

ISABELLY BALDO JACINTO

**MODELO DE PREVISÃO DO TEMPO DE VIDA PROBABILÍSTICO DE PIPELINE SOB
CORROSÃO NA ÁREA DE ÓLEO E GÁS**

**Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção
do diploma de Engenharia de Petróleo.**

SANTOS

2021

ISABELLY BALDO JACINTO

**MODELO DE PREVISÃO DO TEMPO DE VIDA PROBABILÍSTICO DE PIPELINE SOB
CORROSÃO NA ÁREA DE ÓLEO E GÁS**

**Trabalho de Conclusão de Curso
apresentado à Escola Politécnica da
Universidade de São Paulo para obtenção
do diploma de Engenharia de Petróleo.**

**Área de concentração: Corrosão; Método
de Monte Carlo; Óleo e Gás**

Orientador: Jean Vicente Ferrari

SANTOS

2021

Autorizo a reprodução e divulgação total ou parcial deste trabalho, por qualquer meio convencional ou eletrônico, para fins de estudo e pesquisa, desde que citada a fonte.

FICHA CATALOGRÁFICA

Jacinto, Isabelly Baldo

MODELO DE PREVISÃO DO TEMPO DE VIDA
PROBABILÍSTICO DE PIPELINE SOB CORROSÃO NA ÁREA DE
ÓLEO E GÁS / I. B. Jacinto -- São Paulo, 2021.

113 p.

Trabalho de Formatura - Escola Politécnica da Universidade de
São Paulo. Departamento de Engenharia de Minas e de Petróleo.

1. Corrosão 2. Monte Carlo 3. Óleo e Gás 4. Oleodutos
I. Universidade de São Paulo. Escola Politécnica. Departamento de
Engenharia de Minas e de Petróleo II. t

AGRADECIMENTOS

À minha família, principalmente para minha mãe e minha tia, por me apoiarem durante todos esses anos, obrigada por toda a comida. Sem vocês nenhuma dessas páginas teria sido possível.

Agradeço a bolinha de pelo chamada Tobias por estragar todas as minhas roupas pretas e por me acordar cedo sempre que possível.

Ao Prof. Dr. Jean Vicente Ferrari, por toda a atenção dada e por toda a ajuda fornecida. Este trabalho também não seria possível sem sua atenção.

Agradeço também ao Rubim por todo o carinho e por todas as horas de joguinhos.

RESUMO

A corrosão em oleodutos tem custos elevados todos os anos e ainda pode levar à acidentes graves. Uma das formas de se evitar falhas pela corrosão é realizar-se uma gestão com previsão das taxas de crescimento de defeitos. Foi mostrado na literatura que uma das formas de se fazer essa gestão é utilizando-se diferentes modelos de corrosão em conjunto com o método de Monte Carlo. Esta combinação foi mostrada como uma forma de se prever por quanto tempo um duto pode ficar sem manutenção ou quanto tempo pode durar, ou seja, seu tempo de vida. Este trabalho visou obter o tempo de vida de uma pipeline considerando dois modelos de previsão de corrosão com a ajuda de um estudo probabilístico estudo dos modos de falha. Os trabalhos de Papavinasam e Sooknah foram escolhidos para previsão da corrosão por pites e da corrosão microbiológica, especificamente pois a corrosão por pites é considerada a forma mais grave de corrosão e pode ser exacerbada pela corrosão microbiológica. Foram feitas distribuições para todas as parâmetro que podem influenciar os dois modelos, e foram calculadas taxas de corrosão com base em escolhas sobre estas distribuições. Este processo foi feito com auxílio de um programa escrito em *python*. Após isto foi estudado o modo de falha da pipeline para diversos casos de falha por ruptura ou por vazamento. Foram utilizados dois cenários principais de avaliação: a média e o máximo. Ao fim chegou-se ao resultado de 18,26 anos de vida média quando observados todos os casos estudados; 16,38 quando tratando apenas do cenário das taxas máximas e 20,13 quando tratado apenas do cenário médio. Estes resultados são compatíveis com a literatura existente, e podem ser melhorados com uso de uma melhor análise de probabilidade e comparação com resultados reais.

Palavras-chave: Corrosão; Método de Monte Carlo; Óleo e Gás; Oleodutos;

ABSTRACT

Corrosion in pipelines is costly every year and can lead to severe accidents. One of the ways to avoid failure by corrosion is to do management with defects growth prediction. It has been observed that a way of doing this management is using different corrosion models with the help of the Monte Carlo method. This combination has been shown as possible ways to predict how long a pipeline can go without maintenance or how long it can last – i.e., its entire lifetime. This work aims to obtain this lifetime of a pipeline, considering two corrosion prediction models, with the help of a probabilistic study and study of the failure mode. The Papavinasam and Sooknah works were used as the main models for pitting corrosion, and microbiological corrosion, specifically because pitting corrosion is considered one of the most severe types and can be exacerbated by microbial corrosion. Distributions were made for all the parameters that can influence, and the corrosion rates were calculated using choices in these distributions. This process was done with the help of a program written in *python*. After that, the pipeline failure mode was studied for several failure cases due to rupture or leakage. Two main evaluations scenarios were used: the average and the maximum. In the end, the result of 18.26 years of average life was reached for all the cases; 16.38 years when dealing only with the maximums scenario and 20.13 years when dealing with only the average scenario. These results are compatible with the existing literature, which can still be improved with the use of better probability analysis and comparison with real results.

