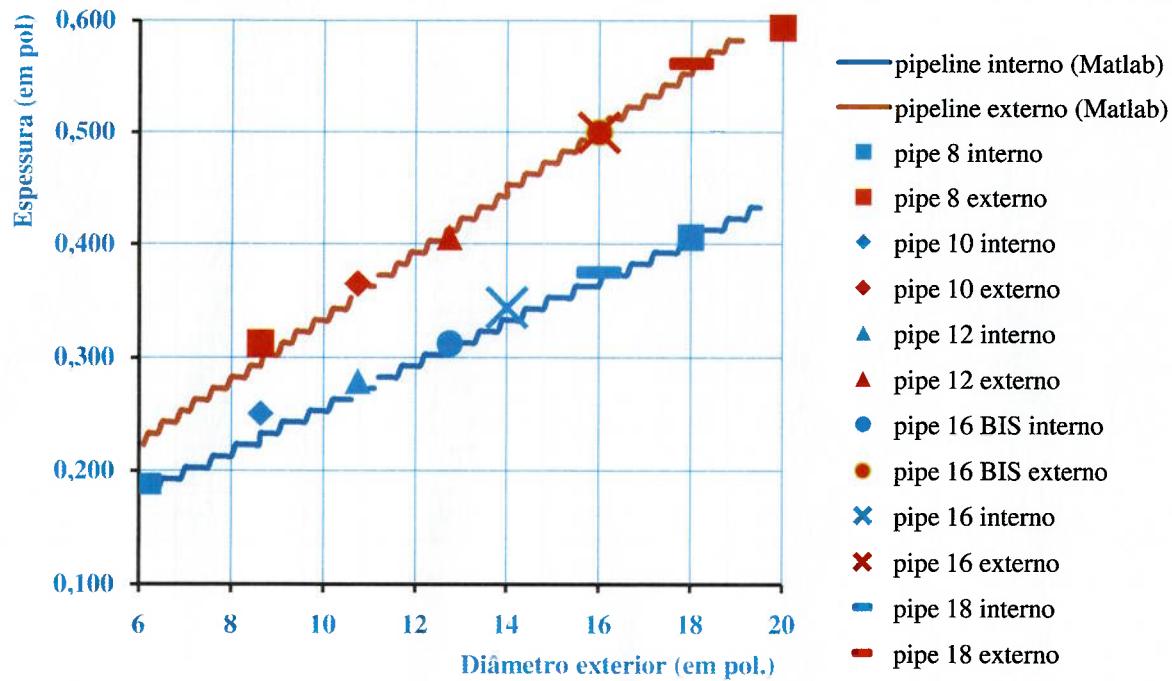
Nesse método, adicionou-se a todas as espessuras um valor de 0,01", considerando-se diâmetros externos entre 6" e 20". O software MATLAB foi utilizado para obter os valores das espessuras internas e externas do *pipe-in-pipe* em função do diâmetro externo. Apresentamos a seguir o algoritmo criado:



**Figura 24** - Algoritmo criado para calcular as espessuras dos *pipes* interno e externo.

\*1: Pressão obtida considerando a lâmina d'água, mais a pressão de superfície,  $P_{\text{superfície}}$ .

Assim, obtemos as espessuras dos *pipes* internos e externos em função dos diâmetros externos. Após adicionar  $1/16''$ <sup>[1]</sup> a todas as espessuras, criamos as diferentes associações possíveis a partir dos *pipes* padrões vendidos na indústria<sup>[41]</sup>. Apresentamos a seguir as sete associações obtidas:



**Gráfico 1** - Espessura dos *pipes* internos e externos em função do diâmetro externo, e representação das diferentes associações obtidas.

**Tabela 3** - Os sete casos obtidos. Para cada diâmetro externo de *pipe-in-pipe*, são apresentados os diâmetros externos,  $D$ , e as espessuras,  $t$ , dos *pipes* internos e externos.

Diâmetro Nominal Externo	Pipe Interno		Pipe Externo	
	$D$	$t$	$D$	$t$
8"	6,250"	0,188"	8,625"	0,312"
10"	8,625"	0,250"	10,750"	0,365"
12"	10,750"	0,279"	12,750"	0,406"
16"	12,750"	0,312"	16,000"	0,500"
16"	14,000"	0,344"	16,000"	0,500"
18"	16,000"	0,375"	18,000"	0,562"
20"	18,000"	0,406"	20,000"	0,594"

Dois casos possuem um diâmetro nominal externo de 16". Isto vem da análise térmica, que mostrou que para um *pipe* interno de diâmetro nominal de 12", um *pipe* externo de diâmetro nominal de 14" não gerou espaço anular suficiente para isolar o *pipe* contra o risco dos hidratos. Esse *pipe-in-pipe* será chamado de 16"BIS.

#### 4.3.2 Análise Hidráulica

A primeira etapa é verificar que para cada *pipe-in-pipe* estejamos em regime turbulento bem estabelecido. Consideraremos unicamente os *pipe-in-pipe* de  $Re$  superior a 3.000. Isto foi verificado no caso da produção máxima de 50.000 bpd e também na hipótese

em que sejam fechados alguns poços, com produção de apenas 25.000 bpd. Obtemos, assim, o seguinte gráfico:

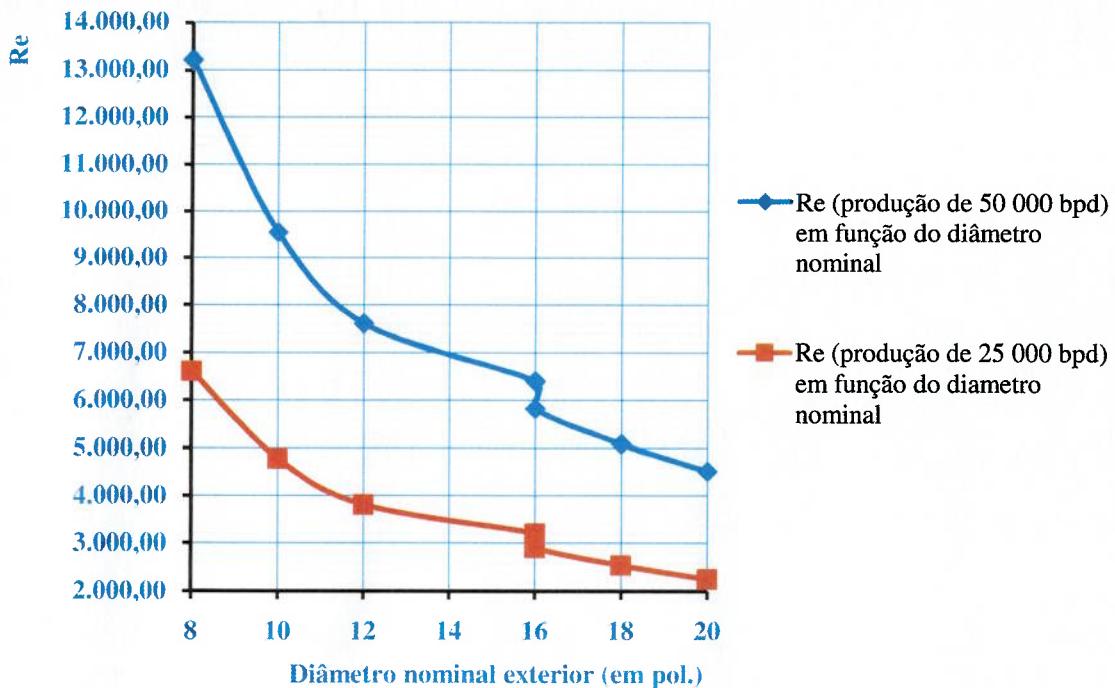


Gráfico 2 - Número de Reynolds em função do diâmetro nominal externo dos diferentes *pipe-in-pipes* \*<sup>1</sup>.

Portanto, consideramos apenas os *pipe-in-pipes* 8", 10", 12" e 16"BIS. A partir de agora o valor 16" corresponderá unicamente ao *pipe-in-pipe* 16"BIS.

