

**CENTRO FEDERAL DE EDUCAÇÃO TECNOLÓGICA CELSO SUCKOW DA
FONSECA
DEPARTAMENTO DE ENSINO SUPERIOR
ENGENHARIA MECÂNICA**

**Bianca Maria da Silva de Araujo
Leticia Caroline dos Santos Souza**

**ANÁLISE DE ATRITO EM TRANSPORTE DUTOVIÁRIO COM O USO DE *DRAG
REDUCER AGENT* - DRA**

**RIO DE JANEIRO
2023**

**Bianca Maria da Silva de Araujo
Leticia Caroline dos Santos Souza**

**ANÁLISE DE ATRITO EM TRANSPORTE DUTOVIÁRIO COM O USO DE *DRAG
REDUCER AGENT* - DRA**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado como requisito parcial à obtenção do título de Bacharel em Engenharia Mecânica, do Departamento de Educação Superior, do Centro Federal de Educação Tecnológica Celso Suckow da Fonseca.

Orientador: Prof. Dr. Jonatas M. Quirino
Coorientador: Msc. Claudio V. Barreto

**RIO DE JANEIRO
2023**

A663 Araujo, Bianca Maria da Silva de

Análise de atrito em transporte dutoviário com o uso de Drag Reducer Agent – DRA / Bianca Maria da Silva de Araujo [e] Leticia Caroline dos Santos Souza – 2023.

69f.: il. (algumas color.) + anexo, enc.

Projeto Final (Graduação). Centro Federal de Educação Tecnológica Celso Suckow da Fonseca, 2023.

Bibliografia: f. 68-69.

Orientador: Jonatas Motta Quirino.

Coorientador: Claudio V. Barreto.

1. Engenharia mecânica. 2. Mecânica dos fluidos.
3. Tubos – Dinâmica dos fluidos. 4. Drag Reducer Agentment.
I. Souza, Bianca Maria da Silva de. II. Quirino, Jonatas Motta (Orient.). III. Barreto, Claudio V. (Co-orient.). IV Título.

CDD 620.1

Elaborada pelo bibliotecário Leandro Mota de Menezes – CRB/7 n° 5281

"Se a aparência e a essência das coisas coincidissem,
a ciência seria desnecessária."

AGRADECIMENTOS BIANCA

Agradeço à minha mãe Rosineide, meu pai José pela dádiva da existência. Em especial à minha mãe, que sempre foi minha maior fonte de inspiração e força, sem ela nada disso faria sentido.

Ao meu pai de coração Bel (*in memoriam*), por ter me dado todo amor e carinho do mundo.

Ao meu amado afilhado Bernardo, que me ensinou o amor materno e não me deixou desistir.

Ao meu querido noivo Marcelo, por acreditar mais em mim do que eu mesma, obrigada por construir a vida comigo.

Ao meu avó José Luiz (*in memoriam*), por me inspirar a continuar no caminho da engenharia.

Aos meus sogros Inês e Flávio e minhas cunhadas Isabela, Júlia e Silvia que sempre me apoiaram e são pessoas maravilhosas.

A minha psicóloga querida Monika, que me ajudou a seguir mesmo quando tudo estava difícil e me encorajou a conquistar o mundo.

Aos meus amigos Letícia, Viviane, Gabriel Augusto e Caio, por estarem comigo em todos os momentos. Em especial a Letícia, minha companheira de projeto, de graduação e de vida.

Aos meus orientadores Cláudio e Jonatas, que nos deram todo suporte com suas correções e incentivos.

Ao SIMDUT, onde pude aprender sobre petróleo e gás. Em especial à Alana e a Emilly, obrigada por todo suporte.

A Rios Engenharia, em especial a Camila e ao Fernando Aragão, pela amizade e conselhos no meu início de carreira.

Ao prazer de ter feito parte da Venturi, minha eterna gratidão.

AGRADECIMENTOS LETÍCIA

Agradeço primeiro a Deus, por ter me guiado até aqui.

Agradeço a minha mãe, Loide Santos, por ter de ser o exemplo de força e garra, por sempre me guiar e incentivar nos estudos e cuidar de tudo para que eu conseguisse. Agradeço ao meu pai, Nilton Souza, por me mostrar como é possível correr atrás dos seus sonhos, a ter garra e persistência, além do apoio e incentivo em todas as minhas decisões. Foi por vocês.

A toda minha família, por sempre me apoiar e demonstrar o orgulho que sentem por mim, por demonstrarem felicidade a cada conquista minha.

Aos meus amigos de faculdade que fizeram meus anos aqui serem muito bem aproveitados e partilhados da melhor forma possível.

A Bianca, minha dupla que fez parte de toda minha jornada acadêmica e seguirá fazendo parte da minha vida.

Um agradecimento especial a todos da equipe Venturi Aerodesign, por me fazer ter experiências que guiaram minha jornada profissional, por me incentivar a ir além para atingir meus objetivos. Serei eternamente grata.

Aos Cláudio Barreto e Jonatas Quirino, por nos orientarem para a realização deste trabalho ao qual me orgulho dos resultados e de como avançamos.

Ao CEFET e todos os professores que me deram aula, por me proporcionar um ótimo desenvolvimento acadêmico para me tornar a profissional que almejo ser.

RESUMO

Araujo, Bianca e Souza, Leticia. **Análise de Atrito em Transporte Dutoviário Com o Uso de *Drag Reducer Agent* - DRA**. 2023. 73 Páginas. Trabalho de Conclusão de Curso – Centro Federal de Educação Tecnológica Celso Suckow da Fonseca. Rio de Janeiro, 2023.

Neste estudo, realizou-se algumas análises no comportamento de quatro tipos de fluidos – Diesel, Gasolina, Petróleo Leve e Petróleo Pesado - após a injeção de concentrações específicas de *Drag Reducer Agent* (DRA) no fluxo. O objetivo desta análise é avaliar os aspectos econômicos associados, como a redução dos custos operacionais e o aumento da vazão, sem a necessidade de alterações estruturais no sistema, visto que essas características são de grande impacto no transporte de fluidos via dutos. Para alcançar esta meta, foram utilizados diferentes arranjos de bombeamento nos fluidos. As análises foram conduzidas por meio de simulação, utilizando o simulador *Sinergy Pipeline Simulator (SPS)*, proporcionando uma melhor visualização dos resultados, e os dados foram organizados no Excel para a geração dos gráficos apresentados. Este estudo permitiu observar a influência do DRA no comportamento do fluxo de cada fluido, em alguns casos apresentados, resultando na diminuição dos custos de bombeamento e no aumento da taxa de transferência do fluido em diversos sistemas aplicados.

Palavras-chave: *Drag Reducer Agentment*. Bombeamento. Atrito. Fluido. Custos. Comportamento.

ABSTRACT

ARAUJO, Bianca e SOUZA, Leticia. **Analysis of Friction in Pipeline Transport Using Drag Reducer Agent - DRA**. 2023. 73 Pages. Final Course Project - Federal Center of Technological Education – Rio de Janeiro, 2023.

In this study, some analyzes were carried out on the behavior of four types of fluids - Diesel, Gasoline, Light Oil and Heavy Oil - after the injection of specific concentrations of Drag Reducer Agent (DRA) into the flow. The objective of this analysis is to evaluate the associated economic aspects, such as the reduction in operating costs and the increase in flow, without the need for structural changes to the system, as these characteristics have a great impact on the transport of fluids via pipelines. To achieve this goal, different fluid pumping arrangements were used. The analyzes were conducted through simulation, using the Sinergy Pipeline Simulator (SPS) simulator, providing a better visualization of the results, and the data was organized in Excel to generate the graphs presented. This study made it possible to observe the influence of DRA on the flow behavior of each fluid, in some cases presented, resulting in a reduction in pumping costs and an increase in the fluid transfer rate in several applied systems.

Keywords: Drag Reducer Agentment. Pumping. Friction. Fluid. Costs. Behavior.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1: Comportamento do fluido entre duas placas paralelas	18
Figura 2: Tensão de cisalhamento em função da taxa de deformação para alguns fluidos.....	21
Figura 3: Tipos de escoamento de um fluido no duto.....	23
Figura 4: Movimentos turbulentos tridimensionais num escoamento turbulento	24
Figura 5: Representação da vazão x Número de Reynolds	25
Figura 6: Diagrama de Moody	28
Figura 7: Variação do fator de atrito em função do número de Reynolds e da rugosidade dos tubos.	30
Figura 8: Perfis de velocidade de escoamentos no interior de tubos, laminar e turbulento.	32
Figura 9: Escoamento na subcamada viscosa e efeito de elementos de rugosidade.	33
Figura 10: Estações de bombeamento em um sistema de tubulação	34
Figura 11: Bombas Associadas em Série.....	35
Figura 12: Bombas Associadas em Paralelo.....	35
Figura 13: Ensaio realizado pelos bombeiros em Nova York, no final da década de 60.	38
Figura 14: Cadeia polimérica com volume aproximado de uma esfera de raio de giração desta molécula.....	40
Figura 15: Regimes de concentração para soluções de polímeros lineares flexíveis, onde é a concentração onde as macromoléculas começam a se tocar.	41
Figura 16: Representação esquemática do desenvolvimento de um vórtice e sua interação com a macromolécula (em vermelho), impedindo seu desenvolvimento...	42
Figura 17: Interface do software Synergi Pipeline Simulator.	44
Figura 18: Interface do Model Builder	45
Figura 19: Fluxograma do Modelo.....	49

LISTA DE TABELAS

Tabela 1: Classificação dos tipos de óleos.....	22
Tabela 2: Densidade dos fluidos	27
Tabela 3: Descrição dos seguimentos.....	47
Tabela 4: Propriedades dos produtos utilizados.....	48
Tabela 5: Concentração versus Partículas por milhão de DRA.....	54
Tabela 6: Resultados para o cenário com diesel.....	59
Tabela 7: Comparação dos arranjos para correspondem ao cenário.....	64
Tabela 8: Comparação dos cenários que possuem interseção.....	66
Tabela 9: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada	70
Tabela 10: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada	71
Tabela 11: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada	72
Tabela 12: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada	73

LISTA DE SIGLAS

DRA	Drag Reducer Agent
PA	Poliacrilamida
PEO	Poli (óxido de etileno)
PPM	Parte por milhão
RAH	Redução de Atrito Hidrodinâmico
SI	Sistema Internacional
SPS	<i>Sinergy Pipeline Simulator</i>
ITOPF	<i>The International Tanker Owners Pollution Federation</i>

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO	13
1.1 MOTIVAÇÃO	15
1.2 OBJETIVO	16
1.3 METODOLOGIA	16
1.4 ESTRUTURA DO TRABALHO	17
2. ANÁLISE DE ESCOAMENTO	18
2.1 ESCOAMENTO DE FLUIDOS	20
2.1.1 REGIME DE ESCOAMENTO	22
2.1.2 VISCOSIDADE DO FLUIDO EM ESCOAMENTO	26
2.2 O ATRITO E O ESCOAMENTO	27
2.2.1 A PERDA DE CARGA	31
2.3 ESTAÇÃO DE BOMBEAMENTO	33
2.3.1 FLUXO DO FLUIDO ATRAVÉS DA ESTAÇÃO	35
3. REDUTORES DE ATRITO	37
3.1 FENÔMENO DA REDUÇÃO DE ATRITO	37
3.2 TIPOS DE REDUTORES DE ATRITO	39
3.2.1 ANÁLISE POLIMÉRICA	40
3.2.2 O EFEITO DOS POLÍMEROS NO FLUXO	41
4. DESENVOLVIMENTO DO SISTEMA	44
4.1 SINERGY PIPELINE SIMULATOR	44
4.1.1 MODEL BUILDER	45
4.2 CARACTERÍSTICA DO SISTEMA	46
4.3 EQUIPAMENTOS DO MODELO	48
4.3.1 TERMINAL DE ENVIO E RECEBIMENTO	49
4.3.2 TANQUES DE INJEÇÃO DE DRA	50
4.3.3 SISTEMA DE BOMBEAMENTO	50
4.3.4 ARRANJOS DE BOMBEIO	51
4.3.5 ANÁLISE ECONÔMICA	52
4.3.6 PROCEDIMENTO DE PARTIDA DO DUTO	53
5. RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES	54
5.1 ARRANJOS OPERACIONAIS	56
5.1.1 ARRANJOS OPERACIONAIS – DIESEL	56
5.1.2 ARRANJO OPERACIONAL – GASOLINA	59
5.1.3 ARRANJO OPERACIONAL – PETRÓLEO LEVE	62
5.1.4 ARRANJO OPERACIONAL – PETRÓLEO PESADO	64
6. CONSIDERAÇÕES FINAIS	67
REFERÊNCIAS	68
ANEXO	70

1. INTRODUÇÃO

O petróleo é um dos recursos naturais mais importantes e amplamente utilizados em todo o mundo. Trata-se de um fluido fóssil encontrado em formações geológicas subterrâneas, composto por uma mistura complexa de hidrocarbonetos, bem como traços de compostos nitrogenados, sulfurosos e oxigenados (MARTÍN, 2015).

Os fluidos derivados do petróleo são obtidos através de processos de refino, nos quais o petróleo bruto é transformado em produtos comerciais utilizados em uma variedade de aplicações industriais, comerciais e domésticas (FREIRE, 2009).

O petróleo e seus derivados passam por diversos processos até sua chegada no consumidor final, sua extração, refino e distribuição seguem uma cadeia que se inicia com a extração ou prospecção nos poços petrolíferos. Em seguida, são enviados através da malha de transporte dutoviária para refinarias onde são produzidos os derivados claros e escuros (gasolina, diesel, querosene, óleos combustíveis etc.), sendo armazenados nas bases primárias. Posteriormente inicia-se a logística de distribuição dos derivados destas bases para medição e entrega ao mercado consumidor, que é de responsabilidade das distribuidoras, retirando os produtos das bases primárias e os transferindo para bases próprias ou compartilhadas com terceiros, chamadas de bases secundárias (GONÇALVES, 2010).

A logística de distribuição do petróleo e seus derivados, avalia também a forma que esses fluidos serão transportados, pois existem diferentes métodos de transporte de fluidos, sendo cada um mais adequado que o outro, para diferentes tipos de aplicações. Para as características específicas dos fluidos derivados do petróleo, que serão apresentados ao decorrer desse projeto, a opção de transporte por dutos apresenta mais vantagens quando comparadas a outros métodos, por ser um transporte contínuo e seguro, são vitais para a economia e funcionamento da distribuição do fluido em diversos países, pois aumentam a eficiência e reduzem os custos de logística (CARVALHO, 2019).

O método de transporte por dutos é amplamente utilizado para transportar óleo e gás desde meados do século XIX, onde se deu a origem do sistema de distribuição de gás. Dutos são sistemas compostos por tubulações de diversos materiais, que servem para conectar pontos de origem e destino distintos, permitindo

o transporte eficiente e seguro de fluidos em longas distâncias. O transporte de fluidos por dutos envolve a consideração de diversos fatores. Isso inclui as propriedades do fluido, as dimensões e características do duto, o regime de escoamento, o material utilizado na construção, a escolha do revestimento interno adequado e o monitoramento do fluxo, pressão e temperatura do fluido. Esses aspectos serão explorados ao longo do projeto (FREIRE, 2009).

Um desafio significativo no transporte de petróleo por meio de sistemas dutoviários é a natureza altamente viscosa e não-newtoniana do petróleo pesado, que pode variar suas propriedades de acordo com o gradiente de velocidade. Portanto, é essencial explorar estratégias para melhorar a fluidez desse tipo de petróleo. Atualmente, são empregados diversos métodos para aprimorar a fluidez e conseqüentemente, a velocidade de substâncias altamente viscosas. Entre esses métodos, menciona-se a adição de bombas ao sistema de bombeamento para acelerar a velocidade do fluido, embora isso acarrete custos elevados de energia e infraestrutura (MARTÍN, 2015).

A fim de permitir o movimento de um fluido através de uma tubulação ou sua introdução em um equipamento de processo, é indispensável a aplicação de uma força motriz. Essa força é gerada a partir das bombas, que são instaladas e agrupadas formando as estações de bombeamento. As estações de bombeamento são compostas por bombas responsáveis por impulsionar o fluido através dos dutos com o propósito de eliminar a perda de pressão devido ao atrito (MARTÍN, 2015).

As bombas devem ser dimensionadas de forma que operem com máxima eficiência e com o menor custo possível. Para isso é fundamental considerar as principais características do fluido, como a viscosidade, densidade e propriedades de fluxo para fluidos não-newtonianos, características do local de instalação das bombas, bem como definir os trechos de sucção e descarga (recalque) do sistema, além da vazão, pressão e temperatura que o fluido será submetido (CARVALHO, 2019). Essas características apresentadas serão exploradas e definidas para o sistema utilizado, no decorrer deste trabalho.

Devido à grande necessidade de escoamento de fluidos viscosos, a indústria tem buscado alternativas para aprimorar o escoamento em dutos forçados, além da utilização das estações de bombeamento, outro método utilizado para melhorar o escoamento desse tipo de fluido é realizando a adição de agentes químicos redutores

de atrito. Dentre os mais utilizados estão os que são baseados em cadeia polimérica, como o *Drag Reducer Agent* (DRA) (MARTÍN, 2015).

Os redutores de atrito são dispositivos importantes para potencializar o transporte eficiente e seguro de fluidos via dutos. Ao adicionar pequenas quantidades (geralmente da ordem de ppm) de polímeros de alta massa molecular a um fluido, é possível obter uma considerável Redução do Atrito Hidrodinâmico (RAH) em fluxo turbulento. Esse fenômeno está fortemente relacionado à massa molecular, bem como ao nível de turbulência ali presente. Um fluido contendo um agente redutor de atrito, quando sujeito a um fluxo turbulento, necessita de um menor diferencial de pressão para manter a taxa de fluxo em comparação com um fluido puro (BIZOTTO, 2007).

Estes dispositivos de DRA apresentam diversas vantagens em relação a outros que possuem a mesma finalidade, que serão apresentados e explorados no decorrer do projeto. Podem ser usados em diferentes setores e condições de operação, no entanto é importante selecionar o material e o tipo de redutor de atrito adequados para cada aplicação, a fim de garantir a máxima eficiência e segurança do sistema de transporte. Assim, torna-se necessária a realização de uma análise para a otimização do transporte dutoviário utilizando o DRA através do simulador *Sinergy Pipeline Simulator – SPS* da DNV, com o intuito de explorar as variáveis apresentadas ao longo do texto e avaliar as vantagens e desvantagens de suas aplicações em diferentes sistemas.

1.1 MOTIVAÇÃO

Devido ao aumento da demanda dutoviária, se faz necessário o aumento da capacidade dos oleodutos existentes. Para tal feito, é necessário o investimento de milhões de reais para troca de equipamentos tais como válvulas de alívio, sistema de bombeio ou até a instalação de novas estações de bombeio intermediárias. Uma alternativa para enfrentar esse desafio é a injeção de redutores de atrito poliméricos na saída das bombas, com o objetivo de otimizar a logística e reduzir os custos de transporte (BARRETO, 2004; FREIRE, 2009).

1.2 OBJETIVO

Este trabalho visa realizar análises comparativas da utilização de soluções tecnológicas de redução de consumo de energia através do uso de agentes redutores de atrito – *Drag Reducer Agent* (DRA) em dutos terrestres. Estas análises serão realizadas em um poliduto enterrado de 360 km de comprimento, que é capaz de conduzir quatro tipos de fluidos: petróleo leve, petróleo pesado, diesel e gasolina. Esse estudo feito por meio de uma ferramenta computacional comercial que simula transientes termo-hidráulicos chamada *Sinergy Pipeline Simulator* (SPS).

Através do SPS, os fluidos foram empregados a um sistema de bombeamento com e sem a aplicação de injeção dos redutores de atrito gradualmente, a fim de comparar os ganhos como diminuição do consumo de energia elétrica e maior eficiência e ampliação da capacidade no transporte dos fluidos citados acima, sem a necessidade de obras estruturais no sistema apresentado ou em seus equipamentos (BIZOTTO, 2007; BARRETO, 2004).

A utilização do DRA é uma das técnicas mais utilizadas para a expansão da amplitude do transporte do fluido, neste estudo optamos por utilizar um redutor de atrito polimérico.

1.3 METODOLOGIA

Este estudo visa atingir seu objetivo por meio da realização de simulações termo-hidráulicas para um sistema de oleoduto específico. As simulações serão conduzidas utilizando o software comercial *Sinergy Pipeline Simulator* (SPS), o qual retorna parâmetros necessários para o cálculo do consumo de energia ideal para as operações de transporte. Esse processo envolverá a análise com auxílio do Excel, de uma gama de vazões em quatro arranjos distintos de bombeamento, para quatro tipos de fluido: diesel, gasolina, petróleo leve e petróleo pesado. Com base nos resultados obtidos, será conduzida uma análise para determinar em quais arranjos cada tipo de fluido apresenta o menor custo energético, considerando os parâmetros estabelecidos no sistema.

Esses parâmetros são necessários para avaliar as soluções de redução de consumo de energia, e explorar as vantagens e desvantagens da utilização de

agentes redutores de atrito, tornando possível eleger o melhor cenário de injeção baseado nos critérios de menor custo de transporte (vazão ótima) ou de melhor atendimento da logística (vazão ideal). Ambos os critérios deverão respeitar os limites operacionais do duto.

1.4 ESTRUTURA DO TRABALHO

Este trabalho é composto em conformidade com as normas acadêmicas estabelecidas pelo CEFET/RJ, seguindo um formato que contempla os seguintes elementos:

1. Introdução: Nesta seção é apresentada a contextualização do tema, objetivos da pesquisa, justificativa e a delimitação do escopo do estudo.

2. e 3. Revisão Bibliográfica: Este capítulo aborda a revisão bibliográfica, apresentando os principais conceitos, teorias e estudos relacionados ao redutor de atrito polimérico.

4. Metodologia: Descrição detalhada do software utilizado na pesquisa, incluindo abordagem, técnica de coleta de dados e análise.

5. Resultados e Discussão: Apresentação dos resultados obtidos durante a pesquisa, seguida de uma análise crítica e discussão deles.

6. Conclusão: Recapitulação dos principais pontos discutidos, síntese dos resultados, contribuições do estudo e possíveis recomendações para pesquisas futuras.

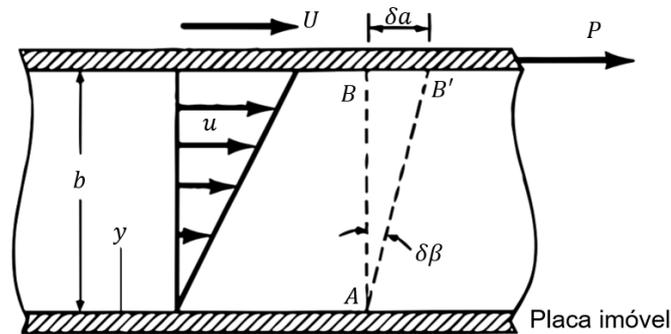
7. Referências Bibliográficas: Lista completa de todas as fontes consultadas e citadas ao longo desse trabalho.

2. ANÁLISE DE ESCOAMENTO

O fluido pode ser definido como uma substância que se deforma de maneira contínua, ou seja, que flui, quando submetido a uma força tangencial, mesmo que essa força seja mínima (GOMES, 2012).

Munson (2004), propôs um experimento hipotético em seu livro, utilizando duas placas montadas paralelamente, separadas por uma distância b , onde a placa inferior é fixa e a superior pode ser movimentada. Utilizando inicialmente um sólido entre as placas e aplicando força P na placa superior, observou que a placa superior deslocava uma distância pequena δ_a e a linha vertical AB rotacionará de um ângulo pequeno δ_b , para a nova posição AB' , resultando numa tensão de cisalhamento τ , mas quando substitui esse sólido por um líquido, a placa se movimenta continuamente em uma velocidade U , como mostra a figura 1:

Figura 1: Comportamento do fluido entre duas placas paralelas



Fonte: Adaptada de MUNSON et. al (2004)

Esse comportamento do fluido corresponde com a sua definição, de que quando uma tensão de cisalhamento é aplicada no fluido, ele se deforma continuamente. Analisando o experimento, percebe-se que o fluido em contato com a placa inferior move em uma velocidade nula, quando em contato com a placa superior move-se em uma velocidade U e no meio $u = \frac{Uy}{b}$, fazendo perceber a existência do gradiente constante de velocidade, $\frac{du}{dy}$, no escoamento entre as placas.

Essa tensão de cisalhamento relacionada com a taxa de deformação do fluido, é definida a partir da equação 1 (MUNSON, 2004).

$$\tau = \frac{du}{dy} \quad (1)$$

Os fluidos podem ser classificados em duas categorias: líquidos e gases. Onde os líquidos são substâncias que possuem o volume constante e adquire a forma do recipiente que os contém, além de serem praticamente, incompressíveis. Já os gases são substâncias que possuem volume e forma variáveis, preenchendo todo o recipiente, não formando superfície livre, além de serem compressíveis (GOMES, 2012).

Os fluidos, sejam eles líquidos ou gases, possuem várias propriedades que desempenham um papel fundamental em sua dinâmica e comportamento, para a análise do escoamento, algumas propriedades são fundamentais, como:

Massa específica (densidade): A massa específica ρ de um fluido é a massa m por unidade de volume V , determina a densidade do fluido, representada pela equação 2:

$$\rho = \frac{m}{V} \rightarrow \left(\frac{kg}{m^3} \right) \quad (2)$$

Peso específico: O peso específico γ é definido como peso da substância G , contida na unidade de volume V , sendo para líquidos representados na equação 3:

$$\gamma = \frac{G}{V} \rightarrow \left(\frac{N}{m} \right) \quad (3)$$

A massa específica e o peso específico do indicam o “peso” de um fluido, e sozinhas não indicam o comportamento do escoamento do fluido, sendo necessário a adição de outra característica do fluido para indicar sua “fluidez”, como a viscosidade.

Ao analisar o fluxo de um fluido, é possível notar um movimento relativo entre suas partículas, resultando em um atrito entre elas. A **viscosidade**, também conhecida como atrito interno, é a propriedade que quantifica o nível de resistência do fluido à força de cisalhamento, ou seja, sua capacidade de resistir à deformação. A viscosidade dinâmica tem o seu coeficiente definido por μ , que varia de acordo com a característica e temperatura do fluido (MUNSON, 2004; GOMES, 2012).

A resistência viscosa σ pode ser representada pela equação 4, a partir da equação 1:

$$\sigma = \mu \frac{du}{dy} \quad (4)$$

As características e propriedades do fluido para o escoamento em tubulações serão exploradas no decorrer deste capítulo.

2.1 ESCOAMENTO DE FLUIDOS

A análise de escoamento em dutos geralmente é realizada em situações em que o duto está completamente preenchido de fluido. No entanto, existem casos específicos em que o duto se encontra parcialmente preenchido com líquido, como em sistemas de esgoto sanitário e escoamento multifásico de líquidos e gás durante a produção de petróleo (FREIRE, 2009).

Esses casos não serão explorados neste trabalho, pois o foco está voltado para o estudo de escoamentos unifásicos e o seu comportamento com a adição do DRA em dutos completamente cheios.

Os fluidos que seguem a equação de proporcionalidade (equação 4), na qual há uma relação linear entre a tensão de cisalhamento aplicada e a velocidade de deformação resultante, ou seja, quando o coeficiente de viscosidade dinâmica μ permanece constante, são chamados de fluidos newtonianos. Isso inclui substâncias como a água, líquidos de baixa viscosidade e gases de forma geral. Os fluidos que não seguem esta equação de proporcionalidade são denominados fluidos não-newtonianos.

A figura 2 representa o comportamento dos fluidos não-newtonianos mais simples e frequentes. A inclinação da curva que relaciona a tensão de cisalhamento à taxa de deformação por cisalhamento é conhecida como viscosidade dinâmica aparente, denotada como μ_{ap} (MUNSON, 2004).

Figura 2: Tensão de cisalhamento em função da taxa de deformação para alguns fluidos.



Fonte: Adaptada de MUNSON et al. (2004)

Segundo NETO (2014), nos fluidos newtonianos, a viscosidade dinâmica aparente é idêntica à viscosidade dinâmica e não varia com a taxa de cisalhamento. É relevante notar que há fluidos não-newtonianos que apresentam diferentes padrões de comportamento.

A classificação dos óleos é relevante para este estudo, pois diferentes tipos de óleo têm comportamentos distintos em termos de persistência e densidade, o que afeta o seu transporte em dutos:

a) Não persistentes: têm a tendência de desaparecer rapidamente da superfície do mar, incluindo a gasolina, nafta, querosene e óleos leves.

b) Persistentes: dissipam-se de forma mais lenta, como é o caso dos óleos crus.

A persistência desses óleos depende da sua gravidade específica, que é a densidade em relação à água pura. A densidade costuma ser expressa em graus API, conforme a equação 5:

$$^{\circ}API = \frac{141,5}{\rho} - 131,5 \quad (5)$$

Tabela 1: Classificação dos tipos de óleos.

Grupo	Densidade	API	Composição	1/2 Vida	Persistência
I	< 0,8	> 45	Leve	~ 24 h	1 – 2 dias
II	0,80 a 0,85	35 a 45	Leve	~ 48 h	3 – 4 dias
III	0,85 a 0,95	17,5 a 35	Pesado	~ 72 h	5 – 7 dias
IV	> 0,95	< 17,5	Pesado	~ 168 h	> 7 dias

Fonte: Adaptado de HUIJER, 2005.

2.1.1 Regime de Escoamento

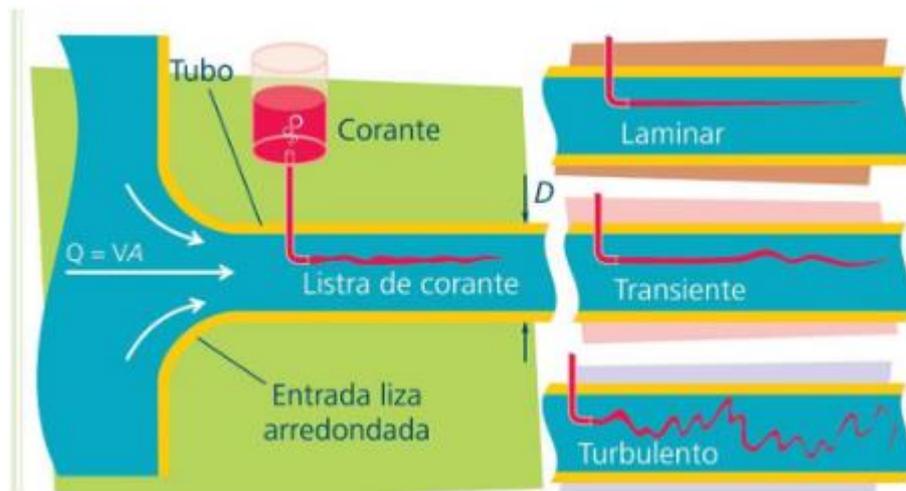
O regime de escoamento refere-se à capacidade do fluido de fluir através de um sistema, esse regime pode ser classificado como escoamento laminar ou turbulento.

No regime laminar, o fluido se move em camadas paralelas e as partículas não se misturam de forma significativa com as partículas vizinhas. Nesse regime, as velocidades do fluido são baixas e as alterações nas variáveis como velocidade e pressão, ocorrem de maneira ordenada e previsível.

Por outro lado, no escoamento turbulento, o movimento do fluido é caracterizado por flutuações caóticas e desordenadas, formando redemoinhos, vórtices e variações rápidas na velocidade e na pressão, isto ocorre quando as forças inerciais superam as forças viscosas no fluido, resultando numa mistura de momento, massa e calor. Nesse regime, as velocidades do fluido são mais altas e as alterações nas variáveis ocorrem de forma não linear e imprevisível. Esse regime gera um maior arrasto no fluxo, dificultando o escoamento do fluido (FOX, 2001).

A ilustração a seguir representa o funcionamento desses tipos de escoamento.

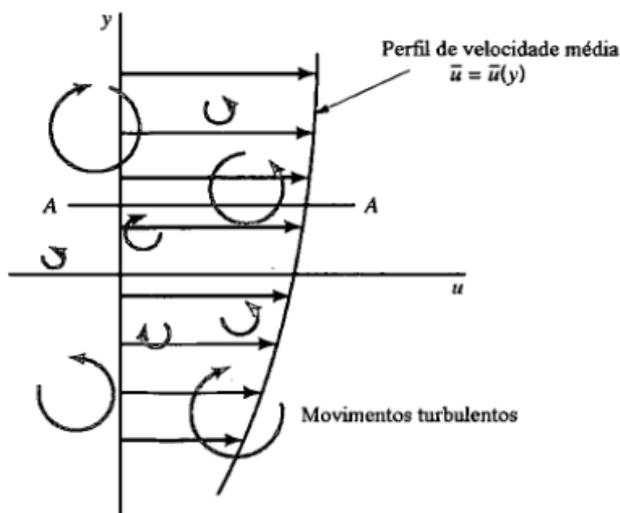
Figura 3: Tipos de escoamento de um fluido no duto



Fonte: Adaptada de MONTEIRO, 2023.

As características principais do escoamento turbulento incluem altos níveis de turbulência, mistura intensa das partículas, formação de vórtices grandes e aumento na transferência de calor e massa. Podem resultar em maiores perdas de carga, maior dissipação de energia e maior resistência ao escoamento, comparado ao escoamento laminar (HIBBELER, 2016). A Figura 4 mostra a representação dos vórtices num escoamento turbulento.

Figura 4: Movimentos turbulentos tridimensionais num escoamento turbulento



Fonte: Adaptada de Munson, 2004.

Para que o fenômeno de Redução do Atrito Hidrodinâmico (RAH) ocorra o fluido deve estar submetido ao regime de escoamento turbulento, assim o DRA age nos vórtices das paredes do duto, reduzindo o atrito, e o transformando em regime de escoamento laminar, aumentando assim a velocidade do escoamento do fluido. Como o objetivo do DRA é transformar o escoamento turbulento em laminar, ele não é aplicável diretamente no escoamento laminar.

A transição entre os regimes laminar e turbulento ocorre com base no número de Reynolds (Re), que se trata de uma relação entre as forças inerciais e as forças viscosas do fluido (HIBBELER, 2016).

Osborne Reynolds demonstrou que o fluxo é caracterizado por um único parâmetro adimensional, o número de Reynolds (Re), representado na equação 5.

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} \text{ ou } Re = \frac{V \cdot D}{\nu} \quad (5)$$

Onde:

(μ) viscosidade

(ρ) densidade do fluido

(V) velocidade de escoamento

(D) diâmetro do tubo

Como conhecido amplamente no estudo de dinâmica dos fluidos, Reynolds em seu estudo, notou que quando o número de Reynolds (Re) é inferior a aproximadamente 2.300, o fluxo é laminar – isso significa que a velocidade do fluido

permanece constante ao longo do tempo e as trajetórias das partículas são paralelas ao eixo do tubo. Porém, quando o valor de Re ultrapassa cerca de 4.000, o fluxo se torna turbulento, resultando em movimentos mais caóticos e menos definidos.

Essa distinção nos permite classificar o tipo de fluxo da seguinte forma:

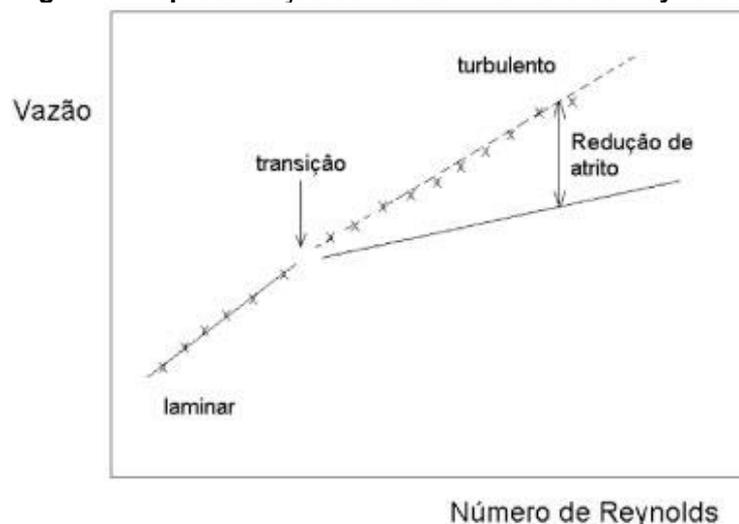
$Re < 2000$ = Regime Laminar

$Re > 4000$ = Regime Turbulento

Re entre 2000 e 4000 = Faixa Crítica/Transiente

De modo que, a RAH ocorre apenas em regime turbulento, sendo $Re > 4000$, a partir deste valor, as substâncias redutoras de atrito começam a atuar, como pode ser observado na Figura 5:

Figura 5: Representação da vazão x Número de Reynolds



Fonte: Adaptada de Bizotto, 2011.

A linha contínua representa a vazão para um fluido puro. A linha tracejada mostra uma vazão fictícia que seria alcançada se o fluido não perdesse energia devido à turbulência. Os pontos (x) representam o agente redutor de atrito, que prolonga a região laminar e mantém uma vazão relativamente alta. Onde é possível observar como um fluido puro, como a água por exemplo, se comporta idealmente em termos hidrodinâmicos, bem como os efeitos da adição de um agente redutor de atrito hidrodinâmico. Quando o fluido entra na região turbulenta, a vazão não permanece proporcional ao aumento do Re , conforme indicado pela linha contínua para o fluido puro. Isso é o que caracteriza o efeito de redução do atrito hidrodinâmico, e a

porcentagem de redução de atrito hidrodinâmico para um determinado valor de Re pode ser estimada pela diferença relativa entre as vazões (BIZOTTO, 2011).

2.1.2 Viscosidade do Fluido em Escoamento

O escoamento viscoso em dutos refere-se ao movimento de um fluido através de um duto considerando principalmente a influência da viscosidade do fluido. Nesse tipo de escoamento a resistência ao fluxo é causada pelas forças de atrito entre as camadas e fluido adjacente (FOX, 2001).

A resistência ao escoamento viscoso é observada não apenas nas seções retas, mas também em elementos construtivos como curvas, conexões e válvulas (GONÇALVES, 2010).

A viscosidade de cinemática ν é definida como a razão entre a viscosidade absoluta μ e a massa específica ρ , como apresenta a equação 6:

$$\nu = \frac{\mu}{\rho} \quad (6)$$

Em fluidos newtonianos, a viscosidade se trata de uma característica termodinâmica que se modifica em resposta a variações de pressão e temperatura. A tabela 2 mostra a relação entre a viscosidade e a densidade de determinados fluidos, sendo possível calcular suas dimensões através da equação de Newton (FREIRE, 2009).

$$[\mu] = \frac{\tau}{\left[\frac{du}{dy}\right]} = \frac{\frac{[força]}{[área]}}{[grad. de velocidade]} = Pa \cdot s \quad (7)$$

A unidade padrão para a viscosidade dinâmica no Sistema Internacional (SI) é *Pascal segundo*, representado como $Pa \cdot s$. A tabela 2 mostra os graus API 48 e 32,6.

Tabela 2: Densidade dos fluidos

Fluido	Temperatura (°C)	Densidade ρ (kg/cm ³)
Diesel 20 - 60	20	1093 - 1266
Gasolina Natural	20	911
Petróleo 48° API	20	1012
Petróleo 32,6°API	20	1105

Fonte: Adaptado de The Engineering ToolBox.

2.2 O ATRITO E O ESCOAMENTO

O coeficiente de atrito, ou fator de atrito f , é um parâmetro adimensional fundamental usado para determinar a perda de carga causada pelo atrito em uma tubulação. Além de estar associado ao tipo de fluxo, o cálculo do fator de atrito, está intimamente ligado a dois parâmetros essenciais: o número de Reynolds e a rugosidade relativa da superfície interna da tubulação (QUEIROZ, 2016).

O Quadro 1 fornece um resumo dos diferentes regimes de fluxo, as equações do fator de atrito e as dependências envolvidas. Ela ajuda a visualizar como o fator de atrito varia em diferentes situações.

Quadro 1: Resumo dos regimes, equações do fator de atrito e dependências.