Foram calculadas, para cada *pipe-in-pipe*, as perdas de carga na linha de produção (árvore de natal, jumpers, manifold, *pipe-in-pipe*, riser) com as Equações 26 a 30.

Deduzimos para cada caso o  $\Delta P$  que deverá gerar a bomba escolhida para cada caso. As bombas são eficazes para uma determinada faixa de vazão. Para este trabalho (50.000 bpd) existem várias bombas possíveis:

Tabela 4 - As diferentes bombas consideradas<sup>[33][42]</sup>.  $P_u$  é a pressão realmente utilizável considerando um fator de 95%.

Nome	HBP <sup>[42]</sup>	FMPP600 <sup>[33]</sup>	FMPP1000 <sup>[33]</sup>
$P_{max}$ (psi)	1.885,49	540,74	1.128,70
$P_{max}$ (bar)	130,00	37,28	77,82
$P_u$	123,50	35,42	73,93
Consumo (kW)	2.600,00	600,00	1.000,00

A bomba FMPP600 foi desconsiderada devido a um número muito maior de bombas a serem implementadas em relação às outras bombas. As bombas HBP e FMPP1000 são equivalentes. Os cálculos mostraram que o investimento nos CAPEX é maior para a FMPP1000, que utiliza mais bombas, e que a bomba HBP sofre custos maiores nos OPEX devido a seu consumo maior. Concluímos, então, que a diferença de consumo entre a HBP e a FMPP1000 corresponde ao custo de uma bomba e meia (para o *pipe-in-pipe* 16"BIS) de tipo FMPP 1000. Entretanto, como a HBP tem um preço maior, este ganho é reduzido.

\*1: Neste trabalho, além de considerar a produção normal de 50.000 bpd, consideramos um evento excepcional que é a queda da produção até 25.000 bpd, o que pode resultar, por exemplo, do fechamento de alguns poços produtores. Avaliar diferentes cenários é de uma importância primordial no dimensionamento do *pipe-in-pipe* e dos outros equipamentos<sup>[1]</sup>.

Finalmente, decidimos utilizar a FMPP1000, pois a falha de uma bomba geraria menos danos e prejuízos financeiros que no caso de uma falha das HBP.

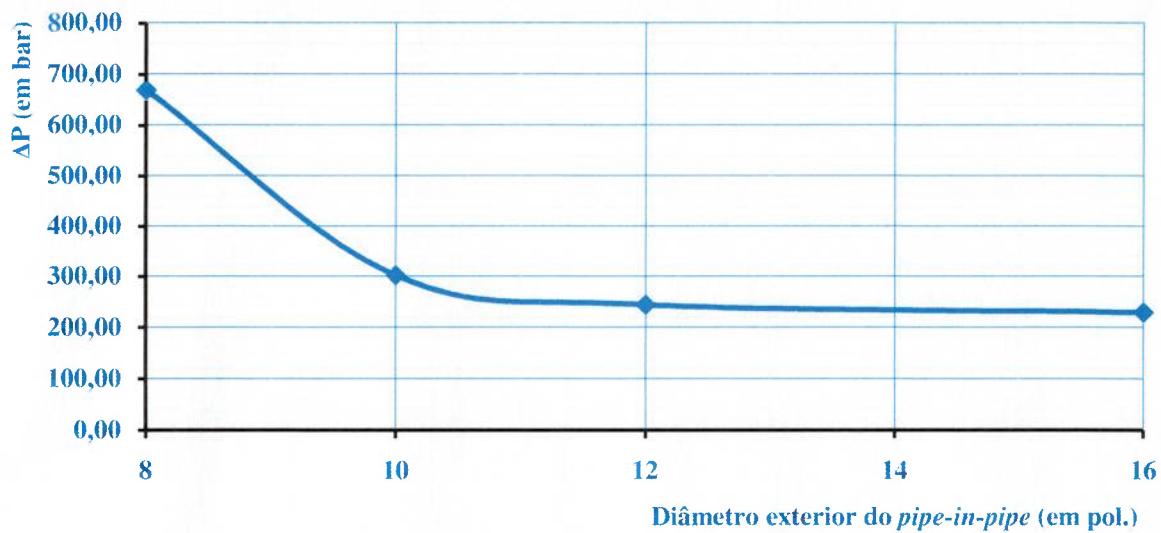


Gráfico 3 -  $\Delta P$  que a bomba deve fornecer em função do *pipe-in-pipe*.

O Gráfico 3 permite-nos excluir a hipótese de utilização do *pipe-in-pipe* 8", visto que as perdas de carga são muito maiores. Os custos nos CAPEX e nos OPEX em relação ao sistema de bombeamento serão de mais que o dobro das outras alternativas e, portanto, não é possível compensar esta diferença com custos menores em material de isolamento.

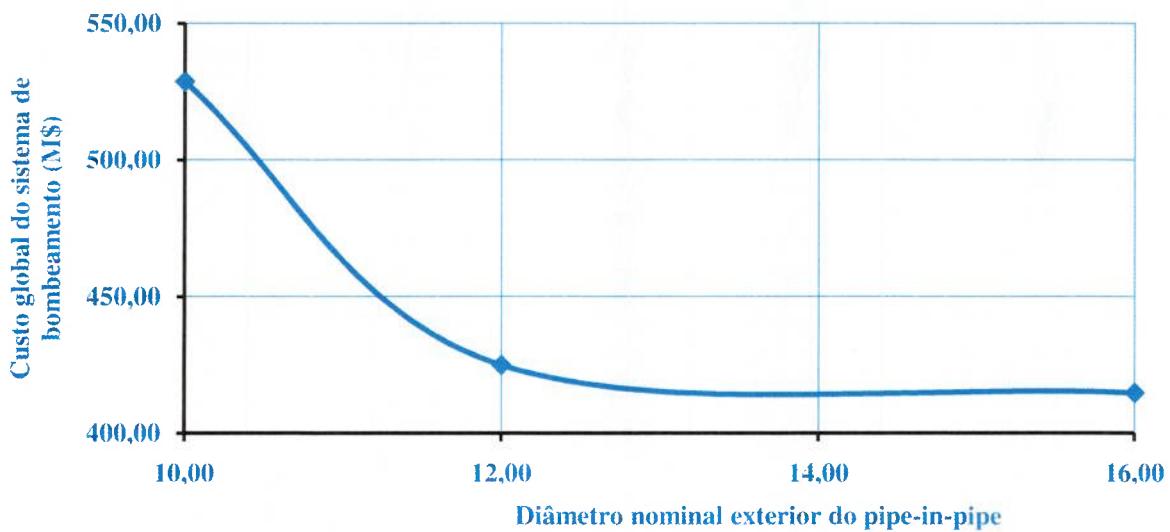


Gráfico 4 - Custos globais do sistema de bombeamento em função do *pipe-in-pipe*, incluindo os custos de consumo em 20 anos, os custos iniciais nas bombas e cabos elétricos.

Para selecionar o *pipe-in-pipe* entre o 10", 12" e 16"BIS, temos que realizar a análise térmica e determinar os custos de material, fabricação e instalação de cada caso restante. Os custos totais do sistema de bombeamento do *pipe-in-pipe* de 10" é de 114,06 M\$ (21,6%) a mais que o 16"BIS, e, para o *pipe-in-pipe* de 12", o custo é de 10,25 M\$ (2,4%) a mais que para o 16"BIS.