Regime	Fator de atrito (f)	Dependência
Laminar	$\frac{64}{Re}$	$f(Re)$
Turbulento liso	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log\left(\frac{2,51}{Re \cdot \sqrt{f}}\right)$	$f(Re)$
Turbulento Intermediário	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \log\left\{\frac{6,9}{Re \cdot \sqrt{f}} + \left(\frac{\epsilon r}{3,7}\right)^{1,1}\right\}$	$f(Re, \epsilon r)$
Turbulento rugoso	$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log\left(\frac{\epsilon r}{3,7}\right)$	$f(\epsilon r)$

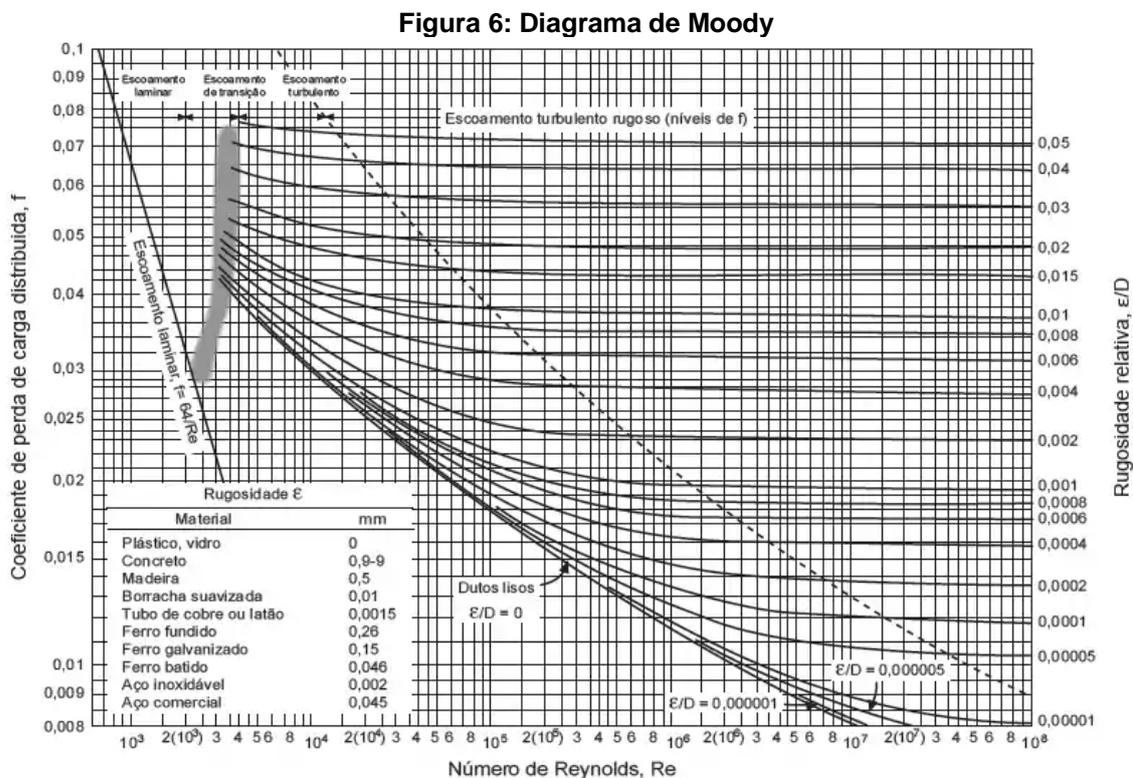
Fonte: Adaptada de CARVALHO, 2016.

Moody aplicou a equação 5, usualmente utilizada para cálculo do coeficiente de atrito viscoso em escoamento turbulento, para elaborar o diagrama apresentado

no Quadro 1. Embora seja válida para todo o espectro de rugosidade relativa e números de Reynolds, a equação demonstra sua maior precisão na faixa de transformação, isto é, quando $Re < Re_{\epsilon}$, onde Re_{ϵ} , representa o número de Reynolds de transição, conforme indicado na equação 8. Para valores de Reynolds superiores a Re_{ϵ} , o fluxo torna-se completamente turbulento, e o fator de atrito se torna independente do número de Reynolds (FREIRE, 2009).

$$Re_{\epsilon} = \frac{200}{\left(\frac{\epsilon}{D}\right)\sqrt{f}} \quad (8)$$

O Diagrama de Moody é uma ferramenta essencial para engenheiros que ajuda a determinar o fator de atrito em diferentes condições de fluxo. Ele fornece uma representação visual das mudanças no fator de atrito com base no número de Reynolds e na rugosidade da superfície interna do tubo. Esse diagrama foi construído a partir de equações como a *Equação de Poiseuille* para escoamentos laminares e a *Equação de Colebrook-White* para escoamentos turbulentos.



Fonte: Adaptada de FREIRE, 2009.

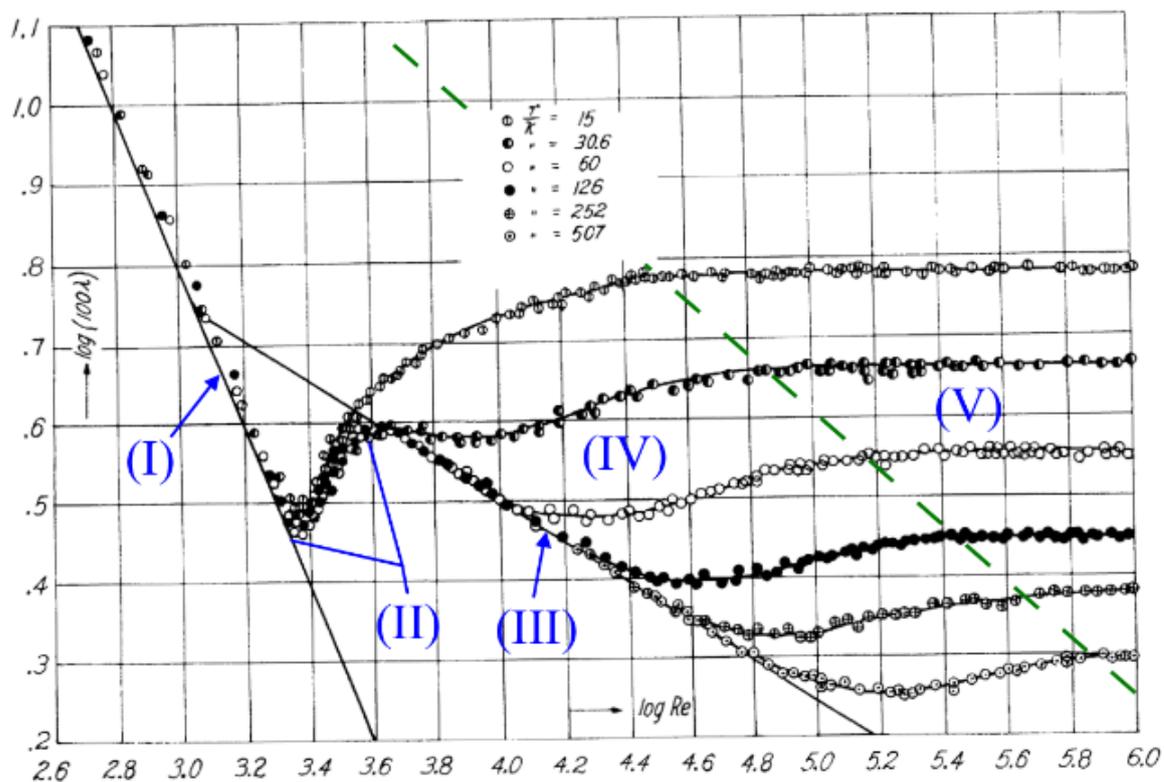
Com o diagrama de *Moody*, é possível observar $Re < 2300$, abaixo do ponto crítico é laminar. O diagrama também revela que, no caso de um duto liso ($\frac{\varepsilon}{D} \approx 0$), o fator de atrito é estritamente influenciado pelo número de *Reynolds*, enquanto, em um duto rugoso (região V), a influência predominante é exercida pela rugosidade relativa. Em uma região de transição (região IV) entre um duto liso (região III) e um duto completamente rugoso (região V), o fator de atrito depende tanto do número de *Reynolds* quanto da rugosidade relativa.

É importante notar no gráfico que, para valores muito elevados do número de *Reynolds*, o fator de atrito se mantém praticamente constante (curvas quase horizontais), tornando-se pouco sensível às variações. Nesse estágio, o escoamento é considerado completamente rugoso ou inteiramente turbulento (FREIRE, 2009).

Em 1933, Nikuradse conduziu uma série de experimentos com o objetivo de quantificar como o fator de atrito depende da rugosidade e das variações no número de *Reynolds*. Para isso, ele criou dutos com rugosidade uniforme e controlada, aplicando areia de granulometria uniforme na parte interna de vários dutos. Isso resultou em um conjunto de dutos com diferentes valores de $\varepsilon x/D$ (a relação entre a rugosidade e o diâmetro do duto). Utilizando esses dutos, ele mediu as perdas de carga distribuídas em várias velocidades do fluido, ou seja, em diferentes números

de *Reynolds*. Os resultados desses experimentos de *Nikuradse* estão representados na figura 7, no qual podem ser identificadas cinco regiões distintas (USP, 2015).

Figura 7: Variação do fator de atrito em função do número de Reynolds e da rugosidade dos tubos.



Sendo:

- (I) Escoamento Laminar, o fator de atrito é função somente do número de *Reynolds*,
- (II) Região de Transição entre os regimes laminar e turbulento;
- (III) Linhas de Dutos Lisos, os elementos de rugosidade estão imersos na subcamada viscosa, o fator de atrito só depende do número de *Reynolds* e as curvas relativas aos diferentes valores de rugosidade relativa são coincidentes;
- (IV) Turbulência de Transição, as curvas relativas às diferentes rugosidades relativas se afastam do regime hidraulicamente liso. O fator de atrito depende tanto do número de *Reynolds* quanto da rugosidade relativa;
- (V) Escoamento hidraulicamente rugoso. Nesta região, o fator de atrito é função exclusiva da rugosidade relativa.

Note que quanto maior o valor de rugosidade relativa, menor é número de *Reynolds*.

Visto isso, observa-se que estimar o fator de atrito torna-se essencial para o projeto de dutos, sendo este diretamente dependente do número de *Reynolds* e da rugosidade relativa.

2.2.1 A Perda De Carga

A relação entre a rugosidade da superfície e a perda de carga distribuída em um fluxo turbulento está diretamente associada à configuração do perfil de velocidade presente nesse tipo de escoamento. No interior de um tubo, o perfil de velocidade em um fluxo turbulento tende a ser mais achatado em comparação com o perfil observado em um escoamento laminar, devido à turbulência que provoca uma intensa mistura no plano perpendicular ao direcionamento do fluxo.

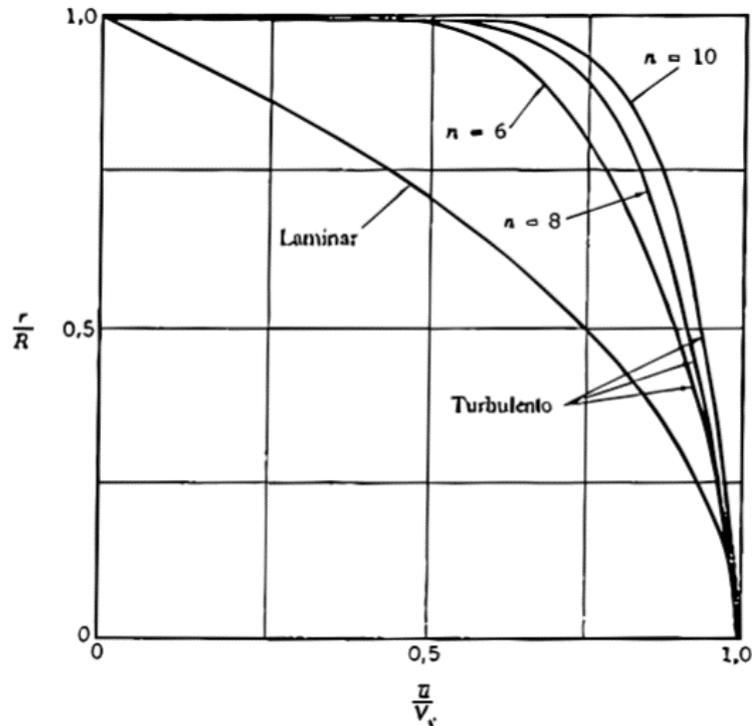
Para estabelecer o perfil de velocidades em um fluxo turbulento, é essencial realizar técnicas de análise dimensional, essa análise pode ser baseada na relação de potência da equação 9 (USP, 2015).

$$\frac{u}{V_c} = \left(1 - \frac{r}{R}\right)^{\frac{1}{n}} \quad (9)$$

A equação (9) descreve o perfil de velocidade em um fluxo turbulento em relação à distância do centro do duto. O parâmetro n varia com o número de *Reynolds* e influencia como a velocidade se distribui no duto.

Sendo V_c é a velocidade no centro do tubo e n é uma função do número de *Reynolds*, cujos valores típicos vão de 6, para $Re \approx 2 \times 10^4$ a 10, para $Re \approx 3 \times 10^6$. A figura 8 mostra os diferentes perfis obtidos, variando valores de n e o perfil de escoamento laminar, para comparação.

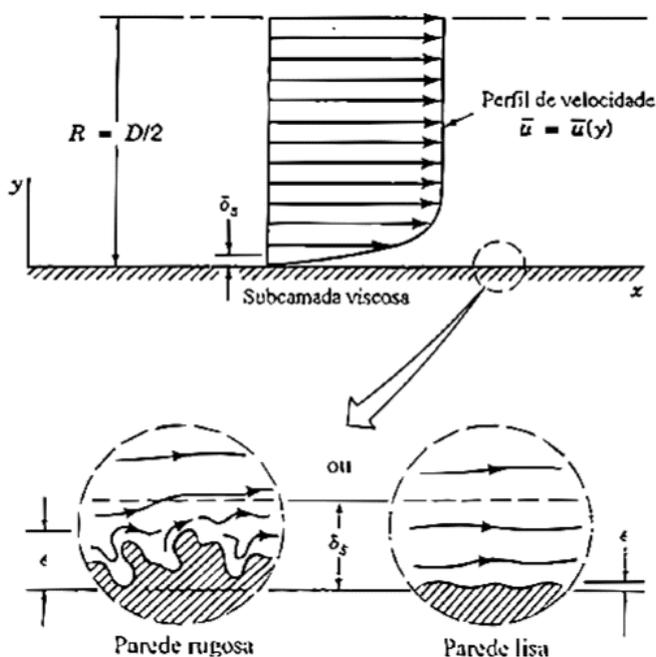
Figura 8: Perfis de velocidade de escoamentos no interior de tubos, laminar e turbulento.



Fonte: Adaptada de Munson, 2004.

Considerando as características típicas dos fluxos turbulentos, conclui-se que as tensões viscosas predominam apenas em uma região muito próxima à parede do tubo, onde ocorre um acentuado gradiente de velocidade. A subcamada viscosa é uma região próxima à parede do tubo onde as tensões viscosas são predominantes. É importante porque dentro dessa região, as perturbações devido à rugosidade são atenuadas. À medida que o número de *Reynolds* aumenta, a espessura da subcamada viscosa (δ) diminui, afetando o comportamento do fluxo (USP, 2015). Conforme podemos observar na figura 9.

Figura 9: Escoamento na subcamada viscosa e efeito de elementos de rugosidade.



Fonte: Adaptada de *Munson, 2004*.

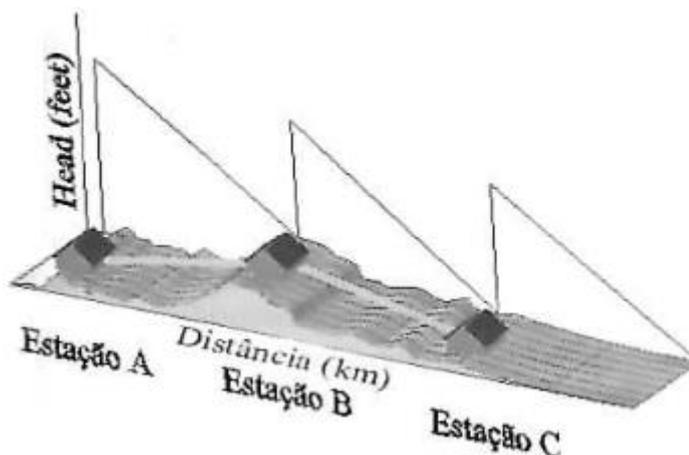
Em níveis elevados de Re , certos elementos de rugosidade começam a emergir do limite laminar e adentrar o núcleo turbulento. Isso intensifica a natureza aleatória do fluxo e exerce uma influência substancial no atrito. A partir deste momento, o fator de atrito torna-se uma função do número de *Reynolds* e da rugosidade relativa (USP, 2015).

Todos esses elementos que afetam o fluxo de fluido na tubulação, resultando na perda de carga devido ao atrito, devem ser compreendidos, pois são cruciais para a avaliação da eficácia do sistema de bombeamento. As bombas desempenham um papel fundamental: Impulsionar o fluido na tubulação e minimizar os efeitos decorrentes das perdas de carga, causados pelo atrito no fluxo.

2.3 ESTAÇÃO DE BOMBEAMENTO

A estação de bombeamento desempenha um papel fundamental no transporte eficiente de líquidos por meio de oleodutos. Seu principal objetivo é fornecer energia adicional ao líquido em movimento, a fim de compensar as perdas de pressão causadas pelo atrito ao longo do percurso. A figura 10 representa as estações de bombeamento de forma mais didática.

Figura 10: Estações de bombeamento em um sistema de tubulação



Fonte: Adaptada de Freire, 2009.

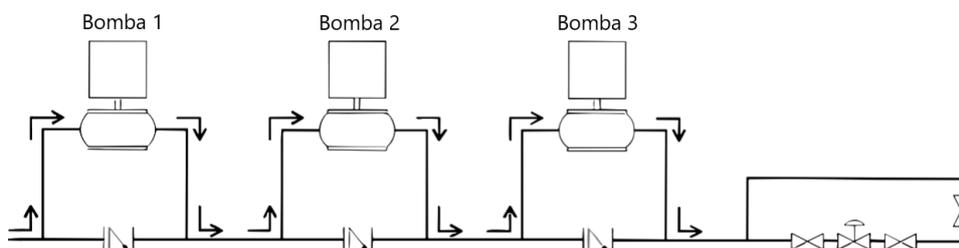
No ramo de transporte de fluido via dutos, na estação de bombeamento normalmente utiliza-se bomba centrífuga em quase todos os principais sistemas de dutos no Brasil.

A bomba centrífuga fornece a energia necessária para impulsionar o líquido, sendo considerada o coração pulsante dessa estação. Essas bombas são projetadas de forma especializada para transformar a energia mecânica em energia de pressão, transferindo-a para o líquido. Dessa maneira, as bombas centrífugas aumentam a pressão do fluido, permitindo que ele continue fluindo de maneira eficiente através do oleoduto, por esse motivo as bombas centrífugas são amplamente utilizadas em tubulações (FREIRE, 2009).

Essas bombas são arranjadas e associadas de forma a atender as necessidades específicas de pressão e vazão do sistema. Existem duas formas principais de associação das bombas: Em série e em paralelo.

A associação de bombas em série ocorre quando a saída de uma bomba é conectada à entrada da próxima bomba em sequência, como mostra a figura 11. Nessa configuração, a pressão total do sistema é a soma das pressões geradas por cada bomba. Essa associação é comumente utilizada ao ser necessário alcançar altas pressões, como em sistemas que exigem transporte de fluidos a longas distâncias ou a grandes alturas (FREIRE, 2009).

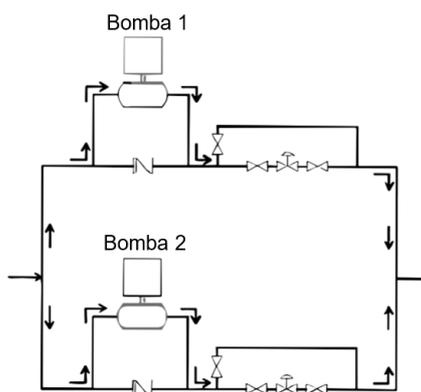
Figura 11: Bombas Associadas em Série.



Fonte: Adaptada de Freire, 2009.

A associação de bombas em paralelo ocorre quando suas entradas e saídas são conectadas em conjunto, como mostra a figura 12. Nessa configuração, a vazão total do sistema é a soma das vazões de cada bomba, enquanto a pressão permanece a mesma. Essa configuração é utilizada quando a demanda é por uma maior vazão, permitindo o transporte de grandes volumes de fluido em um curto espaço de tempo (FREIRE, 2009).

Figura 12: Bombas Associadas em Paralelo.



Fonte: Adaptada de FREIRE, 2009.

Em oleodutos que contam com múltiplas estações de bombeamento, cada uma equipada com várias bombas, existem diversos arranjos de bombas que podem ser configurados para atender a uma operação específica em termos de volume transportado e tempo total de operação programados (BARRETO, 2004).

2.3.1 Fluxo do Fluido Através da Estação

De maneira geral, o sistema de bombeamento opera para impulsionar o fluido, proporcionando a energia essencial para superar as perdas de carga causadas pelo

atrito na tubulação. Contudo, não é sempre que esse processo gera energia suficiente para incrementar a vazão do escoamento, uma vez que a incorporação de mais bombas exigiria alterações estruturais significativas, resultando em um aumento substancial nos custos do sistema. Por essa razão, as pesquisas têm se concentrado na compreensão mais aprofundada da interação entre os aspectos químicos, mecânicos e hidrodinâmicos em contextos de fluxos turbulentos, visando, assim, aprimorar a eficiência através da redução do arrasto (QUEIROZ, 2016).

As perdas de energia devido ao atrito ocorrem devido a movimentação do líquido nas tubulações, resultando, na diminuição da pressão do fluido em fluxo ao longo do duto. Este declínio na pressão é acentuado pelo aumento da taxa de fluxo, mantendo o diâmetro do tubo constante. Dessa forma, maiores demandas de potência para a bomba resultam em perdas adicionais por atrito, com a queda de pressão sendo amplificada pelo surgimento de fluxo turbulento (RAEI, 2023).

Existem diversas abordagens para mitigar as perdas de pressão em tubulações, sendo a inclusão de agentes redutores de arrasto (DRAs) uma das estratégias mais eficazes e a que será abordada neste trabalho.

Inúmeros estudos têm demonstrado que as substâncias redutoras de arrasto, como moléculas longas e flexíveis, estabelecem uma interação íntima com as partículas do solvente, promovendo alterações significativas no comportamento do fluxo turbulento próximo à parede. Nessa região, observa-se uma diminuição nas flutuações de velocidade e pressão em direções transversais, exercendo, assim, uma influência decisiva sobre o nível geral de turbulência e o comportamento global do fluxo (QUEIROZ, 2016).

3. REDUTORES DE ATRITO

Uma estratégia amplamente reconhecida e empregada para minimizar o arrasto em dutos é a modificação da reologia do fluido, alcançada por meio da introdução de quantidades reduzidas de polímeros, surfactantes ou fibras.

Os tipos de redução de arrasto podem ser categorizados em duas abordagens distintas: os ativos, nos quais as estruturas são manipuladas por meio de mecanismos externos (equipamentos e bombas centrífugas), que tipicamente são mais complexos de empregar e implicam em um consumo adicional de energia; e os passivos, que geralmente envolvem alterações na superfície (como ranhuras nas paredes, nanopostes e revestimentos repelentes) ou na reologia do fluido (mediante a incorporação de quantidades diminutas de polímeros) (WILLEMSSENS, 2013).

3.1 FENÔMENO DA REDUÇÃO DE ATRITO

O fenômeno da redução de atrito hidrodinâmico refere-se à capacidade que certos aditivos poliméricos possuem de aumentar a fluidez de um fluido. Este estudo originado pelo químico *B. A. Toms*, na década de 1948, mostrou ao mundo que quando é adicionado polímero em um fluido sob determinadas condições de escoamento turbulento, tem-se como resultado um fluido com menor resistência ao escoamento, quando comparada ao fluido puro. Em outras palavras, quando o polímero é acrescentado transforma-se em um fluido com maior vazão, mesmo quando inserido ao mesmo gradiente de pressão que o fluido sem polímero. Este estudo ficou conhecido como Efeito Toms (BIZOTTO, 2011).

Uma clássica demonstração desse fenômeno está na ilustrado na figura 13, onde bombeiros de Nova York demonstram a potencialidade do Efeito Toms em lançamentos de água em distâncias maiores.

Figura 13: Ensaio realizado pelos bombeiros em Nova York, no final da década de 60.



Fonte: Adaptada de BIZOTTO, 2011.

Neste ensaio realizado pelos bombeiros, foi utilizado duas mangueiras de mesmo comprimento e diâmetro, é notória a diferença da vazão que as duas apresentam. Em uma mangueira se passa apenas água e na outra água contendo 30 ppm de poli (óxido de etileno) (BIZOTTO, 2011). Estes estudos iniciados por *Toms* vem sendo desenvolvidos e aprofundados desde então, em novas análises gráficas de gradiente de pressão *versus* vazão em diferentes sistemas polímero-solvente diante de fluxos turbulentos através de tubulações de diversos diâmetros (DESTEFANI, 2011).

Esses aditivos poliméricos, denominados Redutores de Atrito Dissipativos (DRA, do inglês *Drag Reducing Agents*) em determinadas quantidades, possuem capacidade de modificar as características do escoamento, diminuindo a turbulência e melhorando a eficiência no transporte do fluido. Geralmente o polímero possui elevada massa molecular com o propósito de diminuir as perdas de energia por atrito em sistemas de transporte de fluidos.

Os polímeros têm a capacidade de suprimir a formação de vórtices turbulentos, gerando um escoamento mais laminar, além de modificar a camada limite (região do fluido entre o fluido e a superfície). Diante disso, a redução de atrito é ampliada à medida que a vazão aumenta, a massa molecular e a concentração do polímero aumentam até certo limite (DESTEFANI, 2011). Lembrando que o efeito de redução do arrasto está condicionado ao tipo e a concentração da solução polimérica, assim como a tensão de cisalhamento na parede do fluido e a rugosidade do duto (HINKEBEIN, 1985).

A partir do estudo de *Toms* (1948), diversos estudos foram desenvolvidos com o intuito de analisar o efeito da redução de arrasto em determinados fluidos em fluxo turbulento com diferentes concentrações poliméricas e diferentes tipos de polímeros, sem alterar de forma acentuada as propriedades físicas do fluido e reduzindo a energia empregada no escoamento desse fluido ou aumentar a sua vazão (QUEIROZ, 2016).

3.2 TIPOS DE REDUTORES DE ATRITO

Desde o início das investigações sobre a redução de atrito com *Toms* em 1948 até os dias atuais, foram identificados diversos tipos de agentes redutores de atrito. Entre eles, tem-se os polímeros de partículas insolúveis, como grãos finos ou fibras, e os polímeros misturados com sabões ou fibras. Além disso, alguns polímeros naturais, como polissacarídeos, DNA, colágeno e certas gomas (como goma guar e xantana), desempenham um papel significativo na redução de atrito. De forma semelhante, os polímeros de sistemas aquosos poli (óxido de etileno) (PEO) e poli(acrilamida) (PAM) também apresentam propriedades que contribuem para a redução do atrito (JUSTI, 2012).

Polímeros são macromoléculas caracterizadas por seu tamanho, estrutura química e pelas interações tanto intramoleculares quanto intermoleculares. Como resultado, os polímeros podem apresentar cadeias ramificadas, sendo então denominados polímeros ramificados. Além disso, podem exibir cadeias mais complexas, com ligações cruzadas, formando polímeros reticulados. Esse processo torna-se propriedades distintas no polímero, derivadas de cada tipo de cadeia, especialmente em relação à solubilidade (QUEIROZ, 2016).

Segundo Virk (1975), o número de elos da cadeia principal é um parâmetro importante nas estatísticas da cadeia polimérica e a eficácia de uma macromolécula na redução do arrasto também depende dele.

Através de seus experimentos, Virk (1975) também afirma que a quantidade de redução do arrasto pode ser medida pela razão entre a solução da concentração de polímero diluído e as tensões de cisalhamento da parede do solvente na mesma taxa de fluxo, deduzindo que a energia específica necessária para escoar o fluxo turbulento

da solução com determinadas concentrações poliméricas, pode ser significativamente menor do que a energia necessária para o solvente puro (VIRK, 1975).

Para uma melhor compreensão da ação do polímero no fluido, é necessária uma análise mais aprofundada dele.

3.2.1 Análise Polimérica

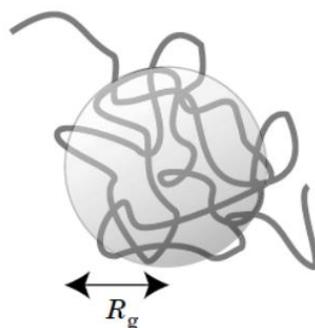
De acordo com *J. Katz*, para a compreensão dos potenciais impactos dos aditivos poliméricos no fluxo turbulento, é necessário estimar seu tamanho e escala de tempo. Um modelo simplificado, considerando um passeio aleatório de uma cadeia polimérica composta por N unidades manoméricas (pequenas moléculas que formam um polímero), desconsiderando as interações entre monômeros distintos, nos permite prever um tamanho característico ou "raio de giração" (R_g), figura 14, que aumenta à medida que $N^{1/2}$ cresce (KATZ, J, 1992).

$$R_g \approx a N^{1/2} \quad (10)$$

Sendo a o tamanho do monômero.

A densidade do material polimérico com $N = 10^4$ dentro de um cubo com aresta R_g centrado neste objeto muito tênue é, portanto, apenas $4 \times 10^{-4} \text{ g/cm}^3$, logo sua unidade manométrica é muito pequena, isso significa que nenhuma molécula de água está muito longe de uma cadeia polimérica flexível, mesmo em concentrações muito baixas de cadeias (KATZ, J, 1992).

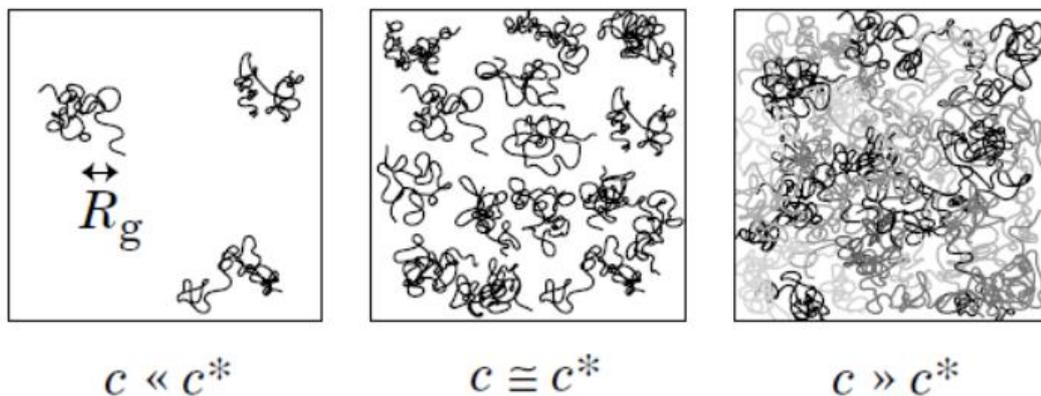
Figura 14: Cadeia polimérica com volume aproximado de uma esfera de raio de giração desta molécula.



Fonte: Adaptada de DIATESTFANI, 2011.

Segundo *Diastefani*, há três regimes de concentração distintos que definem uma solução polimérica. No regime diluído ($c \ll c^*$), as cadeias poliméricas estão suficientemente afastadas, com o raio de giração sendo o parâmetro que predomina na descrição das dimensões macromoleculares. Quando a concentração atinge o ponto que marca a transição para o regime semidiluído ($c \gg c^*$), as cadeias poliméricas começam a se aproximar e interagir. O regime concentrado, por sua vez, é caracterizado pelo considerável entrelaçamento das cadeias poliméricas. Como mostra a figura 15 (DIATESTFANI, 2011).

Figura 15: Regimes de concentração para soluções de polímeros lineares flexíveis, onde é a concentração onde as macromoléculas começam a se tocar.



Fonte: Adaptada de DIATESTFANI, 2011.

Cada cadeia polimérica pode ser comparada a um sensível transponder mecânico, caracterizado por seu próprio conjunto de tempos de relaxamento internos T_s , que reage às tensões geradas pelo movimento do fluido, podendo ser definida por:

$$T_s \approx \frac{\eta_s R_g^3}{k_B T} \sim N^{1.8} \quad (11)$$

Onde: η_s é a viscosidade do solvente.

3.2.2O Efeito dos Polímeros no Fluxo

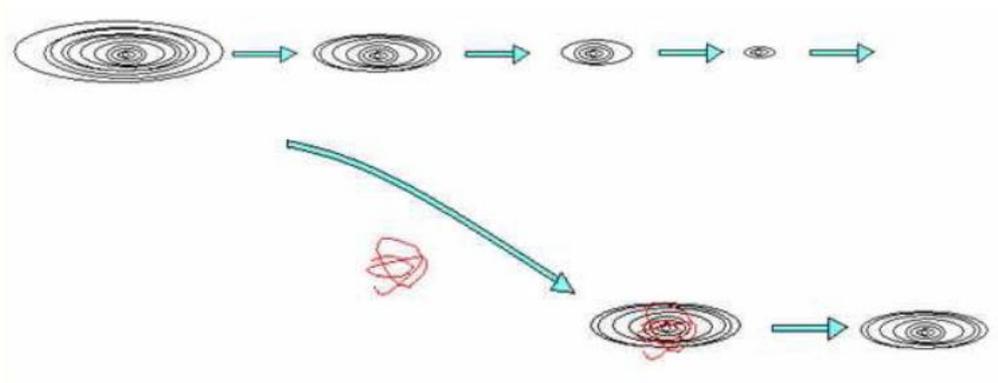
A fundamentação para investigações e implementação do Efeito *Toms*, deriva da busca pela eficiência dos recursos energéticos, principalmente por razões econômicas. Isso é alcançado ao explorar o fenômeno de redução do arrasto induzido por polímeros. O rápido início da diminuição do atrito indica a presença de uma

condição necessária, provavelmente relacionada à macromolécula, que desencadeia o Efeito *Toms*, no fluxo turbulento em questão.

Devido à complexidade de descrever minuciosamente a natureza da turbulência e a acentuada diluição das soluções poliméricas, não existe um modelo ou teoria que seja capaz de fornecer uma explicação definitiva. De maneira geral, as teorias concordam que as moléculas poliméricas têm um impacto na geração, evolução e transporte da turbulência (BIZOTTO 2007).

Uma das abordagens desenvolvidas e notável no estudo da redução de atrito foi proposta por De Gennes e Tabor (1990), denominada como Teoria Elástica da Redução de Atrito. Esta teoria encontra sua origem na interação da cadeia polimérica com os vórtices gerados no fluxo turbulento, estando diretamente relacionada a teoria da cascata de *Kolmogorov*, segundo ela, algumas flutuações podem ocorrer no espaço tridimensional do campo de velocidade, ou seja, são criadas vorticidades, quando um fluido é submetido a um regime de escoamento turbulento, nesse regime ocorre um processo em formato de cascata, no qual vórtices maiores se subdividem em diversos vórtices menores, como pode ser observado na figura 16 (BIZOTTO, 2011; BIZOTTO 2007; DA SILVA, 2009).

Figura 16: Representação esquemática do desenvolvimento de um vórtice e sua interação com a macromolécula (em vermelho), impedindo seu desenvolvimento.



Fonte: Adaptada de DIATESTFANI, 2011.

O ciclo de estiramento-contração da cadeia polimérica influencia a progressão da cascata de vórtices, a qual dissipa a energia cinética do fluido, ao mesmo tempo em que armazena uma fração da energia turbulenta na própria cadeia. Ou seja, os vórtices no fluido causados pela turbulência se desenvolvem em uma espécie de cascata, resultando a dissipação de energia, sem permitir que se proceda todo o caminho da cascata de *Kolmogorov*. A ideia fundamental, encontra-se na noção de

que a ação não linear, responsável pela criação das pequenas escalas de turbulência, se encerra em alguma escala superior à escala de Kolmogorov. Essa escala superior pode resultar em um aumento na espessura da camada limite e, conseqüentemente, levar à redução do atrito (DIATESTFANI, 2011; BIZOTTO, 2011; BIZOTTO 2007).

Neste modelo, parte-se da suposição de que para cada escala espacial r dentro de um fluido sujeito a um fluxo, existe um espectro de flutuações de velocidade $U(r)$ associado a uma frequência específica $((U(r)/r))$. O termo $((U^3(r)/r))$ é representado por uma constante ε que quantifica a taxa de dissipação de energia no fluido por unidade de massa dele. A frequência $((Ur/r))$ pode ser comparada ao inverso do tempo de relaxação do polímero $(1/t)$, que pode ser estimado através do modelo de Rouse (1953) e Zimm (1956) (BIZOTTO, 2011; BIZOTTO 2007).

O modelo de Rouse-Zimm trata da dinâmica de soluções poliméricas diluídas. Segundo Bizotto, este modelo considera que os movimentos dos segmentos poliméricos, representados como esferas rígidas conectadas por molas, são governados por interações hidrodinâmicas. Através desses movimentos, a macromolécula acumula energia elástica, que é posteriormente dissipada como energia viscosa. Esses movimentos sincronizados das submoléculas resultam na formação de um espectro contínuo de tempos de relaxação macromolecular, que corresponde aos modos coordenados das vibrações moleculares. O tempo de relaxação (t_i) para um determinado modo cooperativo da cadeia é calculado através da equação 12:

$$t_i = (M\eta_s[\eta]) / (0,586RTA\lambda_i) \quad (12)$$

sendo M é a massa molar viscosimétrica média, η_s a viscosidade do solvente, $[\eta]$ viscosidade intrínseca da solução polimérica, R é a constante dos gases, T a temperatura da solução e λ_i são os autovalores que estão associados aos modos de vibração coordenados da cadeia polimérica (BIZOTTO, 2011; BIZOTTO 2007).

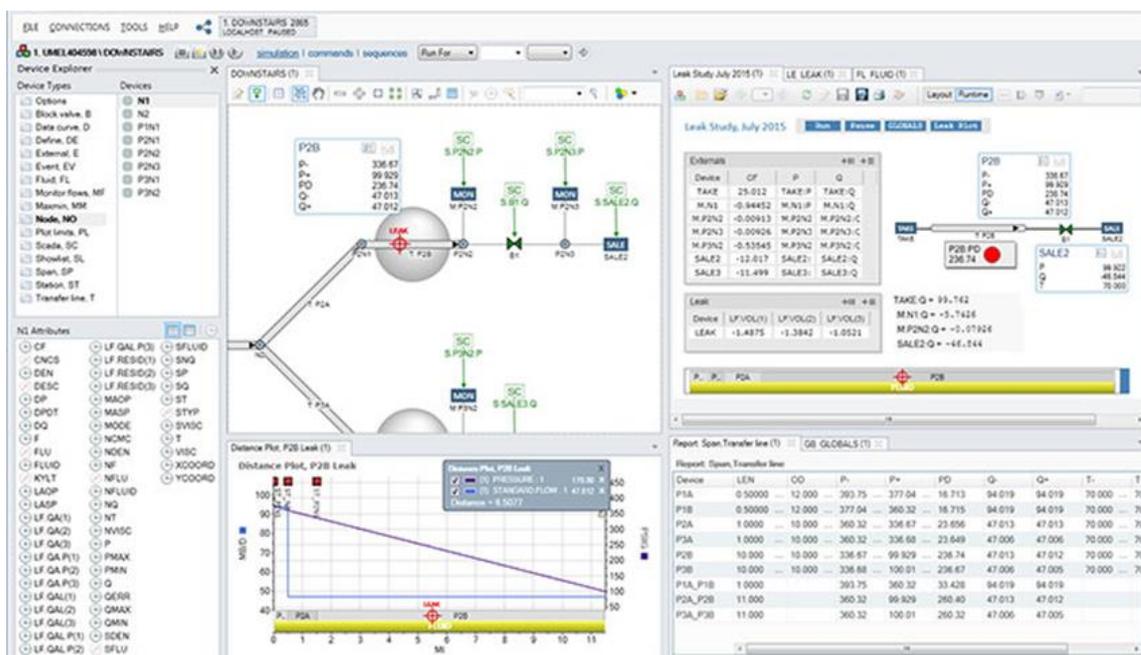
4. DESENVOLVIMENTO DO SISTEMA

Neste capítulo será apresentado o processo de desenvolvimento para as análises do DRA no sistema de oleoduto desenvolvido.

4.1 SINERGY PIPELINE SIMULATOR

O *Synergi Pipeline Simulator* (SPS) oferece uma ampla gama de aplicações para resolver virtualmente qualquer desafio relacionado ao projeto ou operação que envolva a análise das interações transitórias de fluidos e controles em tubulações, seja para líquidos ou gases, como representado na figura 17.

Figura 17: Interface do software Synergi Pipeline Simulator.



Fonte: Adaptada de DIGITAL SOLUTIONS, 2018

Algumas das utilizações mais comuns do SPS englobam:

- Avaliação de procedimentos de inicialização e desligamento;
- Análise da estabilidade operacional;
- Exame de cronogramas de operação de bombas/compressores;
- Investigação da viabilidade econômica de diferentes projetos e estratégias operacionais;
- Projeto de sistemas de alívio de surtos;

- Pausa e reinício de modelos, verificação da integridade do modelo e capacidade de definir sinalizadores para execução automática, reinício ou desligamento para realizar novamente o processo de preparação para atualizações do modelo.