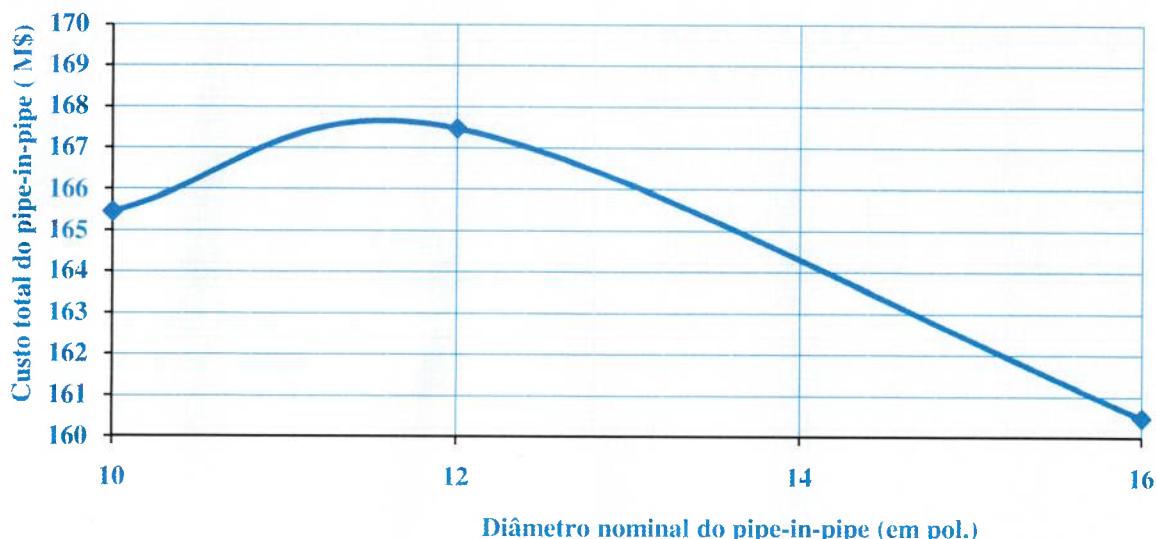
#### 4.3.3 Análise Térmica

Para a análise térmica, utilizamos as equações 10 a 25. Consideramos para o cálculo do CDT (Equação 25), que  $T_{lim}$  vale 12°C e não 20°C, visto que estamos utilizando os AA-LHDIs durante a produção. A espessura do material de isolamento é calculada para o ponto

crítico da linha de produção, que definimos como o ponto onde a temperatura é a mais baixa em fluxo estabilizado. Esta espessura é calculada com base em um tempo de resfriamento mínimo de 16h<sup>[3]</sup>. Assim, temos os seguintes resultados:

O *pipe-in-pipe* 12" custa 4,2% mais que o *pipe-in-pipe* 16"BIS, o que representa um custo de 6,99 M\$. O *pipeline* 10" custa 3,2% mais que o *pipe-in-pipe* 16"BIS, o que representa 4,97 M\$.

No total, o *pipe-in-pipe* 16"BIS permitirá uma economia de 119,02 M\$ em relação ao *pipe-in-pipe* de 10" (17,14% de economia) e de 17,24 M\$ sobre o *pipe-in-pipe* 12" (2,9% de economia).



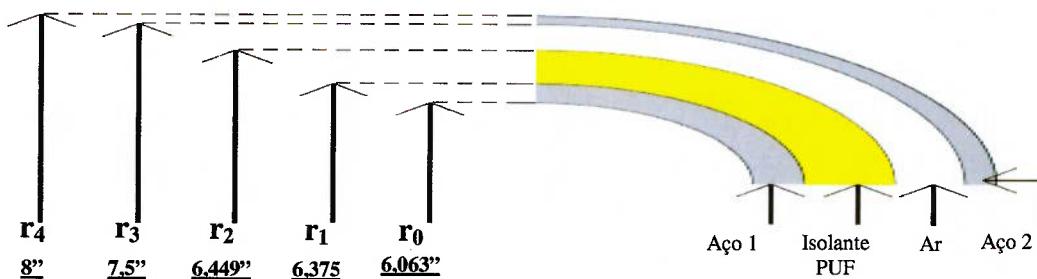
**Gráfico 5** - Custos total do *pipe-in-pipe* em função do seu diâmetro nominal.

Feitas as considerações anteriores, surge, então, a seguinte questão: não seria melhor utilizar um tipo de *pipe-in-pipe* híbrido, como o *pipe-in-pipe* 16"BIS, ou seja, associar ao *pipe* interno de 10" um *pipe* de 14" e não de 12"? Assim, substituiríamos uma parte do material de isolamento por ar.

Os cálculos mostraram que gerar um *pipe-in-pipe* híbrido 14"BIS não será melhor que o 16"BIS. Portanto, para as condições deste projeto, o *pipe-in-pipe* 16"BIS é o mais interessante. No total (sistema de bombeamento + custo total do *pipe-in-pipe*), calculou-se que o custo do 12"BIS é de 3,32 M\$ a mais, representando 0,6%.

#### 4.3.4 Pipe-In-Pipe 16"BIS

Apresentamos os diferentes resultados obtidos a partir do *pipe-in-pipe* 16"BIS que foi selecionado neste projeto.



**Figura 25** - Geometria da seção transversal do *pipe-in-pipe* 16"BIS.

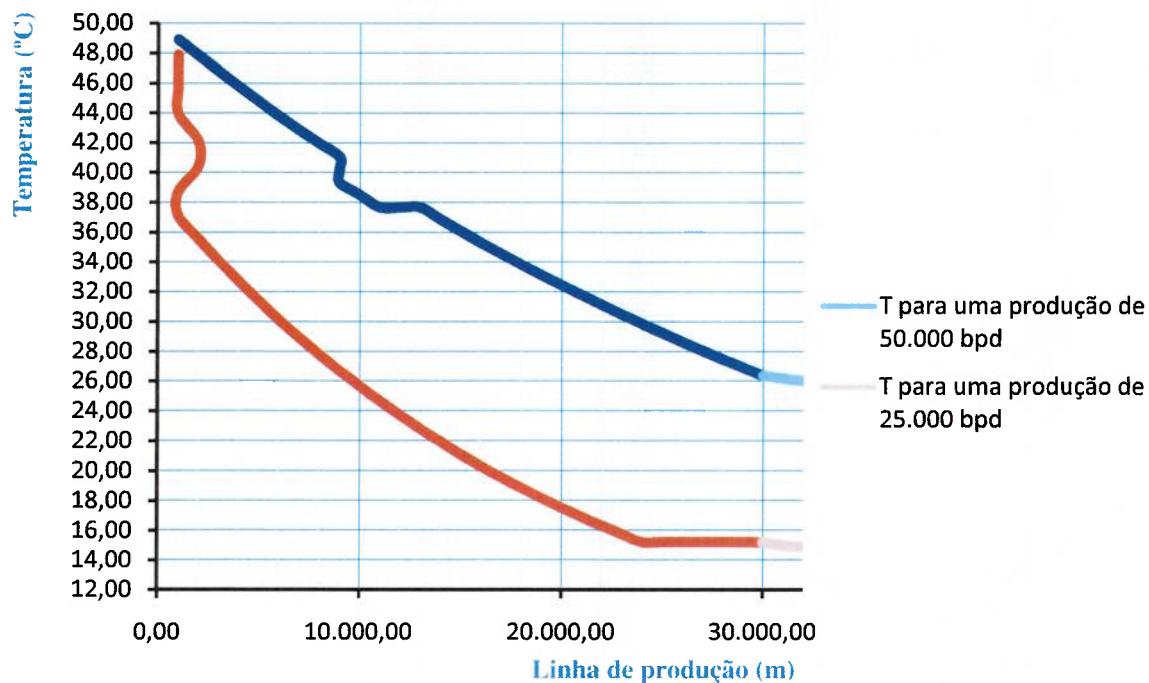
**Tabela 5** - Apresentação dos diferentes resultados chaves, como variáveis importantes nos cálculos intermediários.