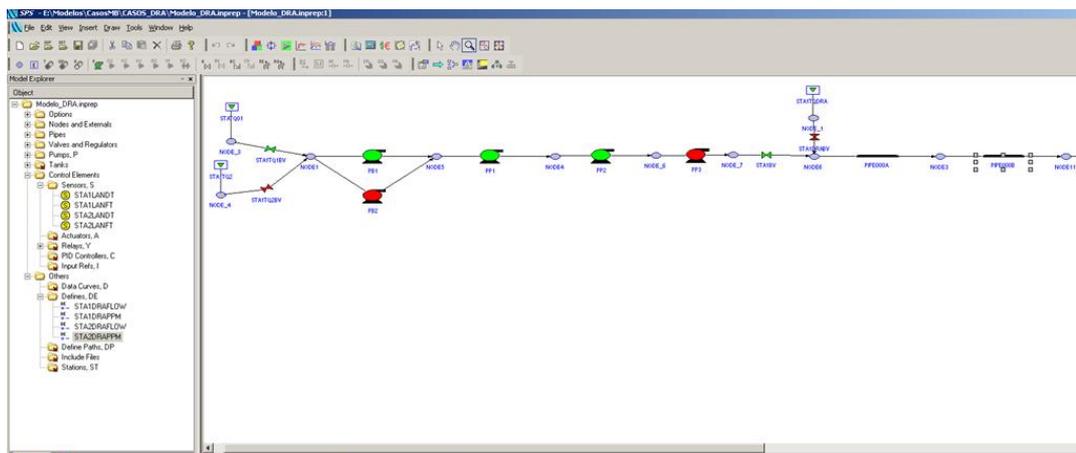
Além das funções acima, existem outras que são abordadas pelo SPS. Essas funções do módulo facilitam a gestão de sistemas preditivos em tempo real e o treinamento de operadores de dutos (ADVANTICA, 2008).

O software opera utilizando um arquivo fundamental denominado INPREP (.INPREP), que engloba todas as informações físicas essenciais do sistema. Em virtude da extensa quantidade de dados requeridos para modelar certos oleodutos, empregam-se arquivos suplementares conhecidos como INCLUDES (.INC) para armazenar conjuntos de informações, como o perfil de elevação dos oleodutos, dados das bombas, terminais e sistemas de alívio. Esses arquivos são incorporados pelo INPREP antes da realização das simulações (ADVANTICA 2008).

4.1.1 Model Builder

Este recurso proporciona uma interface gráfica para a manipulação de modelos do *Synergi Pipeline Simulator*, incluindo uma visualização esquemática, editores de dispositivos e diversas ferramentas de desenho que simplificam o processo de modelagem, como mostra a figura a seguir.

Figura 18: Interface do Model Builder



Fonte: Autoras, 2023.

O *Model Builder* pode ser utilizado como uma ferramenta abrangente que substitui, em grande parte, a tradicional janela de inicialização do SPS.

Alternativamente, pode-se optar por utilizá-lo apenas para criar e manter os modelos, exportando posteriormente os arquivos INPREP para uso na janela de inicialização tradicional. Em ambas as abordagens, as análises serão executadas de maneira consistente, obtendo nos mesmos resultados (ADVANTICA 2008).

Este recurso foi utilizado nesse estudo, com intuito de aprimorar o entendimento dos resultados.

4.2 CARACTERÍSTICA DO SISTEMA

Este sistema é composto por um poliduto de transporte de 32" de diâmetro externo e 360 km de extensão, que liga os terminais de envio ao terminal recebimento, para realizar essa ligação são necessários diversos equipamentos e dispositivos que compõe a instalação para o escoamento. No quadro 2 são apresentadas suas características.

Quadro 2: Características físicas do oleoduto.

Origem	Tanques de Envio
Destino	Tanque de Recebimento
Diâmetro Nominal	32"
Comprimento Desenvolvido do Oleoduto	360 km
Material do Oleoduto	API 5L
Espessuras do Oleoduto	0,562" / 0,344" / 0,562" / 0,344"
Quantidade de segmentos	4

Fonte: Autoras, 2023.

Este poliduto é dividido em 4 segmentos, cada segmento trata-se de uma tubulação conforme descritas na tabela 3.

Tabela 3: Descrição dos seguimentos

Oleoduto / Tubulação	Comprimento (km)	Espessura	PMOA [kgf/cm ²]
PIPE000A	90	0,562"	100,0
PIPE000B	90	0,344"	90,0
PIPE001A	90	0,562"	100,0
PIPE001B	90	0,344"	90,0

Fonte: Autoras, 2023.

Seguindo as premissas definidas e utilizadas nesse sistema, desenvolveu-se a lista abaixo destacando as principais para a exposição. Em anexo consta o código desenvolvido contendo todas as definições de input para esse sistema.

- Todos os produtos são transportados na fase líquida;
- O escoamento é considerado unidimensional, monofásico, em regime transiente e compressível, isotérmico e com os produtos escoando a 20°C;
- Pressão hidrostática inicial no ponto mais elevado é 8,0 kgf/cm²;
- Utilização da correlação de Colebrook para o cálculo do coeficiente de atrito, com rugosidade de 0,0018" (0,04572 mm);
- Pressão e temperatura de referência: 1,033 kgf/cm² e 20°C.
- Custo de energia de bombeio: R\$1,10/kWh;
- Custo de consumo de DRA: R\$10,0/litro.
- Pressão de controle no recebimento para evitar abertura/quebra de coluna (respeitar folga de 2,0 kgf/cm²);

Para essa última premissa, é importante frisar que o fenômeno de abertura/quebra de coluna em tubulações de transporte de líquidos dá-se quando a pressão medida em qualquer ponto do tubo atinge o ponto de pressão em que o líquido se transforma

em vapor. Esse fenômeno pode ocorrer quando o gradiente hidráulico atinge seu ápice, em casos de líquidos com baixa pressão de vapor, e geralmente nos pontos mais elevados do percurso. A parte líquida flui pela parte inferior da tubulação, enquanto a parte gasosa pode ficar empoçada na parte superior, formando bolhas de gás que dificulta ou até impede o fluxo líquido. O gás se dissolve novamente no líquido, se a pressão aumenta além do ponto de vapor. Contudo, se isso acontece rapidamente, a ruptura da bolha de vapor pode causar um grande pico de pressão. Portanto, a operação do duto com coluna cheia é uma das principais premissas do sistema apresentado nesse trabalho. (MATTOS, 1998)

Este poliduto tem como função transportar separadamente cada produto contido nos tanques de envio até o tanque de recebimento. São 4 tipos de fluidos: Diesel, Gasolina, Petróleo Leve e Petróleo Pesado. As características físicas dos produtos foram consideradas diante de uma temperatura de 20°C. As propriedades dos produtos utilizados neste estudo, estão descritas na tabela 4.

Tabela 4: Propriedades dos produtos utilizados

Produto	Massa Específica [kg/m³]	Viscosidade [cP]	Pressão de Vapor [kgf/cm²abs]	Módulo de Bulk [kgf/cm²]
Diesel	875	8,4	1,033	0,0703069
Gasolina	720	0,7		
Petróleo Leve	880	12		
Petróleo Pesado	930	120		

Fonte: Autoras, 2023.

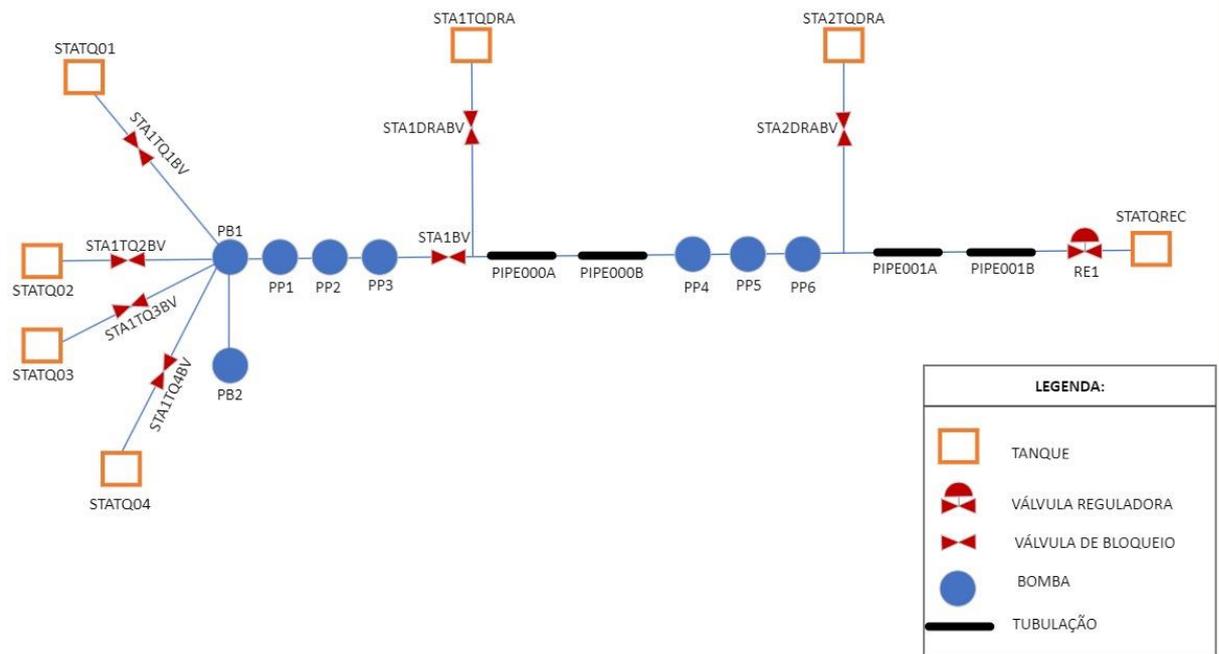
4.3 EQUIPAMENTOS DO MODELO

Nesta seção, serão descritos os principais dispositivos: tanques, bombas e válvulas incorporadas no modelo de simulação. Esses elementos serão organizados

por estação, e será abordada a modelagem dos dutos e linhas internas que constituem integralmente o sistema.

O Fluxograma apresentado na figura 19 mostra o modelo e tudo o que o compõe.

Figura 19: Fluxograma do Modelo



Fonte: Autoras, 2023.

4.3.1 Terminal de Envio e Recebimento

O terminal de envio é composto por 4 tanques de envio, onde cada tanque está destinado a enviar um determinado fluido. O Terminal de recebimento é composto apenas de um tanque de recebimento, que recebe um fluido específico por vez. O quadro 3 descreve as características adotadas na modelagem desses tanques.

Quadro 3: Tanques de Envio e Recebimento

Tanque	Produto	Localização
STATQ01	Petróleo Pesado	Envio
STATQ02	Petróleo Leve	Envio
STATQ03	Gasolina	Envio
STATQ04	Diesel	Envio
STATQREC	-	Recebimento

Fonte: Autoras, 2023.

4.3.2 Tanques de Injeção de DRA

Os tanques de injeção de DRA definidos no quadro 4, são responsáveis pela injeção gradativa de DR na descarga do sistema de bombeio. Adotou-se no estudo cenários com variação de 10 ppm, tendo como condição inicial é de 0 ppm.

Quadro 4: Tanques de Injeção de DRA

Tanque	Localização
STA1TQDRA	Descarga do PP3 - Estação de Envio
STA2TQDRA	Descarga do PP6 - Estação Intermediária

Fonte: Autoras (2023)

Para o funcionamento desses tanques são utilizadas válvulas de bloqueio para interligação entre as linhas internas dos tanques de injeção aos tubos. Foram modeladas as válvulas STA1DRABV e STA2DRABV, que atuam para permitir o envio das concentrações pré-determinadas.

4.3.3 Sistema de Bombeamento

O conjunto principal de bombeamento (estação 1) é formado por duas bombas auxiliares (*boosters*) que foram denominadas PB1 e PB2, posicionadas em paralelo, e três bombas principais PP1, PP2 e PP3 dispostas em série, todas localizadas na estação de envio. Em seguida a estação de bombeio intermediária (estação 2), é composta por três bombas principais PP4, PP5 e PP6, dispostas em série.

Na de sucção, cada tanque de envio possui uma válvula de bloqueio. Na saída da bomba PP3, foi instalada uma válvula de bloqueio e uma válvula de retenção à montante do tanque de recebimento, conforme na figura 18 do *Model Builder*. As características das bombas, das válvulas de bloqueio e da válvula de retenção associadas foram definidas de acordo com as suas especificações no quadro 5.

Quadro 5: Bombas e suas válvulas

Equipamento	Qtd.	Descrição
PB1 PB2	2	- Rotação nominal: 3550 RPM - Potência nominal: 400 HP - Número de estágios: 1 - Tipo: Bomba auxiliar (booster)
PP1 / PP2 PP3 / PP4 PP5 / PP6	6	- Rotação nominal: 3550 RPM - Potência nominal: 3550 HP - Número de estágios: 1 - Tipo: Bomba Principal e Bomba Intermediária
STATQ01BV STATQ02BV STATQ03BV STATQ04BV	4	- Tempo de fechamento: 1 MIN - Fração de abertura: 1 FR - CVO: 10000 GAL/MIN-PSI.5 - Tipo: Válvula de Bloqueio
STA1BV	1	- Tempo de fechamento: 1 MIN - Fração de abertura: 1 FR - CVO: 10000 GAL/MIN-PSI.5 - Tipo: Válvula de Bloqueio
STA1BRABV STA2BRABV	2	- Tempo de fechamento: 1 MIN - Fração de abertura: 1 FR - CVO: 10000 GAL/MIN-PSI.5 - Tipo: Válvula de Bloqueio
RE1	1	- Tempo de fechamento: 0,5 MIN - CVO: 2000 GAL/MIN-PSI.5 - Tipo: Válvula Reguladora de Retenção

Fonte: Autoras, 2023.

4.3.4 Arranjos de Bombeio

A disposição das bombas indica o número de bombas funcionando em cada estação. Por exemplo, o arranjo 1B+1P+1P evidencia o acionamento de uma bomba *booster*, uma bomba principal (na estação 1) e uma bomba intermediária (na estação

2), as demais bombas permanecem desligadas. É importante enfatizar que cada arranjo terá uma vazão máxima diferente.

Para este trabalho, foram usados os seguintes arranjos:

Arranjo 1: 1B+1P+1P;

Arranjo 2: 1B+2P+2P;

Arranjo 3: 2B+3P+3P;

Arranjo 4: 2B+3P+0P.

4.3.5 Análise Econômica

Para calcular o custo de bombeio C_b , utilizou-se a expressão 13:

$Consumo (kWh) = P_c (kW) * tempo de transporte (h)$

$$C_b (R\$) = Consumo (kWh) * Custo Energia (R\$/kWh) \quad (13)$$

Considerando um tempo de transporte: 720 h (30 dias, 24 h)

Potência consumida P_c , de acordo com arranjo definido:

$$P_c = Pot((1 * B) + (1 * P) + (1 * P)) - \text{Arranjo 1} \quad (14)$$

$$P_c = Pot((1 * B) + (2 * P) + (2 * P)) - \text{Arranjo 2} \quad (15)$$

$$P_c = Pot((2 * B) + (3 * P) + (3 * P)) - \text{Arranjo 3} \quad (16)$$

$$P_c = Pot((2 * B) + (3 * P)) - \text{Arranjo 4} \quad (17)$$

Os resultados dessas expressões são na unidade de medida HP .

Volume Mensal V_{tot} :

$$V_{tot} (m^3) = Q(m^3/h) * 24(h) * 30(dias) \quad (18)$$

Sendo a vazão representada por Q .

Resultado em m^3 .

Para calcular o custo de bombeio C_{dra} , utilizou-se a expressão 19:

$$C_{dra} (R\$) = Vazão de Injeção (l/h) * Tempo de injeção (h) * Custo DRA (R\$/litro) \quad (19)$$

Onde o tempo de injeção igual ao tempo de transporte (720 horas).

Custo Específico C_{tot} :

$$C_{tot} \left(\frac{R\$}{m^3} \right) = \frac{C_b(R\$) + C_{dra}(R\$)}{V_{tot} (m^3)} \quad (20)$$

Sendo C_b o custo de bombeio, C_{dra} o custo de DRA e Q_{tot} a vazão mensal movimentada.

Resultado em $R\$/m^3$.

4.3.6 Procedimento de Partida do Duto

Para o início da operação para a qual esta simulação investiga, é necessário indicar algumas etapas, como um procedimento de partida do duto.

- 1) Partindo da condição de oleoduto parado, com a válvula de controle na descarga da bomba fechada;
- 2) Ajustar o *setpoint* da válvula de controle na descarga da bomba até que ocorra o fechamento da coluna de líquido;
- 3) Após estabilização do sistema, ajustar gradativamente o *setpoint* da válvula de controle até se atingir a vazão de regime permanente.

Frisando que ajuste gradativo no *setpoint* de vazão durante o procedimento de partida é relevante, para que o limite de potência nominal do motor não seja ultrapassado

5.RESULTADOS DAS SIMULAÇÕES

Os dados numéricos de pressão máxima em cada ponto do oleoduto, obtidos de todos os cenários simulados, foram transferidos para o Excel, tabelados e anexados a este documento.

Visto que o objetivo central deste trabalho é mostrar como a adição do DRA pode aumentar a eficiência de escoamento de uma instalação de oleoduto, foram realizadas diversas simulações e os seus resultados serão apresentados no decorrer deste capítulo.

A tabela 5 apresenta os dados utilizados no SPS, de acordo com cada produto através de quantidades diferentes de concentração de DRA (% DRA) *versus* a quantidade de partículas por milhão dele (ppm).

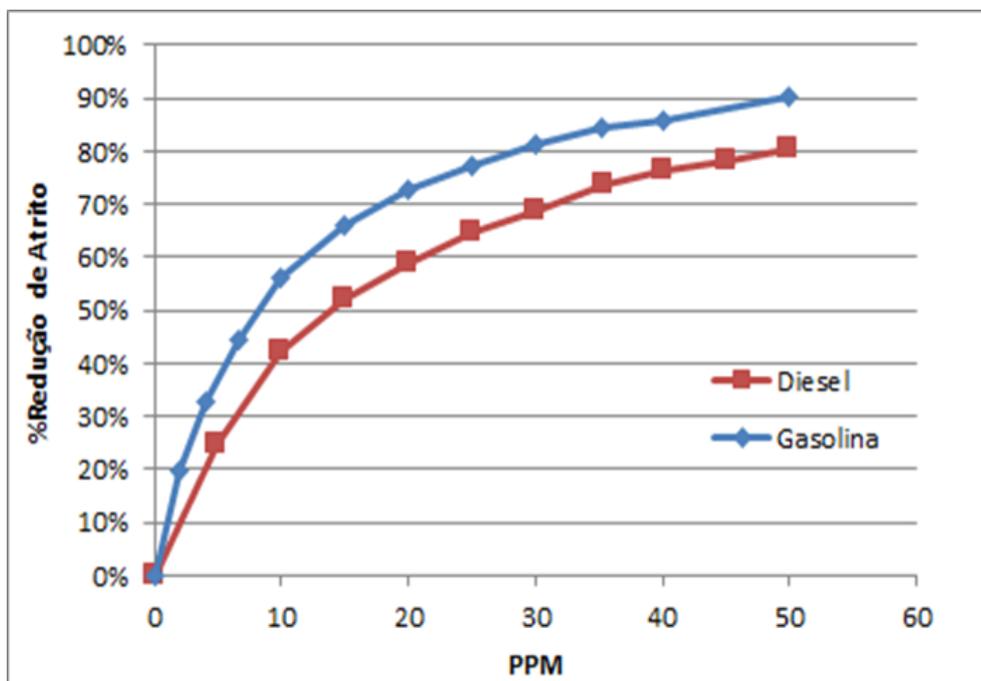
Tabela 5: Concentração versus Partículas por milhão de DRA

Petróleo Pesado		Petróleo Leve		Diesel		Gasolina	
% DRA	PPM	% DRA	PPM	PPM	% DRA	PPM	% DRA
0	0	0	0	0	0	0	0
0,2	10	0,4	10	4,958	25	2,001	20
0,3	20	0,6	20	9,916	42	4,003	33
0,4	40	0,72	40	14,834	52	6,614	45
0,46	60	0,79	60	20,042	59	9,965	56
0,5	80	0,82	80	25	65	15,013	66
0,52	100	0,84	100	29,958	69	20,017	73
-	-	-	-	35,337	74	25,065	77
-	-	-	-	40,084	77	30,026	81
-	-	-	-	45,147	78	35,161	84

Fonte: Autoras, 2023.

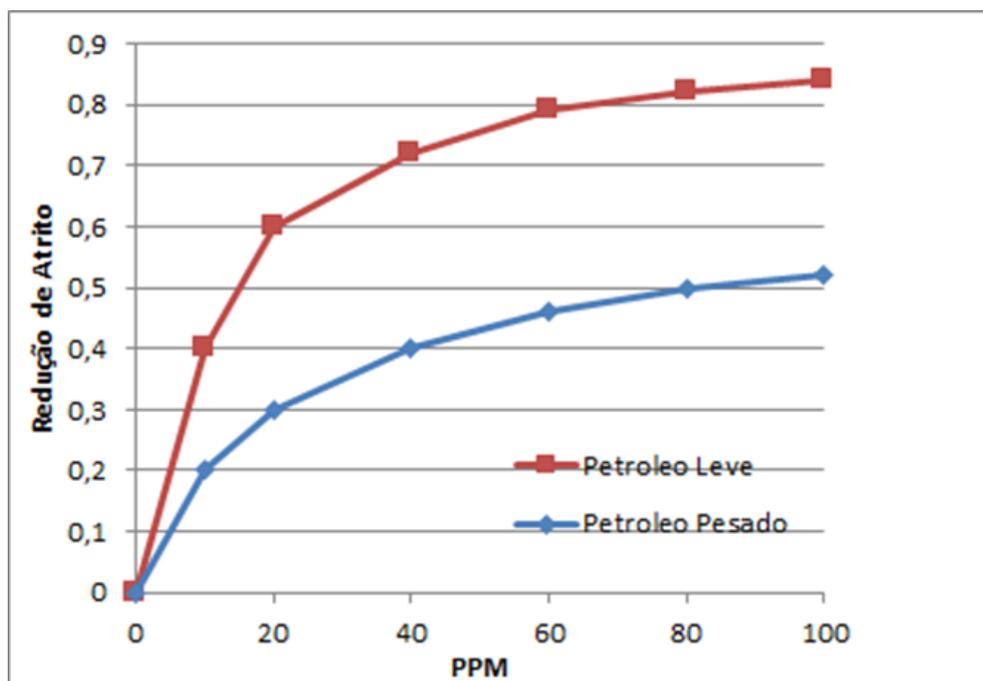
Para guiar a análise com o redutor de atrito, primeiramente foi necessário incorporar a curva típica ao modelo computacional. A Tabela 5 apresentada, foi convertida em curvas e incorporadas ao simulador, onde foi apresentado um resultado similar ao esperado, como mostram os gráficos 1 e 2.

Gráfico 1: Curvas de Produtos Claros, obtida através de análise no Excel



Fonte: Autoras, 2023.

Gráfico 2: Curvas de Petróleo, obtida através de análise no Excel



Fonte: Autoras, 2023.

Os cenários envolvendo o redutor de atrito foram avaliados de maneira progressiva. Realizaram-se simulações introduzindo injeções de DRA em cada um dos tanques de injeção. Isso teve como finalidade reduzir o arranjo de bombas, além dos limites operacionais do duto. Dito que, o aumento da vazão e do volume recebido é uma consequência da redução de atrito ao longo da tubulação.

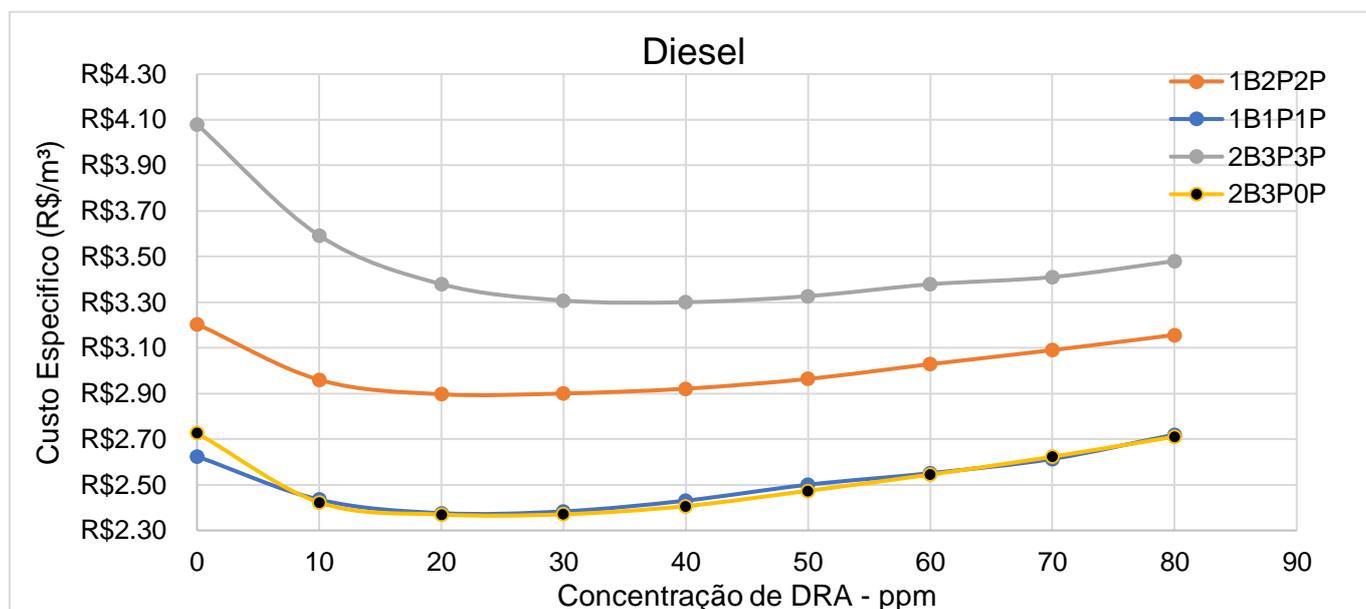
5.1 ARRANJOS OPERACIONAIS

Nesta seção serão expostos os resultados gráficos e os diferentes cenários hipotéticos, para melhor compreensão de suas aplicações.

5.1.1 Arranjos Operacionais – DIESEL

A primeira análise desses arranjos tem o intuito de avaliar o custo específico pela concentração de DRA aplicada a cada ponto, onde temos o seguinte resultado:

Gráfico 3: Custo Específico x Concentração de DRA



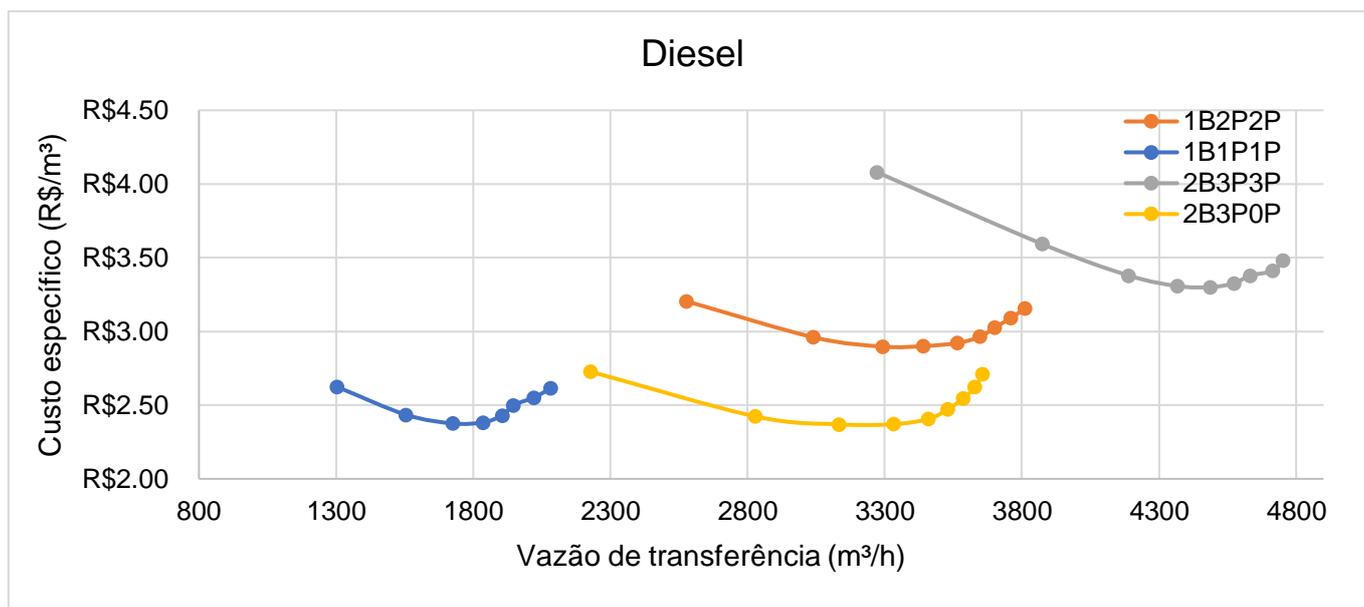
Fonte: Autoras, 2023.

Onde pode-se observar que entre os quatro arranjos, o arranjo 1B1P1P e o 2B3B0P para esse tipo de fluido, apresentam resultados parecidos, porém atendendo a faixas de vazões de transporte diferentes como será apresentado no gráfico 4. Nota-se também que a concentração de injeção 20 ppm fornece o menor custo específico em ambos os arranjos quando comparado com o primeiro ponto da série, sem injeção de DRA.

No gráfico 3, também é importante destacar que no arranjo 2B3P3P, onde todas as bombas estão em funcionamento, o custo torna-se inferior quando aplicado DRA.

Para uma segunda análise, foi avaliado a vazão de transferência no duto pelo custo específico, onde cada ponto representa a concentração de DRA aplicada, conforme mostrado no gráfico 4:

Gráfico 4: Custo Específico x Vazão de Transferência



Fonte: Autoras, 2023.

É possível notar pela análise do Gráfico 4 que a função de vazão de transferência em cada uma das situações investigadas por este trabalho apresenta um ponto de mínimo, que representa um valor de custo mínimo aplicado a uma vazão específica.

No gráfico 2 pode-se analisar que o arranjo com 01 estação com injeção de DRA (2B3P0P) configura-se como melhor arranjo na faixa de vazão de transferência entre 2300 e 3700 m³/h, se for comparado com o arranjo (1B2P2P) que possui 02 estações de bombeio e injeção de DRA.

Para melhor entendimento dessa afirmação será apresentado um cenário fictício de aplicação.

- **Cenário:** Um terminal deseja realizar o transporte de 2.300.000 m³ de diesel em um determinado mês. Qual o arranjo e concentração de DRA a ser utilizado neste caso?

Neste cenário tem-se uma vazão mínima de transporte de 3190 m³/h para atendimento a demanda do terminal.

Para esta situação, onde o preço é o determinante, de acordo com o gráfico 2 o arranjo 2B3P0P atenderia a terminal, pois oferece o menor custo específico (R\$/m³) com atendimento da vazão mínima de transferência (3190 m³/h). Trazendo para valores de custo mensais, define-se a tabela comparativa dos 03 arranjos que atendem a vazão mínima de transporte e apresentando o menor custo específico, como pode-se observar analisando a tabela a seguir:

Para os cálculos desta tabela utilizou-se as equações descritas na seção 4.2.5.

Tabela 6: Resultados para o cenário com diesel

	Arranjo	PPM DRA	Volume transportado (m ³)	Custo total mensal (R\$)	Redução de Custo
1	2B3P3P	0	2.355.973	9.611.002,53	0%
2	1B2P2P	20	2.371.993	6.871.294,24	29%
3	2B3P0P	30	2.399.422	5.688.474,02	42%

Fonte: Autoras, 2023.

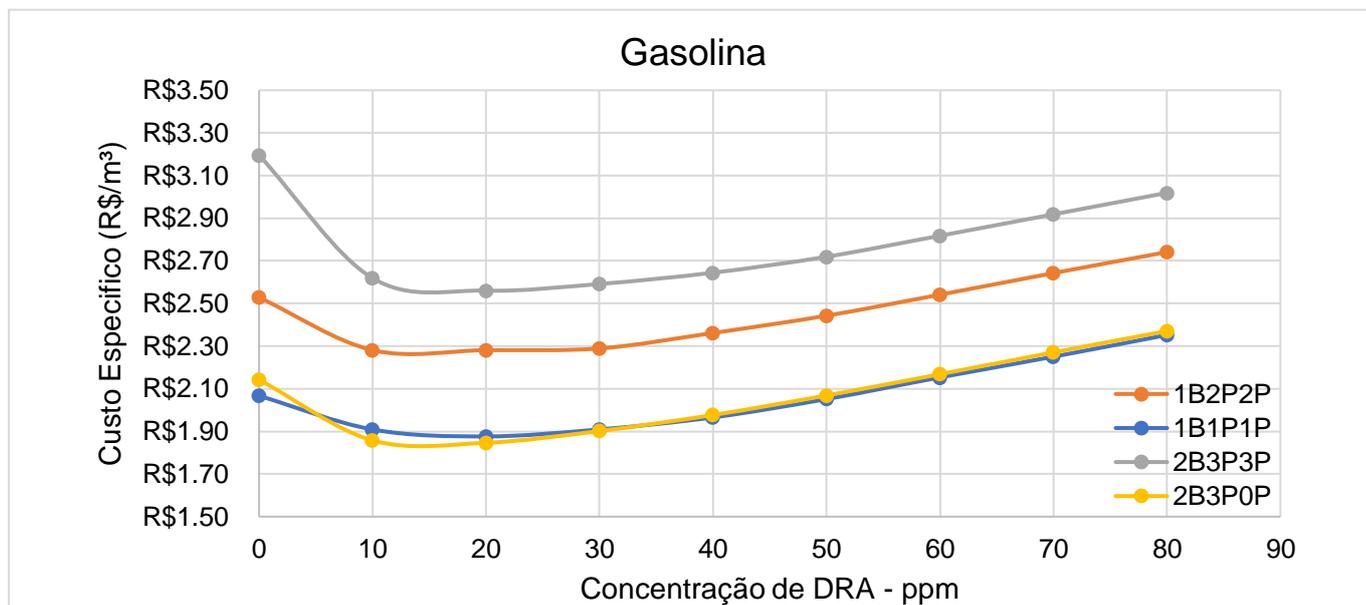
Na tabela 7 é possível ver que a linha 1 (2B3P3P) ilustra o melhor arranjo possível sem DRA e a linha 3 (2B3P0P) o melhor arranjo com aplicação de DRA. Nota-se também uma redução total de custo de 42% em relação ao arranjo (1) sem DRA.

É importante frisar que um dos fatores determinantes para este arranjo ser o mais barato é o fato de que na segunda estação não há bombas funcionando, o que diminui no custo da operação. Portanto, mesmo com essas bombas intermediárias desligadas a vazão do sistema continua sendo maior.

5.1.2 Arranjo Operacional – GASOLINA

Esta análise condiz na avaliação do custo específico pela concentração de DRA aplicada a cada ponto utilizando gasolina, onde obteve-se o seguinte resultado:

Gráfico 5: Custo Específico x Concentração de DRA



Fonte: Autoras, 2023.

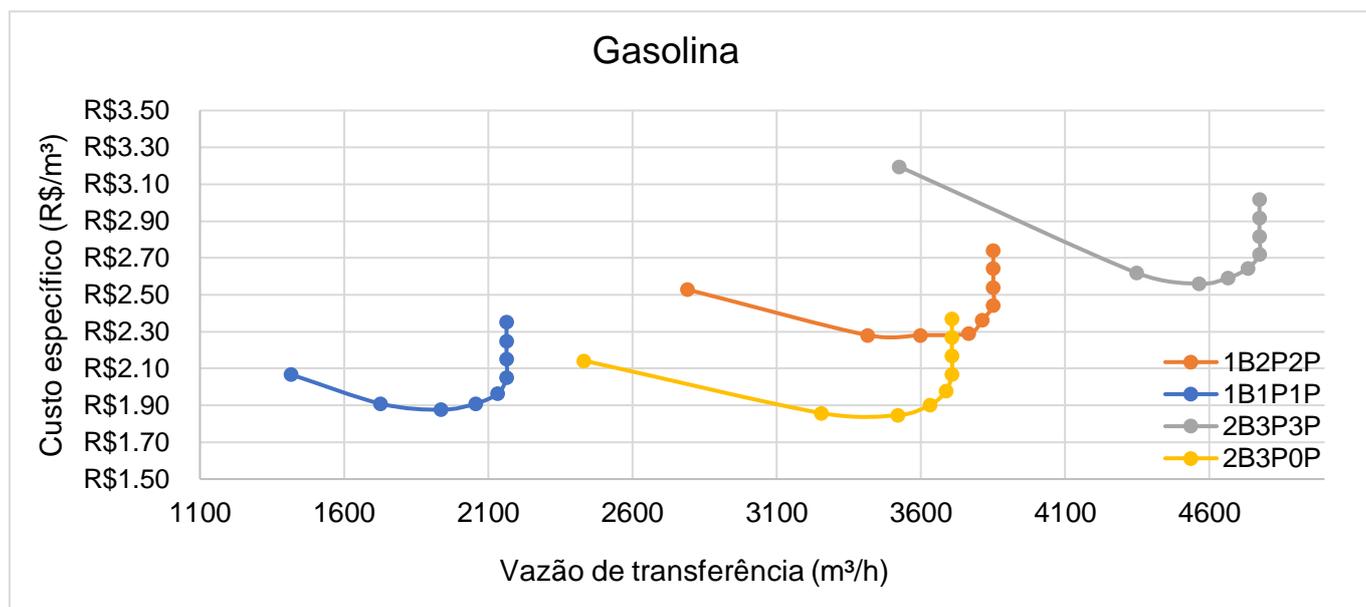
Analogamente aos arranjos com Diesel, observou-se que os arranjos 1B1P1P e 2B3B0P possuem custos específicos próximos, contudo com faixas de vazão de transporte distintas. O arranjo 2B3P0P destaca-se pelo menor custo específico na faixa de concentração de 10 a 20 ppm.

De uma forma geral em todos os arranjos, a injeção de 20 ppm traz um resultado de menor custo específico para o sistema analisado a partir desta concentração, o valor já começa a aumentar, onde nos 3 arranjos (2B3P0P; 1B1P1P e 1B2P2P) é notório que a partir do ponto de 50 ppm o custo fica maior com DRA do que sem.

Ressaltando novamente o arranjo 2B3P3P, onde é perceptível que para qualquer vazão de injeção de DRA o custo de transporte é inferior ao bombeio sem redutor.

Para uma segunda análise foi avaliada a vazão de transferência no duto pelo custo específico, onde cada ponto representa a concentração de DRA aplicada, conforme o gráfico 6:

Gráfico 6: Custo Específico x Vazão de Transferência



Fonte: Autoras (2023)

Com o gráfico 6, fez-se uma análise muito semelhante a que foi realizada para o diesel, onde o arranjo 2B3P0P é o que nos retorna um melhor desempenho para alcançar maior vazão de transferência sobre um menor custo específico.

Além disso, é evidente que em todos os arranjos de bombeio a gasolina tem um comportamento parecido em determinado ponto de injeção de DRA, a partir de 50 PPM de concentração de DRA injetado a vazão de transferência do fluido tem uma variação muito pequena. Assim, injetar DRA a partir desse ponto não influencia significativamente em sua vazão, apenas aumenta o custo de transferência.

Realizando uma análise de cenários na gasolina assim como foi feita no diesel, para uma melhor compreensão de situações de possível aplicação do estudo, apresenta-se o seguinte cenário:

- **Cenário:** Um terminal deseja dobrar a sua capacidade atual de 1.600.000 m³/mês de petróleo leve. Qual o arranjo para atendimento a esta demanda? Neste caso o custo para a transferência não é determinante.

Para dobrar a capacidade atual, é necessário movimentar 3.200.000 m³/mês, ou seja, uma vazão mínima de transferência média (4444 m³/h).