<b>Resultados do pipe-in-pipe 16" BIS</b>		
<b>Geometria</b>		
<b>PIPE interno</b>		
<b>D</b> (pol.)	12,75	
<b>t</b> (pol.)	0,31	
<b>PIPE externo</b>		
<b>D</b> (pol.)	16,00	
<b>t</b> (pol.)	0,50	
Volume de aço (m <sup>3</sup> )	754,35	
<b>S</b> (m <sup>2</sup> )	40.855,78	
<b>L</b> (m)	32.000,00	
Volume de PUF (m <sup>3</sup> )	61,55	
<b>Hidráulica</b>		
	50.000 bpd	25.000 bpd
<b>Re</b>	6.400,00	3.200,00
<b>u</b> (m/s)	1,23	0,62
<b>ΔP</b> Árvore de natal (bar)	0,05	0,02
<b>ΔP</b> Manifold (bar)	0,28	0,07
<b>ΔP</b> Jumper A (bar)	0,06	0,03
<b>ΔP</b> Connexões (bar)	0,16	0,04
<b>ΔP</b> Jumper B (bar)	0,05	0,01
<b>ΔP</b> pipe-in-pipe + riser (bar)	193,48	185,73
<b>ΔP</b> Total (bar)	194,08	185,90
<b>ΔP</b> (bar)	229,08	220,90
Consumo (kW)	2.943,75	2.838,57
% do consumo máximo	0,74	0,71
<b>Térmica</b>		
Dados obtidos nos casos:	50.000 bpd	25.000 bpd
<b>Nu<sub>int</sub></b>	189,12	101,35
<b>Nu<sub>ext</sub></b>		814,87
<b>h<sub>int</sub></b> (W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> )	358,79	192,27
<b>h<sub>ext</sub></b> (W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> )		1.201,79
<b>Pr<sub>ext</sub></b>		6,97
<b>R<sub>int</sub></b> (K.W <sup>-1</sup> )	9,00E-08	1,68E-07
<b>R<sub>aço1</sub></b> (K.W <sup>-1</sup> )		5,55E-09
<b>R<sub>PUF</sub></b> (K.W <sup>-1</sup> )		1,91E-06
<b>R<sub>ar</sub></b> (K.W <sup>-1</sup> )		1,50E-06
<b>R<sub>aço2</sub></b> (K.W <sup>-1</sup> )		7,13E-09
<b>R<sub>ext</sub></b> (K.W <sup>-1</sup> )		2,04E-08
<b>ΣR</b> (K.W <sup>-1</sup> )	3,54E-06	3,62E-06
<b>U<sub>value</sub></b> (W.m <sup>-2</sup> .K <sup>-1</sup> )	6,92	6,77
<b>T<sub>f_horiz</sub></b> (°C)	26,37	15,22
<b>T<sub>crit</sub></b> (°C)	26,23	15,08
<b>T<sub>FTR</sub></b> (°C)	26,01	14,91
<b>CDT<sub>crit</sub></b> (h) *1	16,12	5,25

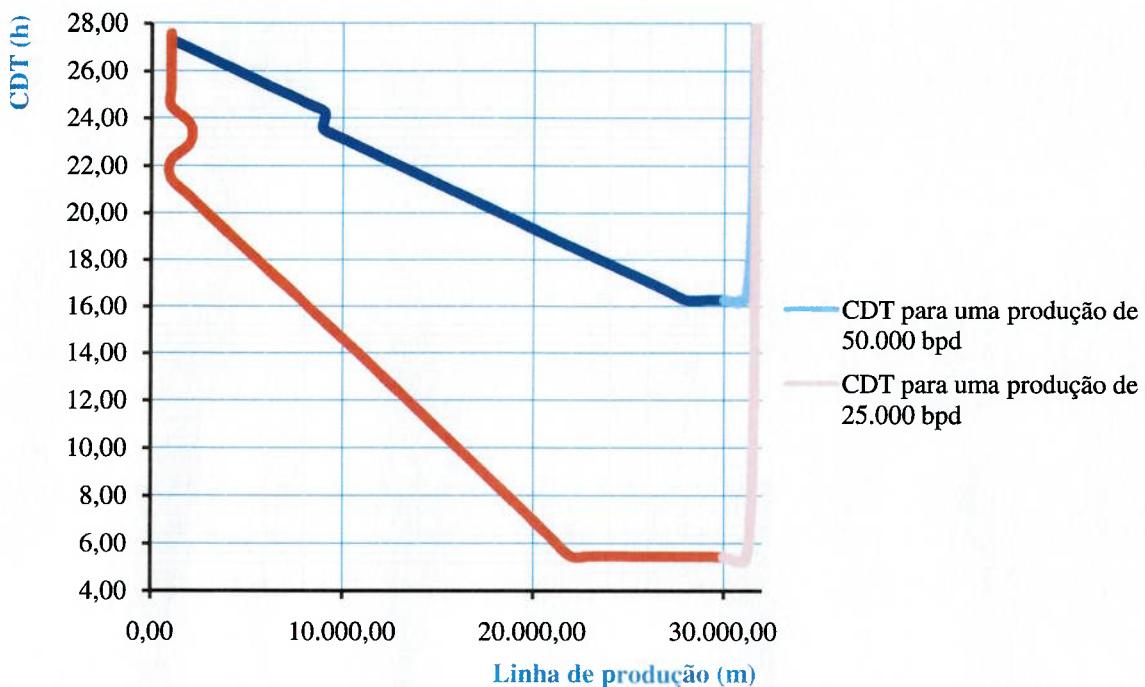
\*1: unidade é expressa em horas (h).

A Tabela 5 e a Figura 25 mostram alguns resultados chaves, e podemos observar que:

- 1) Estamos em regime turbulento, mesmo com uma queda da produção por 2;
- 2) As perdas de carga nos diferentes equipamentos submarinos (árvore de natal, *manifold*, *jumper* etc.) são desprezíveis e representam apenas 0,15% das perdas de carga ocasionadas no *pipe-in-pipe* e *riser* (notadamente por fricção). Um estudo hidráulico detalhado não foi necessário para esta análise;
- 3) Para fornecer os 229,08 bar a nosso sistema, utilizaremos 4 bombas MPP1000 e cada uma aplicará 57,27 bar (74% da capacidade de cada bomba) a nosso sistema de produção submarino;
- 4) Podemos notar que entre uma produção de 50.000 bpd ou de 25.000 bpd não há uma grande diferença de perda de carga (apenas 3,57% de diferença de pressão a fornecer ao sistema) e, portanto, não atuaremos no sistema de bombeamento se este cenário ocorrer durante a produção;
- 5) A análise térmica mostra que nosso sistema é muito sensível a uma queda forte e abruta da produção. Devemos ter consciência disto. O CDT<sub>crit</sub> mostra que termos apenas 5 h e 15 min em vez das 16 h e 7 min para planejar e evitar que nosso fluido de produção se resfrie à temperatura de formação dos hidratos em caso de *shut-down*.
- 6) Nosso sistema submarino terá um  $U_{value}$  de 6,92 W.m<sup>-2.K<sup>-1</sup></sup> em produção normal e pode sofrer uma pequena variação de 2,17% durante uma queda momentânea da produção por 2, mas causará grande impacto no sistema, como mostra o cálculo do CDT.
- 7) Utilizamos 1,88 mm de espessura de PUF.



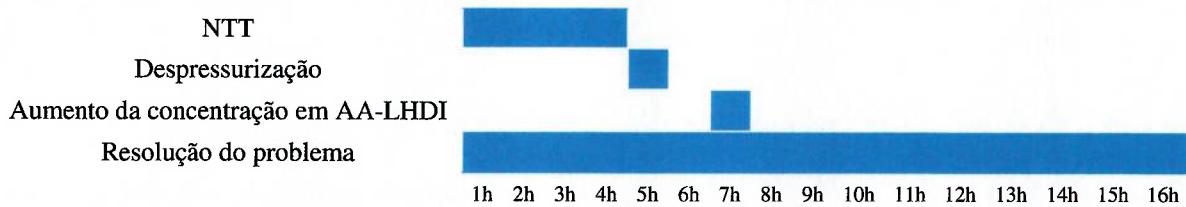
**Gráfico 6** - Temperatura em cada ponto da linha de produção. Estudamos 2 casos (produção normal de 50.000 bpd e queda até 25.000 bpd) representado pelas duas curvas. A distância de cada ponto da linha de produção tem por origem a árvore de natal. Nas curvas, a parte mais clara corresponde ao *riser* de 2.000 m de comprimento.



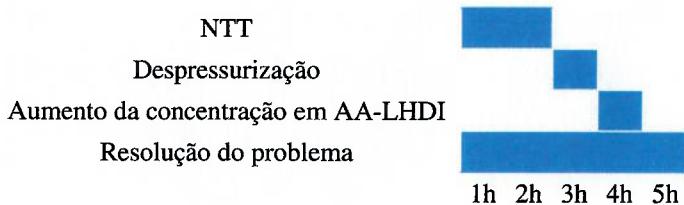
**Gráfico 7** - CDT em cada ponto da linha de produção. Estudamos 2 casos (produção normal de 50.000 bpd e queda até 25.000 bpd) representado pelas duas curvas. A distância de cada ponto na linha de produção tem por origem a árvore de natal. Nas curvas, a parte mais clara corresponde ao *riser* de 2.000 m de comprimento.

Podemos observar que nenhum ponto possui valores mais baixos que o ponto crítico escolhido a 30.713,5 m (pé do *riser*) de distância na linha de produção (sendo a árvore de natal o origem) e, é neste ponto crítico que obtemos os valores de  $T_{crit}$  e  $CDT_{crit}$  da Tabela 5.  $T_{f\_horiz}$  e  $T_{FTR}$  foram respectivamente calculados no final do *pipe-in-pipe* (30.000 m de distância na linha de produção) e no topo do *riser* a 32.000 m na linha de produção (fim da linha de produção submarina).

Nosso dimensionamento permite obter valores de temperatura acima da temperatura de formação dos hidratos em qualquer ponto da linha (Gráfico 6) e CDT acima de 16h em qualquer ponto da linha em condições de produção normal (50.000 bpd).



**Figura 26** - Planificação da preservação dos hidratos durante um *shut-down* após uma fase de produção normal de 50.000 bpd.



**Figura 27** - Planificação da preservação dos hidratos durante um *shut-down* após uma fase de produção anormal de 25.000 bpd.

Realizamos uma estratégia de preservação (Figura 26 e 27) em caso de *shut-down*. A primeira fase NTT (*No Touch Time*) consiste em 4h (2h após uma fase anormal de produção). Quando não se toca o sistema, os operadores podem buscar as razões do problema,

implementar medidas de emergência e a preparação das fases seguintes da preservação contra os hidratos se o *shut-down* durar mais que 4h. Na quinta hora do *shut-down* realizamos uma depressurização da linha de produção, e finalmente na sexta hora do *shut-down*, aumentamos a concentração de AA-LHDIs na linha. Se o *shut-down* durar mais que 16h, deveremos realizar intervenções excepcionais, pois a probabilidade da formação dos hidratos é alta.

A partir do *pipe-in-pipe* 16" BIS que vale **4,98 \$/km** (60% do preço de um *pipe-in-pipe* convencional sem utilização de AA-LHDIs) e dos outros equipamentos, obtemos um valor de CAPEX de **849,40 M\$** (Apêndice C).

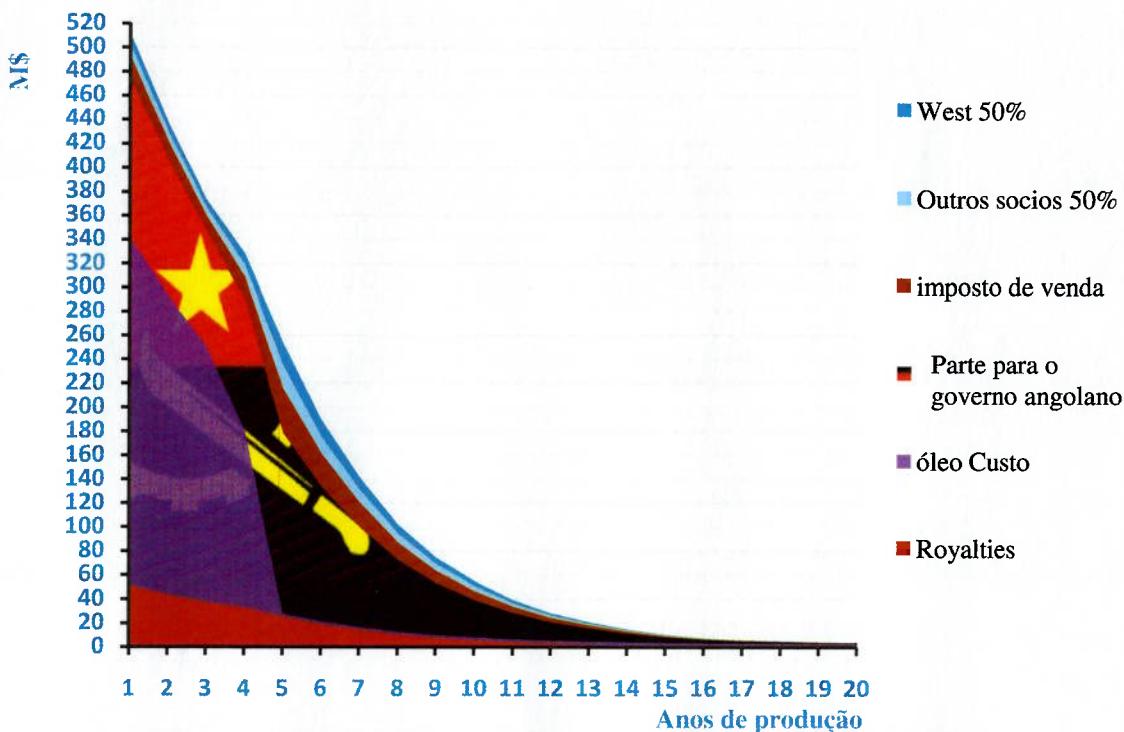


Gráfico 8 - A distribuição dos barris de óleo ao longo dos anos de produção.

Consideramos que a operadora WEST possui 50% do contrato tipo sistema de partilha com seus outros sócios. O gráfico 8 foi obtido fixando-se um valor de OPEX de **2,75 M\$** por ano e um custo de exploração de **50 M\$**. Consideramos que os Royalties são de 10% sobre a produção total de óleo e o *cost stop* de 55%, porcentagem máxima sobre a produção total de óleo que a WEST poderá utilizar para recuperar seus investimentos. Esse óleo é chamado de óleo custo. Nos 3 primeiros anos, a WEST utilizará a totalidade do óleo custo, o que lhe permitirá recuperar, no primeiro ano, a totalidade dos custos de exploração, mais **28,20%** dos CAPEX. No segundo ano, a WEST conseguirá recuperar **29,32%** de seus CAPEX. No terceiro ano, ela conseguirá a recuperar **25%** de seus CAPEX. No quarto ano, ela recuperará o restante de seus CAPEX e não utilizará o máximo do óleo custo permitido, mas apenas **82%** do óleo custo permitido. O que resta dos Royalties e do óleo custo é chamado de óleo lucro. O governo da Angola receberá 60% desse óleo lucro. Os 40% restantes do óleo lucro são divididos entre a WEST e seus sócios. Quando a WEST vender seu óleo, ela pagará um imposto (imposto de venda do gráfico 8) de 50%. Essa distribuição é representada ao longo dos anos de produção no gráfico 8.

Finalmente, estimamos em **101,27 M\$** os benefícios que a WEST deve obter com o reservatório satélite Delta.\*<sup>1</sup>

\*1: conhecimento obtido durante o estágio na TOTAL S. A. E&P em Angola, entre dezembro 2009 e fevereiro 2010.