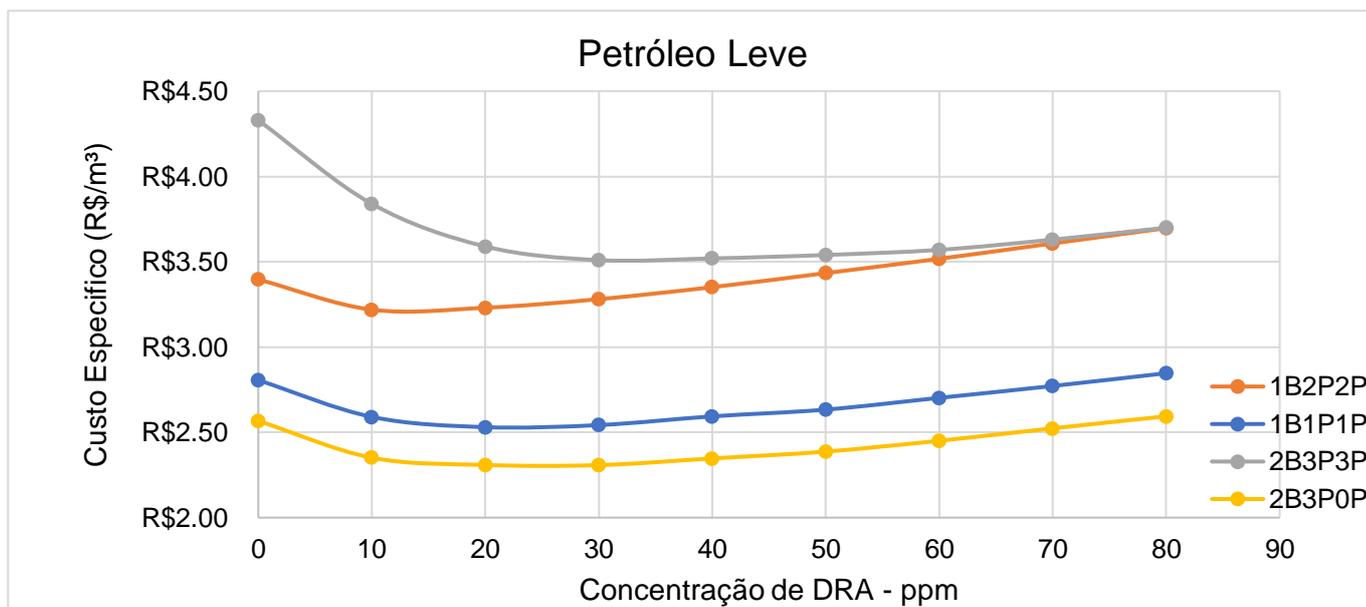
Este cenário somente é viável com utilização de DRA, pode-se observar no gráfico 4 que o arranjo 2B3P3P oferece a vazão mínima esperada a partir da injeção de 10

PPM de DRA. A partir dessa concentração de DRA já é possível obter maiores vazões de transferências com atendimento a demanda. Seguindo a análise, a faixa de concentração de 10 a 50 PPM promove as vazões de 4349 a 4734 m³/h, onde a cada 10 PPM injetado a vazão de transferência possui uma variação satisfatória. Como sugestão, a concentração de 20 PPM (4565 m³/h) é a concentração que consegue alcançar o objetivo de dobrar a capacidade.

5.1.3 Arranjo Operacional – PETRÓLEO LEVE

Para esta análise, o petróleo leve foi utilizado com objetivo de avaliar o custo específico pela concentração de DRA aplicada a cada ponto, onde adquiriu-se os resultados a seguir:

Gráfico 7: Custo Específico x Concentração de DRA.

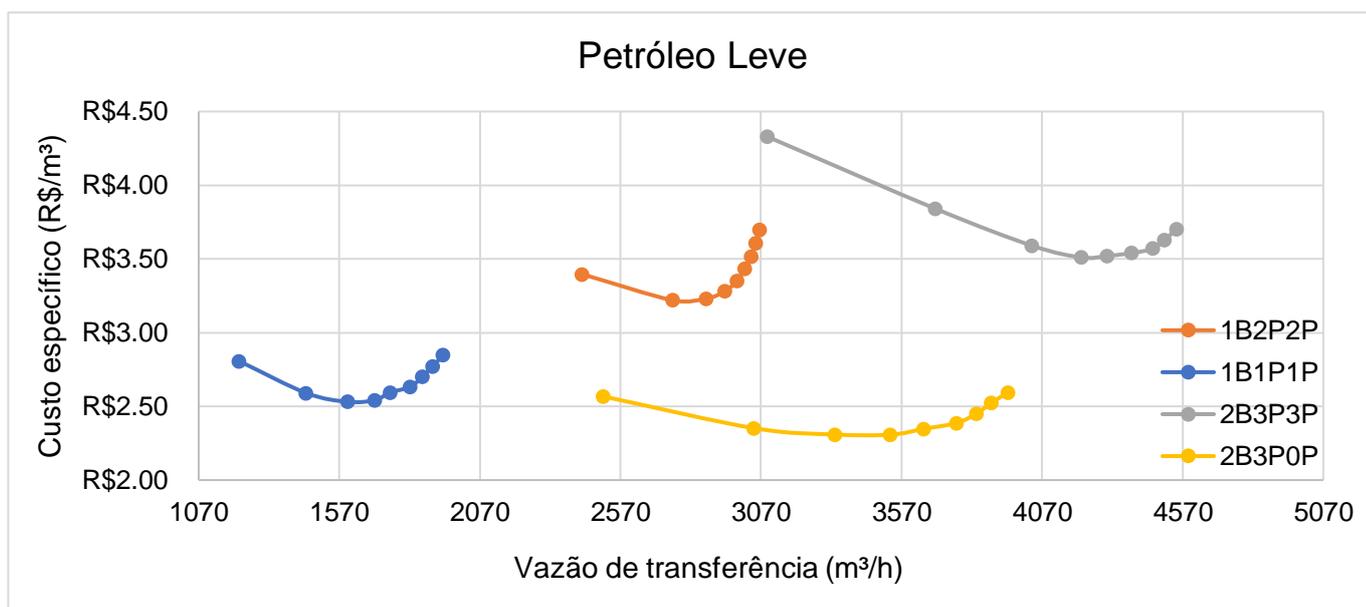


Fonte: Autoras (2023)

Para o fluido petróleo leve, é mais visível do que para os produtos apresentados anteriormente. O arranjo 2B3P0P é o que tem o menor custo de transferência comparado aos demais arranjos em todas as aplicações de DRA.

Assim como nos demais fluidos, no arranjo 2B3P3P é possível perceber que aplicação de DRA em qualquer concentração, diminui significativamente o custo de transferência do sistema.

Gráfico 8: Custo Específico x Vazão de Transferência



Fonte: Autoras (2023)

Nessa análise, o arranjo 2B3P0P é o que retorna um melhor resultado para o projeto, pois apresenta o menor custo específico, assim como apresentado nos outros fluidos. É importante notar que para este arranjo citado utilizando petróleo leve, as bombas da estação 2 estão desligadas e este arranjo o que mais se aproxima do arranjo 2B3P3P retornando a maior vazão do sistema com todas as suas bombas ativadas.

Para apresentar uma análise mais completa e melhor compreensão dos resultados, assim como nos demais fluidos apresentados, tem-se o seguinte cenário fictício:

- **Cenário:** Um terminal deseja realizar o transporte de 2.200.000 m³ de petróleo pesado em um determinado mês. Qual o arranjo e concentração de DRA a ser utilizado neste caso?

Para esta situação, onde o preço é o determinante, o arranjo 2B3P0P atenderia a as expectativas do terminal, pois apresenta uma maior vazão com o menor custo específico injetando apenas 20 ppm de DRA. Caso o custo não fosse o determinante, o arranjo 2B3P3P também atenderia o terminal sem a injeção de DRA, atingindo sua o volume solicitado sem a adição de DRA, como mostrado na tabela 7.

Tabela 7: Comparação dos arranjos para correspondem ao cenário

Arranjo		PPM DRA	Volume transportado (m³)	Custo total mensal (R\$)	Redução de Custo
1	2B3P3P	0	2.226.115	9.639.224,68	0%
2	1B2P2P	80	2.207.130	6.396.322,21	34%
3	2B3P0P	20	2.400.066	5.058.964,30	48%

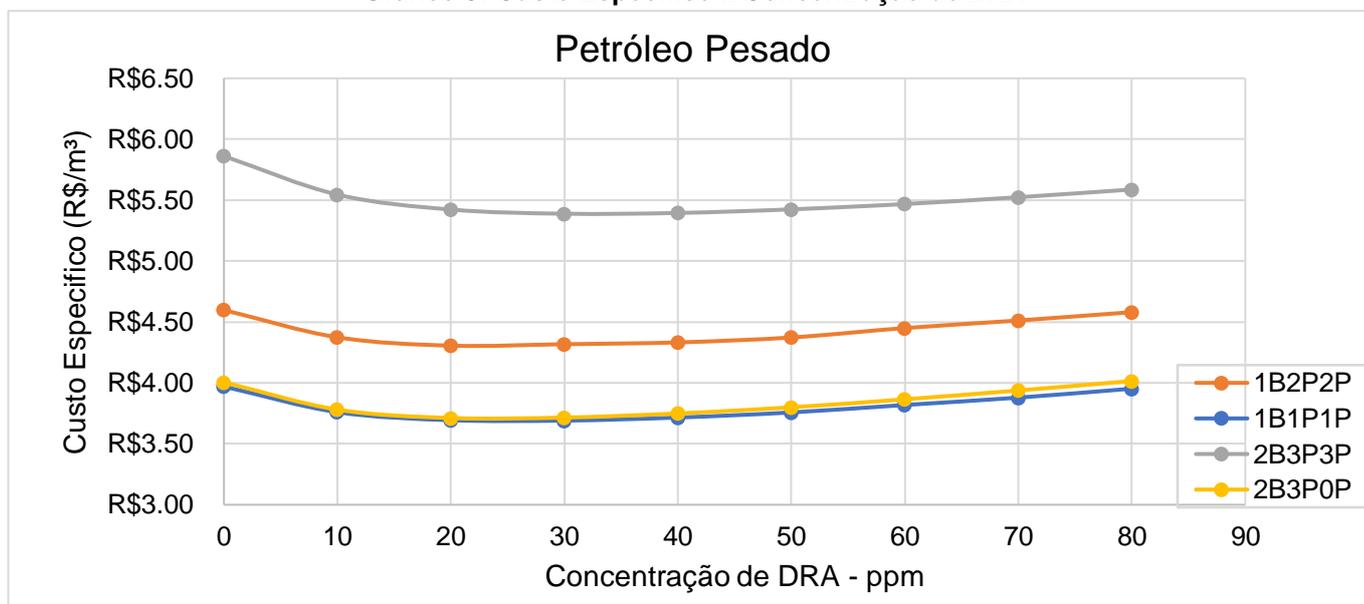
Fonte: Autoras, 2023.

Na tabela 7 nota-se que a linha 1 (2B3P3P) ilustra o melhor arranjo possível sem DRA e a linha 3 (2B3P0P) o melhor arranjo com aplicação de DRA, ressaltando a redução total de custo de 48% em relação ao arranjo 1 sem DRA.

5.1.4 Arranjo Operacional – PETRÓLEO PESADO

Para esta análise, o petróleo pesado (cru) foi utilizado com finalidade de avaliar o custo específico pela concentração de DRA aplicada a cada ponto, onde adquiriu-se os resultados apresentados a seguir.

Gráfico 9: Custo Específico x Concentração de DRA

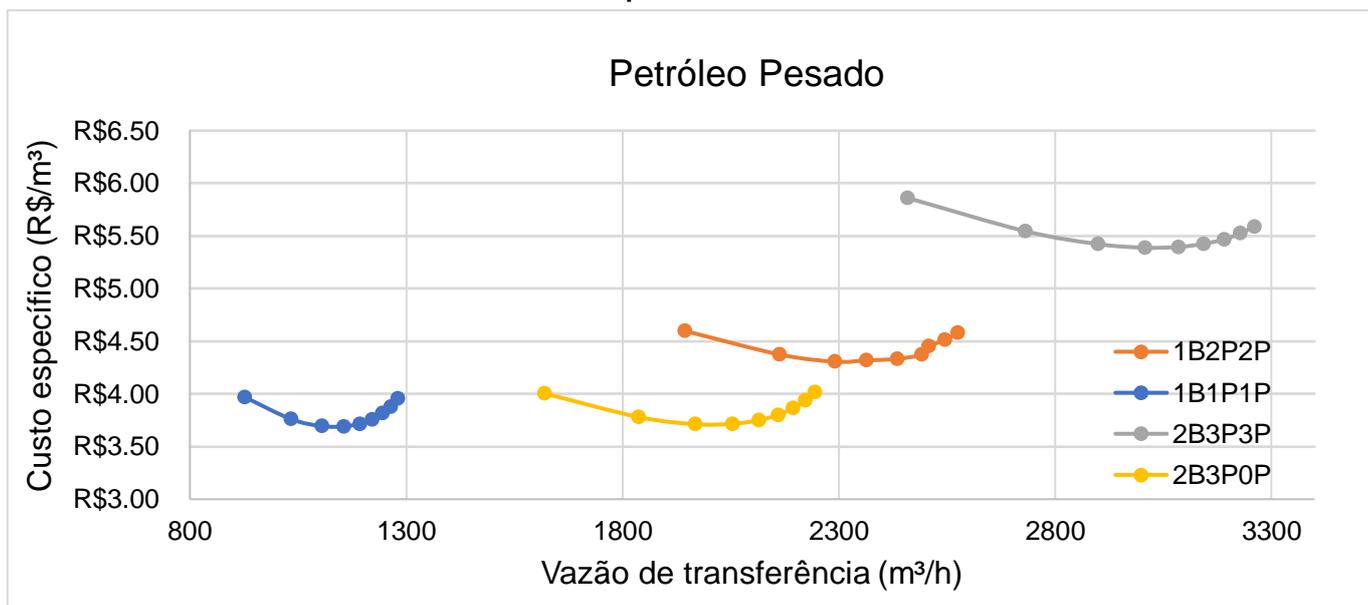


Fonte: Autoras, 2023.

Onde é possível observar que os quatro arranjos (1B1P1P, 1B2P2P, 2B3P3P, 2B3P0P) para esse tipo de fluido, apresentam resultados similares entregando ao

terminal de recebimento a mesma vazão. Sendo que os arranjos 1B1P1P e 2B3P0P se destacam por terem um menor custo específico devido a estação intermediária encontrar-se desligada, o custo entre eles são similares, mas o menor é com arranjo 1B1P1P. Comparado aos outros arranjos (1B2P2P e 2B3P3P), esses citados anteriormente entregam a mesma vazão, porém por um custo significativamente mais baixo.

Gráfico 10: Custo Específico x Vazão de Transferência



Fonte: Autoras, 2023.

Com o gráfico 10, fez-se uma análise muito semelhante as que foram realizadas anteriormente para os produtos claros (diesel e gasolina) e petróleo leve, onde o arranjo 2B3P0P é o que nos retorna melhor performance para atingir a maior vazão de transferência sobre um menor custo específico. Desde que seja injetado na tubulação de 10 a 30 ppm de redutor de atrito (DRA).

Além disso, é notório que o arranjo que possui todas as bombas ativadas, o 2B3P3P, é o arranjo que entrega a maior vazão do sistema, desde que seja injetado no duto uma quantidade de DRA entre 10 e 30 ppm. Após 30 ppm, não há ganhos consideráveis de vazão, pelo contrário, trata-se de um gasto financeiro com DRA sem o retorno esperado. Importante enfatizar que esse arranjo é o mais caro apresentado, para esse tipo de fluido.

Para apresentar uma crítica mais íntegra e melhor compreensão dos resultados obtidos, assim como nos demais fluidos apresentados, tem-se o seguinte cenário fictício:

- **Cenário:** Um terminal deseja atingir a capacidade de 1.600.000 m³/mês de petróleo pesado. Qual o arranjo para atendimento a esta demanda? Neste caso o custo para a transferência é determinante.

No gráfico 10 nota-se que os 3 arranjos (1B2P2P; 2B3P3P e 2B3P0P) entregam o retorno esperado por esse terminal, porém como o parâmetro é custo, é possível observar que o arranjo 2B3P0P quando injetado 70 PPM de DRA, atinge o resultado esperado pelo cliente, pois possui o menor custo específico de operação.

Na tabela 8 pode-se analisar que as linhas 1 e 2 ilustram os arranjos que também alcançam a capacidade solicitada com pouca aplicação de DRA, porém com o custo mais elevado, porém com a linha 3 o melhor arranjo com aplicação de DRA com a redução total de custo de 50% em relação ao arranjo (1) sem DRA.

Tabela 8: Comparação dos cenários que possuem interseção.

Arranjo	PPM DRA	Volume transportado (m ³)	Custo total mensal (R\$)	Redução de Custo	
1	2B3P3P	0	1770062	10.374.530,06	0%
2	1B2P2P	20	1649683	R\$ 6.772.062,50	35%
3	2B3P0P	70	1600044	R\$ 5.177.684,41	50%

Fonte: Autoras, 2023.

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

Este trabalho apresenta como a injeção de Agentes Redutores de Atrito pode impactar diretamente em diversos fatores de projeto e de operação em instalações industriais de escoamento de fluidos viscosos com o propósito de analisar os aspectos econômicos envolvidos, como: a redução de custos de operação e aumento de vazão sem a necessidade de mudanças estruturais no sistema.

Foi verificado a partir da análise deste trabalho com auxílio de um simulador, que com o arranjo e concentrações de redutor adequados é possível otimizar diferentes sistemas de transporte reduzindo custos operacionais nesse tipo de instalação em percentuais consideráveis de acordo com as características dos fluidos.

Além disso, foi possível concluir que há um limite para o incremento de eficiência devido à injeção de DRA, o que define que acima de determinado valor de injeção, o ganho na vazão de transferência tende a não ser significativa, o que é mais claramente visto no caso da Gasolina, onde em todos os arranjos analisados ocorre um aumento notável a partir de 50 PPM de DRA.

Uma análise adicional revela que, dentre os fluidos analisados, o arranjo 2B3P0P representa maior vantagem na redução de custos e o arranjo (2B3P3P), com todas as bombas ligadas, demonstra uma melhora significativa exclusivamente quando aplicado a injeção de DRA. Independentemente da concentração utilizada, essa estratégia resulta na obtenção da maior vazão, o que significa um aumento significativo da capacidade de transporte do sistema.

Como sugestão para trabalhos futuros, pode ser seguida uma outra linha de pesquisa com a metodologia proposta, é a sua aplicação em sistemas que tiveram a pressão máxima operacional reduzida devida a corrosão ou outro fator que afete a integridade do duto. Nestes casos adota-se o redutor para redução do gradiente de pressão com manutenção da capacidade original. Porém, é importante frisar que a principal desvantagem do DRA é sua destruição ao passar pelas bombas e isso precisa ser considerado.

REFERÊNCIAS

- ADVANTICA. **Stoner Pipeline Simulator (SPS) 9.7 Help and Reference**. Mechanicsburg, 2008.
- BARRETO, Claudio Veloso; PIRES, Luís Fernando Gonçalves, Alves; AZEVEDO, Luís Fernando Alzuguir. **Optimization of pump energy consumption in oil pipelines**. In: International Pipeline Conference. 2004. p. 23-27
- BIZOTTO, V. C.; SABADINI, Edvaldo. **Redução de atrito hidrodinâmico por agentes poliméricos e a cinética de degradação molecular**. 4^o PDPETRO, Campinas, SP, 2007.
- BIZOTTO, Vanessa C.; ALKSCHBIRS, Melissa I.; SABADINI, Edvaldo. **Uma revisão sobre o efeito Toms: o fenômeno onde macromoléculas atenuam a turbulência em um líquido**. Química Nova, v. 34, p. 658-664, 2011.
- CARVALHO, Livia; FONSECA, Victor. **Bombeamento de Fluidos**. São Paulo, 2019.
- DESTEFANI, Thaís Cristina. **Redução de atrito no escoamento de óleo diesel**. 2011. Tese de Doutorado. [sn].
- DIGITAL SOLUTIONS. **Synergi™ Pipeline Simulator - Transient flow simulation for both liquid and gas pipelines**. Oslo - Noruega, 2018.
- FOX, R. W., MCDONALD, A. T. **Introdução a Mecânica dos Fluidos**. LTC, 2001, 504p.
- FREIRE, José Luiz (org.). **Engenharia de Dutos**. Rio de Janeiro: Abcm, 2009
- GONÇALVES, Fernando dos Santos. **Petróleo e combustíveis industriais: mercado e aplicações**. 2010.
- HIBBELER, Russell Charles. **Mecânica dos fluidos**. 2016.
- HINKEBEIN, T. E. **An analysis of drag reducing agents for use at the strategic petroleum reserve site at West Hackrerry**, Louisiana. SPR Geothermal Division, Sandia National Laboratories, Albuquerque, NM. Projects SAND85-0045 and SAND85-2027, 1985.
- HUIJER, Keisha. **Federação Internacional de Poluição de Proprietários de Petroleiros (ITOPF)**, Londres, 2005.
- JUSTI, André Luiz. **Efeito do uso de polímero redutor de atrito no escoamento forçado de água e de vinhaça**. 2012.
- KATZ, J. **Drag Reduction by Polymer Additives**. JSR, v. 89, p. 720, Washington, 1992.