## 5 CONCLUSÕES

A partir dos dados de um projeto hipotético (Anexo B), conseguimos encontrar a melhor solução para produzir o reservatório satélite Delta, situado a mais de 30 km do FPSO Archimede e sob lâmina d'água ultra-profunda de 1.850 m. Nossa seleção é composta por 5 árvores de natal produtoras, 5 *jumpers* que conectam as árvores de natal a um *manifold*, 4 bombas FMPP1000. O *pipe-in-pipe* 16”BIS (diâmetro nominal do *pipe* interno de 12” e diâmetro nominal do *pipe* externo de 16”), de 30 km de comprimento, é conectado ao *manifold* por um *jumper* e ao FPSO por um *riser* tipo SCR de 2.000 m de comprimento.

Visando concretizar este projeto e minimizar o risco de formação de hidratos de uma maneira eficaz, utilizamos o dimensionamento (análise mecânica, hidráulica e térmica) do *pipeline*, que nos permitiu discriminar em termos de custos (CAPEX e OPEX) e tecnologia (maturidade, eficiência, compatibilidade) as possíveis soluções encontradas na literatura. Dentre as diferentes associações de *pipe-in-pipe* possíveis para este projeto, utilizamos as análises hidráulicas e térmicas para encontrar a melhor solução. Os objetivos do trabalho foram atingidos, com a análise de diferentes cenários (produção normal de 50.000 bpd, queda de produção momentânea de 25.000 bpd, *shut-down*).

Após a apresentação da solução, propusemos duas estratégias de prevenção contra os hidratos durante um *shut-down*, em função da vazão de produção que ocorreu antes do *shut-down*.

Finalmente, estimamos os CAPEX da empresa WEST em 849,40 M\$, incluindo o custo do *pipe-in-pipe* 16”BIS de 4,98 \$/km, e os benefícios da empresa em 101,27 M\$, após 20 anos de produção do reservatório Delta, num contrato de sistema de partilha no contexto econômico angolano.

Assim, foi possível alcançar os objetivos propostos neste trabalho, a partir da análise técnico-econômica de um campo satélite no ambiente desafiador das águas ultras-profundas.

## REFERÊNCIAS

- [1] GUO, B. et al. **Offshore pipelines**. Burlington: Elsvier, 2005.
- [2] SURGIS, R. **Field development planning**. Houston: SUT, 2009. (Subsea Awareness Course).
- [3] MAZZAUD, P. et al. **Girassol, retour d'expérience après 3 ans d'exploitation**. Pau: TOTAL S. A. Exploration & Production, 2005.\*
- [4] ODDO, J. E.; TOMSON, M. B. **Why scale forms in the oil field and methods to prevent it**. Oklahoma: Society of Petroleum Engineers, 1994.
- [5] COWAN, J. C.; WEINTRITT, D. J. **Water-formed scale deposits**. Houston: Gulf Publishing Company, 1976.
- [6] ELF. Exploration Angola. **Formation Girassol: maîtrise des écoulements**. Luanda, 2000.\*
- [7] BAI, Y.; BAI, Q. **Subsea pipeline and risers**. Oxford: Elsvier, 2005.
- [8] U.S GEOLOGICAL SURVEY. Marine and Costal Geology Program. **Gas (methane) hydrates - a new frontier**. Reston, 1992. Disponível em:  
[<http://marine.usgs.gov/fact-sheets/gas-hydrates/title.html>](http://marine.usgs.gov/fact-sheets/gas-hydrates/title.html). Acesso em:  
5 Nov. 2010.
- [9] KELLAND, M. A. **History of the development of low dosage hydrate inhibitors**. Washington: American Chemical Society - Energy and Fuels, 2006.
- [10] PEYTAVY, J. L.; GLENAT, P. **Technology: hydrate Inhibitors – LDHI – AA**. Pau: TOTAL S. A. Exploration & Production, 2007.\*
- [11] TOTAL S. A. Exploration & Production. **Process: chemicals**. Pau, 2007. (Training Material)\*
- [12] MATTAR, L. **Well test interpretation**. Calgary: Fekete associates, 2004. (PTA Fekete Course)
- [13] KIIHNE, E. et al. **Proven performance of new anti-agglomerate low dosage hydrate inhibitor chemistry**. Rio de Janeiro: IBP, 2010.
- [14] COSSÉ, O. **Technology: electrical heating flowline**. Pau: TOTAL S. A., 2007.\*
- [15] RODRIGUES, V. F. et al. **Formation damage history in the mature fields of campos basin offshore brazil**. Scheveningen: Society of Petroleum Engineering, 2007.
- [16] OFFSHORE TECHNOLOGY. Industry Projects. **South Pars, Qatar north field, Iran**. San Francisco, [2008]. Disponível em:  
<http://www.offshore-technology.com/projects/southpars/>. Acesso em: 8 Nov. 2010.
- [17] BRITISH PETROLEUM. **West sole**. London, [200?]. Disponível em:  
[http://www.bp.com/liveassets/bp\\_internet/globalbp/STAGING/global\\_assets/downloads/U/u\\_k\\_asset\\_west\\_sole\\_factsheet.pdf](http://www.bp.com/liveassets/bp_internet/globalbp/STAGING/global_assets/downloads/U/u_k_asset_west_sole_factsheet.pdf). Acesso em: 8 Nov. 2010.
- [18] SUBSEA 7. Subsea Field Developement: **BP Marchar - Project Overview**. Aberdeen, [2010]. Disponível em:  
[http://www.subsea7.com/cms/files/File/BP\\_Machar\(PSS\)\(1\).pdf](http://www.subsea7.com/cms/files/File/BP_Machar(PSS)(1).pdf). Acesso em: 9 Nov. 2010.
- [19] SOCIETY OF UNDERWATER TECHNOLOGY. **Subsea processing, pumping and electrical power supply**. Houston, 2009. (Subsea Awareness Course).
- [20] FOUILLOUT, C. **Subsea gas separation**. Pau: TOTAL S. A. Exploration & Production, 2007.\*
- [21] TOTAL S. A. Exploration & Production. **Angola. Pazflor: in-depth experience, bold technology**. Pau, 2009. 1 DVD.
- [22] FOUILLOUT, C. **Subsea water separation & re-injection**. Pau: TOTAL S. A. Exploration & Production, 2007.\*
- [23] TOTAL S. A. Exploration & Production. **Le process: La dépressurisation..** Pau, 2007. (Support de formation)\*

- [24] NORWEGIAN PETROLEUM DIRECTORATE. The NPD's Fact-pages. **Field:** Huldra. Stavanger, 2010. Disponível em:  
<http://www.npd.no/engelsk/cwi/pbl/en/field/all/97002.htm>.> Acesso em: 9 Nov. 2010.
- [25] NORWEGIAN PETROLEUM DIRECTORATE. The NPD's Fact-pages. **Field:** Asgard. Stavanger, 2010. Disponível em:  
<http://www.npd.no/engelsk/cwi/pbl/en/field/all/43765.htm>.> Acesso em: 9 Nov. 2010.
- [26] CANDELIER, C. et al. **High performance pipe-in-pipe solution for deep water flowlines and risers.** Rio de Janeiro: IBP. 2010.
- [27] ENI. Saipem. **Project « Archimède Delta ».** Paris, 2009. ( Challenge Talentissimo)
- [28] JIAO, G. et al. **The superb project: wall-thickness design guideline for pressure containment of offshore pipelines.** Florence: Offshore Mechanics and Artic Engineering Conference, 1996.
- [29] SAATJIAN, E.; **Phénomènes de transport et leurs résolution numériques.** Paris: Sapientia, 2006.
- [30] PADET, J. **Convection thermique et massique.** Paris: Les techniques de l'ingénieur, 2005.
- [31] SANKS, R. L. **Pumping station design.** 2<sup>nd</sup> ed. Boston: Butterworth-Heinemann, 1998.
- [32] BIBIET, P. J. **Subsea multiphase pumping.** Pau: TOTAL S. A. Exploration & Production, 2007.\*
- [33] FRAMO ENGINEERIN AS. **Framo subsea multiphase pumps: your innovative system supplier.** Bergen, 2002.
- [34] ARDAVANIS, K.; CHIESA, G.; MARTELLI, G. **The forthcoming deep water frontiers and the requiered installation means.** Rio de Janeiro: IBP, 2010.
- [35] BOURBON OFFSHORE. **Bourbon oceanteam 101 - MPSV.** Marseille, [200?]. Disponível em: <http://www.bourbon-Offshore.com/media/offshore/mpsv/bourbon-oceanteam-101-7000-t-dwt-dp2.pdf>.> Acesso em: 12 Nov. 2010.
- [36] NASHIMOTO, K. **Introdução ao projeto de sistemas oceânicos para extração de petróleo:** Enunciado do exercio 1. São Paulo, 2009 (Departamento de Engenharia Naval da Escola Politécnica da Universidade de São Paulo - USP).
- [37] SOCIETY OF UNDERWATER TECHNOLOGY. **Floater concept review.** Houston, 2009. (Subsea Awareness Course).
- [38] FMC TECHNOLOGIES. **Subsea completion:** subsea trees. Houston: SUT, 2009. (Subsea Awareness Course).
- [39] AKER KVAERNER SUBSEA. **The 'Dalia handbook'.** Oslo: Xvision,2006.\*
- [40] FMC TECHNOLOGIES. **Manifold & pipeline systems.** Houston: SUT, 2009. (Subsea Awareness Course).
- [41] E-PIPE CO., LTD. Pipe & tube information and international trade center. **API 5L line pipe (API 5 L / API5L).** AINSI / ASME B36. 10M – 1985. Siheung: [200?]. Disponível em <<http://www.e-pipe.co.kr/eng/API/api5l.htm>>. Acesso em 30 Oct. 2010.
- [42] HJELMELAND, M. **High boost multiphase pump technology: a step change in deepwater enhanced recovery.** Kuala Lumpur: Framo Engineering AS, 2009.

\* : Documento acessível com autorização da empresa.

## APÊNDICE

### APÊNDICE A – Produção do reservatório DELTA.

Consideramos um preço de 40 \$ por barril de óleo, um preço de 2 \$/MMBTU para o gás natural <sup>1</sup>, ou seja, 11,60 \$/boe (considera-se 170 m<sup>3</sup> de gás natural para se obter um barril equivalente de óleo) e uma taxa de juros de 17% <sup>2</sup>.

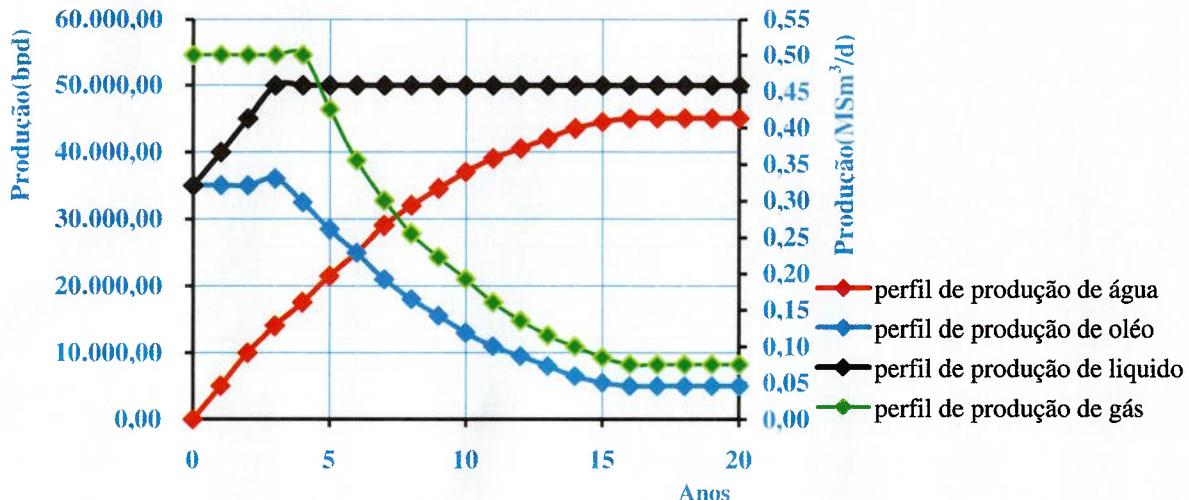


Gráfico 1- Produção do reservatório DELTA.

Tabela 1 - Comparação das produções de óleo e gás do reservatório DELTA.

Produto	Quantidade			Valor		
	Valor	Unidade	%	Valor	Unidade	%
Óleo	131.400.000,00	bbl	92,14%	2.611.198,96	KUS \$	97,60%
Gás	11.207.647,06	boe	7,86%	64.181,04	KUS \$	2,40%

### APÊNDICE B – Razões e proporção entre os volumes de gás e de óleo.

Para extrapolar os dados de produção para a saída do poço, utilizamos a lei dos gases perfeitos ( $PV = nRT$ ), fazendo a suposição de que nosso gás é perfeito, visto que é quase todo composto de CH<sub>4</sub>. O único problema reside no fato de que a lei dos gases perfeitos é aplicável unicamente para pequenas variações de pressão. Utilizamos esta lei para uma variação de 50 bar, a qual é muito elevada, porém, permite ter uma ordem de grandeza adequada.

1: UNITED NATIONS CONFERENCE ON TRADE AND DEVELOPMENT. INFO COMM. Evolution

historique des prix. Geneve, [2007]. Disponível em:

<<http://www.unctad.org/infocomm/francais/gaz/plan.htm>>. Acesso em: 2 Oct. 2010.

2: SANTOS, J. D. Angola: Alta de taxas de juros inviabiliza investimentos. *Zwela Angola noticias*. Luanda, 23 de Agosto 2010. (Seminário Econômico). Disponível em: <<http://www.zwelangola.com/ler.php?id=2922>>. Acesso em: 3 Oct. 2010.

**Tabela 2 - Razões e proporções entre os volumes de gás e de óleo.**

	Início da produção		Fim da produção		Água
	Óleo	Gás	Óleo	Gás	
Volume na superfície (m <sup>3</sup> )	5.564	500.000	795	75.000	7.154
Volume na saída do poço (m <sup>3</sup> )	5.564	11.099	795	1.665	7.154
GOR (Sm <sup>3</sup> /Sm <sup>3</sup> )		90		94	
% volume na saída do poço	33,39%	66,61%	32,32	17,31	74,41

## APÊNDICE C – CAPEX.

Utilizamos os custos do *pipe-in-pipe* obtidos a partir dos custos dos materiais aço, PUF e de fabricação (que representa 55% do custo total)<sup>1</sup>, bem como os outros custos de equipamentos (incluindo fabricação, instalação etc.)<sup>2</sup>.

**Tabela 3 - Detalhes dos CAPEX.**

Equipamento	Quantidade/Distância	Unidade	Custo M\$
Linha de produção 16"BIS	30	km	149,40
Riser de produção 16"BIS	1	-	50,00
Linha de injeção de água 16"BIS	30	km	75
Riser de injeção de água	1	-	30
Umbilical linha produção	30	km	60
Umbilical riser produção	1	-	10
Cabos elétricos por bomba	4	-	20
Umbilical injeção de água	30	km	45
Linha de inspeção de produção	30	km	15
Linha de inspeção de injeção de água	30	km	15
Locação instalação	-	-	30
Jumper	5	-	12,5
Manifold	1	-	25
Árvore de natal injetora de água	4	-	20
Árvore de natal produtora	5	-	32,5
Outros custos	-	-	20
Custo da bomba MPP1000	4	-	240
<b>TOTAL</b>			<b>849,40</b>

1: BAI,Y.; BAI, Q. **Subsea pipeline and risers.** Oxford: Elsvier, 2005.

2: Valores fornecidos pelo engenheiro RIPAYRE, A. da Total S. A. E&P. Angola, referentes a um *pipe-in-pipe* de diâmetro nominal externo 12". Correspondência realizada por *email* entre 1º de outubro 2010 e 15 de Outubro 2010.