MATTOS E. E.; FALCO R. **Bombas Industriais**. Rio de Janeiro, RJ, Editora Interciência, 1998.

MARTÍN, Erich Martínez, Margarita Piedra Díaz, and Annamaris Olmo Velázquez. **"Emprego de emulsiones con soluciones de tensoactivo para el transporte de sustancias de elevada viscosidad."** Revista cubana de ingeniería 6.1 (2015).

MONTEIRO, Luciana Loureiro da Silva. **Apostila de Mecânica dos Fluidos**, Centro Federal de Educação Tecnológica - CEFET/RJ. Rio de Janeiro – RJ, 2023.

MUNSON, Bruce R.; YOUNG, Donald F.; OKIISHI, Theodore H. **Fundamentos da mecânica dos fluidos**. Editora Blucher, 2004.

NETO, Afonso Avelino Dantas; GURGEL, Alexandre. **Refino de petróleo e petroquímica**. Natal: UFRN, 2014.

QUEIROZ, Luiz Paulo de Oliveira. **Estudo da redução de arrasto induzido por polímeros em escoamentos internos turbulentos em dutos**. 2016. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal do Rio Grande do Norte.

RAEI, Behrouz. **The effect of polymeric drag reducing agent on pressure drop reduction in circular pipes: Experimental and statistical investigation**. Journal of the Indian Chemical Society, v. 100, n. 3, p. 100905, 2023.

The Engineering ToolBox (2004). **Liquids - Densities**. Available at: https://www.engineeringtoolbox.com/liquids-densities-d_743.html. Acesso em: 29/09/2023.

USP, Escola Politécnica da Universidade de São Paulo – Departamento de Engenharia Mecânica. **Perdas de carga distribuída e localizada em escoamento turbulento**. São Paulo, 2015. Disponível em: https://edisciplinas.usp.br/pluginfile.php/3494380/mod_resource/content/1/Exp.%20Sub%203222_2017.pdf. Acesso em: 11/09/2023.

VIRK, Preetinder S. **Drag reduction fundamentals**. AIChE Journal, v. 21, n. 4, p. 625-656, 1975.

WILLEMSSENS, Eric. AZEVEDO, Luís Fernando A. **Estudo de redução de arraste no escoamento turbulento de água em duto quadrado ranhurado**. Departamento de Engenharia Mecânica-PUC-Rio Relatório Anual PIBIC, 2013.

ANEXO

Tabelas de resultados obtidos a partir da simulação.

Tabela 9: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada - DÍESEL

Arranjo_1B 1P 1P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	2237874	2372225	2456392	2505220	2534877	2552155	2582116	2606505	2600578
Volume Mensal Movimentado - (m³)	938050	1118946	1243427	1322268	1372282	1402071	1455003	1499264	1488386
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 2.461.661,24	R\$ 2.609.447,45	R\$ 2.702.031,39	R\$ 2.755.741,82	R\$ 2.788.364,48	R\$ 2.807.370,40	R\$ 2.840.327,34	R\$ 2.867.155,09	R\$ 2.860.635,52
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 115.200,00	R\$ 252.000,00	R\$ 396.000,00	R\$ 547.200,00	R\$ 698.400,00	R\$ 871.200,00	R\$ 1.051.200,00	R\$ 1.188.000,00
Vazão de Transferência (m³/h)	1303	1554	1727	1836	1906	1947	2021	2082	2067
Custo Especifico - (R\$/m³)	R\$ 2,62	R\$ 2,44	R\$ 2,38	R\$ 2,38	R\$ 2,43	R\$ 2,50	R\$ 2,55	R\$ 2,61	R\$ 2,72
Arranjo_1B 2P 2P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	5406603	5694569	5814631	5859529	5880917	5886621	5887047	5884516	5879629
Volume Mensal Movimentado - (m³)	1856103	2189075	2371993	2478031	2566951	2626676	2665948	2707354	2744524
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 5.947.263,17	R\$ 6.264.026,11	R\$ 6.396.094,24	R\$ 6.445.481,51	R\$ 6.469.009,02	R\$ 6.475.283,50	R\$ 6.475.751,25	R\$ 6.472.967,19	R\$ 6.467.592,19
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 216.000,00	R\$ 475.200,00	R\$ 741.600,00	R\$ 1.029.600,00	R\$ 1.310.400,00	R\$ 1.598.400,00	R\$ 1.893.600,00	R\$ 2.196.000,00
Vazão de Transferência (m³/h)	2578	3040	3294	3442	3565	3648	3703	3760	3812
Custo Especifico - (R\$/m³)	R\$ 3,20	R\$ 2,96	R\$ 2,90	R\$ 2,90	R\$ 2,92	R\$ 2,96	R\$ 3,03	R\$ 3,09	R\$ 3,16
Arranjo_2B 3P 3P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	8737275	8855623	8716064	8598570	8521049	8462819	8424266	8365552	8338798
Volume Mensal Movimentado - (m³)	2355973	2789472	3015862	3144701	3230530	3293843	3334962	3394864	3421477
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 9.611.002,53	R\$ 9.741.185,48	R\$ 9.587.669,92	R\$ 9.458.426,60	R\$ 9.373.154,22	R\$ 9.309.101,31	R\$ 9.266.692,49	R\$ 9.202.106,86	R\$ 9.172.678,13
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 280.800,00	R\$ 604.800,00	R\$ 943.200,00	R\$ 1.288.800,00	R\$ 1.648.800,00	R\$ 2.001.600,00	R\$ 2.376.000,00	R\$ 2.736.000,00
Vazão de Transferência (m³/h)	3272	3874	4189	4368	4487	4575	4632	4715	4752
Custo Especifico - (R\$/m³)	R\$ 4,08	R\$ 3,59	R\$ 3,38	R\$ 3,31	R\$ 3,30	R\$ 3,33	R\$ 3,38	R\$ 3,41	R\$ 3,48
Arranjo_2B 3P 0P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	3976940	4303720	4446954	4516795	4547596	4559500	4565961	4569450	4570988
Volume Mensal Movimentado - (m³)	1604538	2037036	2255701	2399422	2491464	2542667	2582097	2613392	2633036
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 4.374.633,71	R\$ 4.734.091,91	R\$ 4.891.648,91	R\$ 4.968.474,02	R\$ 5.002.355,83	R\$ 5.015.449,90	R\$ 5.022.557,11	R\$ 5.026.395,38	R\$ 5.028.086,85
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 201.600,00	R\$ 453.600,00	R\$ 720.000,00	R\$ 993.600,00	R\$ 1.274.400,00	R\$ 1.548.000,00	R\$ 1.828.800,00	R\$ 2.109.600,00
Vazão de Transferência (m³/h)	2229	2829	3133	3333	3460	3531	3586	3630	3657
Custo Especifico - (R\$/m³)	R\$ 2,73	R\$ 2,42	R\$ 2,37	R\$ 2,37	R\$ 2,41	R\$ 2,47	R\$ 2,54	R\$ 2,62	R\$ 2,71

Fonte: Autoras (2023)

Tabela 10: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada - GASOLINA

1B 1P 1P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	1916354	2046615	2122428	2162828	2188109	2197561	2197567	2197567	2197558
Volume Mensal Movimentado - (m³)	1019913	1243446	1393904	1479947	1535955	1557348	1557363	1557375	1557382
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 2.107.989,69	R\$ 2.251.276,75	R\$ 2.334.670,45	R\$ 2.379.110,32	R\$ 2.406.920,23	R\$ 2.417.317,05	R\$ 2.417.324,14	R\$ 2.417.323,55	R\$ 2.417.314,10
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 122.400,00	R\$ 280.800,00	R\$ 446.400,00	R\$ 612.000,00	R\$ 777.600,00	R\$ 936.000,00	R\$ 1.087.200,00	R\$ 1.245.600,00
Vazão de Transferência (m³/h)	1417	1727	1936	2055	2133	2163	2163	2163	2163
Custo Específico - (R\$/m³)	R\$ 2,07	R\$ 1,91	R\$ 1,88	R\$ 1,91	R\$ 1,97	R\$ 2,05	R\$ 2,15	R\$ 2,25	R\$ 2,35
1B 2P 2P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	4618427	4875900	4901833	4901610	4897907	4893503	4893512	4893519	4893527
Volume Mensal Movimentado - (m³)	2009500	2458763	2591172	2710778	2744788	2772680	2772703	2772726	2772749
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 5.080.269,41	R\$ 5.363.489,54	R\$ 5.392.016,43	R\$ 5.391.771,33	R\$ 5.387.697,41	R\$ 5.382.853,36	R\$ 5.382.862,81	R\$ 5.382.870,49	R\$ 5.382.879,94
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 244.800,00	R\$ 518.400,00	R\$ 813.600,00	R\$ 1.094.400,00	R\$ 1.389.600,00	R\$ 1.663.200,00	R\$ 1.944.000,00	R\$ 2.217.600,00
Vazão de Transferência (m³/h)	2791	3415	3599	3765	3812	3851	3851	3851	3851
Custo Específico - (R\$/m³)	R\$ 2,53	R\$ 2,28	R\$ 2,28	R\$ 2,29	R\$ 2,36	R\$ 2,44	R\$ 2,54	R\$ 2,64	R\$ 2,74
2B 3P 3P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	7373063	7172342	7054571	6997545	6956999	6932546	6932557	6932573	6932586
Volume Mensal Movimentado - (m³)	2538077	3131083	3286766	3359180	3408544	3437253	3437282	3437311	3437340
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 8.110.368,90	R\$ 7.889.575,77	R\$ 7.760.028,30	R\$ 7.697.299,50	R\$ 7.652.698,40	R\$ 7.625.800,96	R\$ 7.625.812,77	R\$ 7.625.829,90	R\$ 7.625.844,66
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 309.600,00	R\$ 655.200,00	R\$ 1.008.000,00	R\$ 1.360.800,00	R\$ 1.720.800,00	R\$ 2.059.200,00	R\$ 2.404.800,00	R\$ 2.750.400,00
Vazão de Transferência (m³/h)	3525	4349	4565	4666	4734	4774,0	4774,0028	4774,0430	4774,0830
Custo Específico - (R\$/m³)	R\$ 3,20	R\$ 2,62	R\$ 2,56	R\$ 2,59	R\$ 2,64	R\$ 2,72	R\$ 2,82	R\$ 2,92	R\$ 3,02
2B 3P 0P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia - (kWh)	3410725	3742670	3796843	3806502	3808620	3808957	3808956	3808956	3808955
Volume Mensal Movimentado - (m³)	1751358	2343893	2534657	2614368	2654635	2669418	2669440	2669462	2669482
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 3.751.797,58	R\$ 4.116.936,70	R\$ 4.176.527,68	R\$ 4.187.152,47	R\$ 4.189.482,37	R\$ 4.189.852,67	R\$ 4.189.852,08	R\$ 4.189.852,08	R\$ 4.189.850,90
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 237.600,00	R\$ 504.000,00	R\$ 784.800,00	R\$ 1.058.400,00	R\$ 1.332.000,00	R\$ 1.598.400,00	R\$ 1.872.000,00	R\$ 2.138.400,00
Vazão de Transferência (m³/h)	2432	3255	3520	3631	3687	3708	3708	3708	3708
Custo Específico - (R\$/m³)	R\$ 2,14	R\$ 1,86	R\$ 1,85	R\$ 1,90	R\$ 1,98	R\$ 2,07	R\$ 2,17	R\$ 2,27	R\$ 2,37

Fonte: Autoras (2023)

Tabela 11: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada – PETRÓLEO LEVE

ARRANJO_1B 1P 1P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia (kWh)	2230880	2363880	2442015	2489162	2515214	2547854	2566115	2582529	2597617
Volume Mensal Movimentado (m³)	874533	1045331	1152526	1221253	1261011	1313021	1342916	1370251	1395735
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 2.453.968,16	R\$ 2.600.267,84	R\$ 2.686.217,05	R\$ 2.738.077,73	R\$ 2.766.735,14	R\$ 2.802.639,74	R\$ 2.822.727,04	R\$ 2.840.782,10	R\$ 2.857.378,98
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 108.000,00	R\$ 230.400,00	R\$ 367.200,00	R\$ 504.000,00	R\$ 655.200,00	R\$ 806.400,00	R\$ 957.600,00	R\$ 1.116.000,00
Vazão de Transferência (m³/h)	1215	1452	1601	1696	1751	1824	1865	1903	1939
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 2,81	R\$ 2,59	R\$ 2,53	R\$ 2,54	R\$ 2,59	R\$ 2,63	R\$ 2,70	R\$ 2,77	R\$ 2,85
ARRANJO_1B 2P 2P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia (kWh)	5409525	5626012	5700737	5741898	5767760	5785358	5798057	5807654	5814838
Volume Mensal Movimentado (m³)	1751923	1984955	2070229	2118224	2148762	2169906	2185646	2197831	2207130
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 5.950.477,18	R\$ 6.188.613,11	R\$ 6.270.810,86	R\$ 6.316.087,60	R\$ 6.344.536,53	R\$ 6.363.893,26	R\$ 6.377.862,59	R\$ 6.388.418,87	R\$ 6.396.322,21
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 201.600,00	R\$ 417.600,00	R\$ 633.600,00	R\$ 856.800,00	R\$ 1.087.200,00	R\$ 1.310.400,00	R\$ 1.540.800,00	R\$ 1.764.000,00
Vazão de Transferência (m³/h)	2433	2757	2875	2942	2984	3014	3036	3053	3065
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 3,40	R\$ 3,22	R\$ 3,23	R\$ 3,28	R\$ 3,35	R\$ 3,43	R\$ 3,52	R\$ 3,61	R\$ 3,70
ARRANJO_2B 3P 3P									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia (kWh)	8762932	9027736	8954022	8852223	8792214	8733944	8684190	8656549	8627801
Volume Mensal Movimentado (m³)	2226115	2657509	2904793	3031456	3096404	3159820	3213808	3243811	3274544
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 9.639.224,68	R\$ 9.930.509,97	R\$ 9.849.424,31	R\$ 9.737.445,84	R\$ 9.671.435,10	R\$ 9.607.338,49	R\$ 9.552.609,28	R\$ 9.522.204,30	R\$ 9.490.580,93
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 266.400,00	R\$ 583.200,00	R\$ 907.200,00	R\$ 1.238.400,00	R\$ 1.576.800,00	R\$ 1.929.600,00	R\$ 2.268.000,00	R\$ 2.620.800,00
Vazão de Transferência (m³/h)	3092	3691	4034	4210	4301	4389	4464	4505	4548
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 4,33	R\$ 3,84	R\$ 3,59	R\$ 3,51	R\$ 3,52	R\$ 3,54	R\$ 3,57	R\$ 3,63	R\$ 3,70
ARRANJO_2B 3P OP									
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80
Consumo Mensal de Energia (kWh)	4216748	4491685	4599058	4640430	4651203	4652766	4649103	4644118	4636212
Volume Mensal Movimentado (m³)	1806974	2192908	2400066	2542474	2627559	2711082	2762376	2800287	2842780
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 4.638.423,29	R\$ 4.940.853,10	R\$ 5.058.964,30	R\$ 5.104.473,14	R\$ 5.116.323,42	R\$ 5.118.042,05	R\$ 5.114.013,02	R\$ 5.108.529,35	R\$ 5.099.832,84
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 216.000,00	R\$ 482.400,00	R\$ 763.200,00	R\$ 1.051.200,00	R\$ 1.353.600,00	R\$ 1.656.000,00	R\$ 1.958.400,00	R\$ 2.275.200,00
Vazão de Transferência (m³/h)	2510	3046	3333	3531	3649	3765	3837	3889	3948
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 2,57	R\$ 2,35	R\$ 2,31	R\$ 2,31	R\$ 2,35	R\$ 2,39	R\$ 2,45	R\$ 2,52	R\$ 2,59

Fonte: Autoras (2023)

**Tabela 12: Resultados obtidos de acordo com a concentração de DRA injetada
- PETRÓLEO PESADO**

ARRANJO_1B 1P 1P										
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	
Consumo Mensal de Energia (kWh)	2406475	2479741	2527465	2561115	2586107	2605427	2620812	2633366	2643785	
Volume Mensal Movimentado (m³)	666815	744659	795558	831637	858604	879565	896337	910071	921524	
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 2.647.122,65	R\$ 2.727.714,57	R\$ 2.780.211,92	R\$ 2.817.226,24	R\$ 2.844.717,82	R\$ 2.865.969,77	R\$ 2.882.893,25	R\$ 2.896.703,12	R\$ 2.908.163,01	
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 72.000,00	R\$ 158.400,00	R\$ 252.000,00	R\$ 345.600,00	R\$ 439.200,00	R\$ 540.000,00	R\$ 633.600,00	R\$ 734.400,00	
Vazão de Transferência (m³/h)	926	1034	1105	1155	1193	1222	1245	1264	1280	
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 3,97	R\$ 3,76	R\$ 3,69	R\$ 3,69	R\$ 3,72	R\$ 3,76	R\$ 3,82	R\$ 3,88	R\$ 3,95	
ARRANJO_1B 2P 2P										
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	
Consumo Mensal de Energia (kWh)	5850526	6048042	6156420	6215188	6270376	6311962	6324685	6351160	6372997	
Volume Mensal Movimentado (m³)	1399669	1557075	1649683	1701842	1753232	1793561	1805989	1832291	1854265	
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 6.435.579,02	R\$ 6.652.845,70	R\$ 6.772.062,50	R\$ 6.836.707,19	R\$ 6.897.413,21	R\$ 6.943.158,29	R\$ 6.957.153,01	R\$ 6.986.276,40	R\$ 7.010.297,06	
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 158.400,00	R\$ 331.200,00	R\$ 511.200,00	R\$ 698.400,00	R\$ 900.000,00	R\$ 1.080.000,00	R\$ 1.281.600,00	R\$ 1.483.200,00	
Vazão de Transferência (m³/h)	1944	2163	2291	2364	2435	2491	2508	2545	2575	
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 4,60	R\$ 4,37	R\$ 4,31	R\$ 4,32	R\$ 4,33	R\$ 4,37	R\$ 4,45	R\$ 4,51	R\$ 4,58	
ARRANJO_2B 3P 3P										
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	
Consumo Mensal de Energia (kWh)	9431391	9734903	9909937	10018142	10087182	10134963	10169423	10195078	10214717	
Volume Mensal Movimentado (m³)	1770062	1966041	2087173	2165336	2220903	2263534	2297282	2324660	2347318	
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 10.374.530,06	R\$ 10.708.393,07	R\$ 10.900.930,98	R\$ 11.019.956,43	R\$ 11.095.900,37	R\$ 11.148.459,14	R\$ 11.186.365,85	R\$ 11.214.585,63	R\$ 11.236.188,98	
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 194.400,00	R\$ 417.600,00	R\$ 648.000,00	R\$ 885.600,00	R\$ 1.130.400,00	R\$ 1.375.200,00	R\$ 1.627.200,00	R\$ 1.879.200,00	
Vazão de Transferência (m³/h)	2458	2731	2899	3007	3085	3144	3191	3229	3260	
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 5,86	R\$ 5,55	R\$ 5,42	R\$ 5,39	R\$ 5,39	R\$ 5,42	R\$ 5,47	R\$ 5,52	R\$ 5,59	
ARRANJO_2B 3P 0P										
Injeção de DRA (PPM)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	
Consumo Mensal de Energia (kWh)	4244096	4427248	4527558	4590004	4632879	4664207	4688119	4706986	4722247	
Volume Mensal Movimentado (m³)	1165823	1322382	1417400	1479037	1522524	1554924	1580017	1600044	1616396	
Custo de Bombeio (R\$)	R\$ 4.668.505,81	R\$ 4.869.972,32	R\$ 4.980.314,26	R\$ 5.049.003,93	R\$ 5.096.166,43	R\$ 5.130.628,21	R\$ 5.156.930,92	R\$ 5.177.684,41	R\$ 5.194.472,05	
Custo de DRA (R\$10,00/l)	R\$ -	R\$ 129.600,00	R\$ 280.800,00	R\$ 446.400,00	R\$ 612.000,00	R\$ 777.600,00	R\$ 950.400,00	R\$ 1.123.200,00	R\$ 1.296.000,00	
Vazão de Transferência (m³/h)	1619	1837	1969	2054	2115	2160	2194	2222	2245	
Custo Especifico (R\$/m³)	R\$ 4,00	R\$ 3,78	R\$ 3,71	R\$ 3,72	R\$ 3,75	R\$ 3,80	R\$ 3,87	R\$ 3,94	R\$ 4,02	

Fonte: Autoras (2023)