## **LISTA DOS GRÁFICOS PRESENTES NOS APÊNDICES**

*Gráfico 1-* Produção do reservatório DELTA.

## **LISTA DAS TABELAS PRESENTES NOS APÊNDICES**

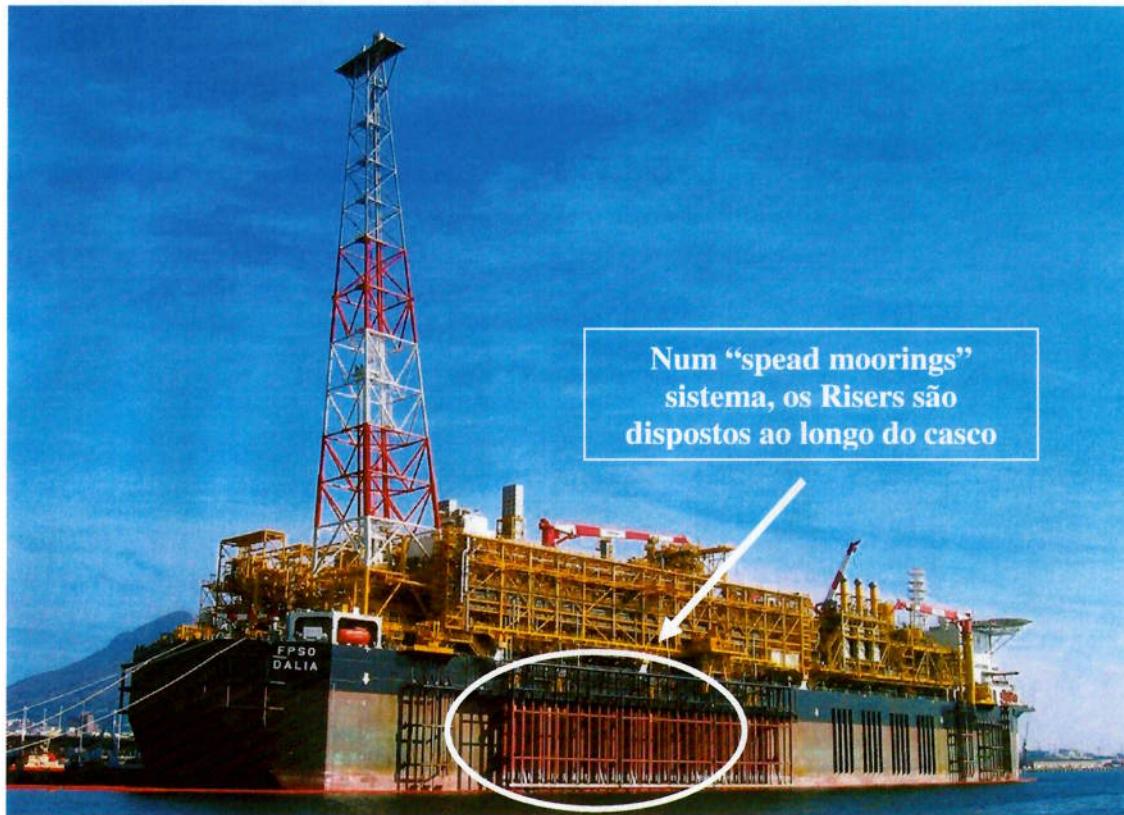
*Tabela 1 -* Comparaçao das produções de óleo e gás do reservatório DELTA.

*Tabela 2 -* Razões e proporções entre os volumes de gás e de óleo.

*Tabela 3 -* Detalhes dos CAPEX.

## ANEXOS

ANEXO A – Configuração do FPSO Dalia e seu sistema “*spread moorings*”<sup>1</sup>.



*Figura 1 - FPSO Dalia com seu sistema tipo ‘spread mooring’*

ANEXO B – Os dados iniciais e fixos do projeto<sup>2</sup>.

*Tabela 1 - Os dados meteoceânicos.*

Estado do mar	Período de retorno			Direção
	100 anos	10 anos	1 ano	
H <sub>s</sub> (m)	4	3,5	3	Sul Sul Este
T <sub>p</sub> (s)	14	13,5	13	
Corrente (m/s)				
Entre 0 e 10 m	1,5	1,3	1,1	
Entre 11 e 50m	1,2	1,0	0,9	
Entre 51 e 300 m	0,9	0,8	0,7	
Entre 301 e 500 m	0,5	0,4	0,4	
Entre 500m e fundo oceânico	0,4	0,3	0,2	

1: <<http://www.panoramio.com/photo/2589747>>. Acesso em: 16 de setembro de 2010. Caminho de acesso: Google imagens > “FPSO Dalia”.

2: ENI. Saipem. Project « Archimède Delta ». Paris, 2009. (Challenge Talentissimo).

**Tabela 2 - Perfil da temperatura do mar em função da profundidade**

Profundidade (m)	Temperatura (°C)
1400	4
1185	4
980	4
650	5
460	7
260	11
150	14
110	15
30	16
10	17
0	17

**Tabela 3 - Outros dados do projeto.**

Dados do FPSO ARCHIMEDE	Valor	Unidade
Distância da costa	120	km
Lâmina d'água	1.400	m
Comprimento	310	m
Peso	370.000	t
Reservatórios produzindo	ALPHA e BETA	
Capacidade inicial de tratamento de óleo	200.000	b/d
Projeto atual	DELTA	

Dados do reservatório DELTA	Valor	Unidade
Distância da costa	150	km
Distância do FPSO	30	km
Lâmina d'água	1.850	m
Tipo de reservatório	Mioceno	-
Número de poços de produção	5	-
Número de poços de injeção de água	4	-
Produção por poço	10.000	bpd
Produção total (normal)	50.000	bpd
WHT	50	°C
WHSIP	220	bar
Densidade do fluido de formação	900	kg/m3
	25,72	API
Viscosidade dinâmica (30 °C)	60	cp
GOR	90	Sm <sup>3</sup> /Sm <sup>3</sup>
Temperatura de formação dos hidratos na África	20	°C
WHFP	50	bar

Outros dados do projeto	Valor	Unidade
P <sub>FTR</sub>	15	bar
T <sub>ar</sub>	18	°C
T <sub>fmar</sub>	4	°C

## ANEXO C – Outros dados utilizados para os cálculos.

**Tabela 4** - Propriedades dos materiais

	Aço	PUF	Ar	Óleo	Gás	Água	Fluido
Densidade (kg/m <sup>3</sup> )	7.850	250	1,3	900	1	1.030	1.010
Capacidade calorífica (J.kg <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> )	450	1.600	1.000	1.850	2.000	4.180	3.956
Condutividade térmica (W.m <sup>-1</sup> .K <sup>-1</sup> )	45,00	0,03	0,50	0,15	5,00	0,60	0,60

**Tabela 5** - Dados considerados para o fluido.

$\rho_w$	kg.m <sup>-3</sup>	1.030,00
$\rho_o$	kg.m <sup>-3</sup>	900,00
$\rho_g$	kg.m <sup>-3</sup>	1,00
$\mu_w$	P	0,001
$\mu_o$	cP	60,00
$\mu_g$	cP	0,01
$Q_w$	bpd	45.000,00
$Q_o$	bpd	5.000,00
$Q_g$	MSm <sup>3</sup> /d	0,07
$\rho_f$	kg.m <sup>-3</sup>	0,06
$\mu_f$	P	0,06
$Q_t$	bpd	50.000,00
GOR	-	90,00

## **LISTA DAS FIGURAS PRESENTES NOS ANEXOS**

*Figura 1* - FPSO Dalia com seu sistema tipo ‘*spread mooring*’.

## **LISTA DAS TABELAS PRESENTES NOS ANEXOS**

*Tabela 1* - Os dados meteoceânicos.

*Tabela 2* - Perfil da temperatura do mar em função da profundidade.

*Tabela 3* - Outros dados do projeto.

*Tabela 4* - Propriedades dos materiais

*Tabela 5* - Dados considerados para o fluido.