Keywords: Corrosion; Monte Carlo Method; Oil and Gas; Pipelines.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 – Fontes de energia no mundo em 2019.....	13
Figura 2 – Número de incidentes significativos que ocorreram em oleodutos e gasodutos nos Estados Unidos nos últimos 20 anos.....	17
Figura 3 – Causas de incidentes significativos em dutos <i>onshore</i> nos Estados Unidos em 2020.....	18
Figura 4 – Causas de falha em dutos operando na Europa nos anos de 2010 a 2019.	19
Figura 5 – Causas de incidentes em oleodutos e gasodutos registrados pela UKOPA, de 1962 a 2018.....	20
Figura 6 – Causas de incidentes em oleodutos e gasodutos chineses até 2015.	21
Figura 7 – Frequências de falhas comparadas entre as quatro agências analisadas.	22
Figura 8 – Formatos de diferentes pites.....	24
Figura 9 – Morfologia da corrosão <i>sweet</i>	41
Figura 10: Diferentes regimes de fluxo comuns em tubulações na indústria de óleo e gás.	43
Figura 11: Distribuição do ácido carbônico, bicarbonato, e carbonato em função do pH.	45
Figura 12: Fluxograma indicando os fatores que determinam a severidade da corrosão a ser esperada em um campo de óleo e gás.	48
Figura 13: Sequência para o método de Monte Carlo.....	50

Figura 14: Típico resultado gráfico do Método de Monte Carlo.....	51
Figura 15: Probabilidade de falha pelo tempo, para diferentes formas de mitigação de corrosão.	52
Figura 16: Distribuição personalizada dos tempos desde o início da corrosão.	53
Figura 17: Distribuição das taxas de corrosão.	53
Figura 18: Distribuição das taxas de corrosão devido a CO ₂ , e o fator de proteção de incrustações (F _p) para as condições de produção de dois poços de óleo (W-1 e W-2).....	54
Figura 19: Distribuição da vida útil do oleoduto.....	55
Figura 20: Modelo DBN para previsão da corrosão interna.	56
Figura 21: Evolução da previsão de corrosão interna e probabilidade de falha para gasoduto.	57
Figura 22: Fluxograma do programa implementado em Python.....	62
Figura 23 – Esquemática para cálculo e escolha das variáveis do método de Monte Carlo.	63
Figura 24 – Exemplo de valores obtidos das escolhas sobre as distribuições	64
Figura 25 – Exemplo de dados obtidos ao fim do cálculo do modelo de Papavinasam.	65
Figura 26 – Exemplo de <i>dataframe</i> obtido para o modelo de Sooknah anualmente.	66
Figura 27 – Exemplo de <i>dataframe</i> obtido para o modelo de Papavinasam ao fim do loop de 20 ano	66
Figura 28 – Exemplo de <i>dataframe</i> obtido para o modelo de Sooknah ao fim do loop de 20 anos.	67

Figura 29 – Médias finais anuais obtidas ao fim do programa.	68
Figura 30 – Exemplificação dos histogramas anuais e da taxa de corrosão média por ano	68
Figura 31 – Histograma representando as taxas de corrosão do ano 1 para fluxo tipo <i>slug</i>	73
Figura 32 – Histograma representando as taxas de corrosão do ano 5 para fluxo tipo <i>slug</i>	74
Figura 33 – Histograma representando as taxas de corrosão do ano 10 para fluxo tipo <i>slug</i>	74
Figura 34 - Histograma representando as taxas de corrosão do ano 20 para fluxo tipo <i>slug</i>	75
Figura 35 – Médias anuais de corrosão para fluxo tipo <i>slug</i> com linha de tendência, e equação da sua linha de tendência.	75
Figura 36 – Taxas de corrosão médias por 20 anos dos diferentes tipos de fluxo....	77
Figura 37 – Taxas de corrosão médias anuais do fluxo tipo <i>slug</i> e do fluxo tipo <i>stratified</i>	77
Figura 38 – Dataframe de Papavinasam exportado para Excel do fluxo tipo Slug....	78
Figura 39 – Dataframe de Sooknah exportado para Excel do fluxo tipo Slug	79
Figura A-1: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>slug</i> ..	99
Figura A-2: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>bubble</i>	100
Figura A-3: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>dispersed</i>	101

Figura A-4: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>oscillatory</i>	102
Figura A-5: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>annular</i>	103
Figura A-6: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>churn</i>	104
Figura A-7: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>wave</i>	105
Figura A-8: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo <i>stratified</i>	106

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Frequência de falha primária de 1970 a 2019.	19
Tabela 2 – Efeitos dos parâmetros individuais da corrosão localizada por pites no modelo de Papavinasam.....	26
Tabela 3 – Variação de PCR de acordo com o regime de fluxo	29
Tabela 4 – Pontuações de Risco para a MIC de acordo com o modelo de Sooknah	32
Tabela 5 – Variáveis, distribuições e dados utilizados para o método de Monte Carlo no Modelo de Papavinasam.....	58
Tabela 6 – Regimes de Fluxo para fluxos bifásicos e trifásicos	59
Tabela 7 – Variáveis, distribuições e dados utilizados para o método de Monte Carlo no Modelo de Sooknah	60
Tabela 8 – Valores considerados para a fração lc/L , chamada de comprimento normalizado de defeito.....	72
Tabela 9 – Valores considerados para a resistência a tração de três tipos de aço...	72
Tabela 10 – Valores da pressão de ruptura para tubulações intactas considerados	72
Tabela 11 – Taxas de corrosão média e profundidades do defeito para fluxo tipo <i>slug</i> ao longo de 20 anos.....	80
Tabela 12 – Taxas de corrosão média e profundidades do defeito para fluxo tipo <i>slug</i> ao longo de 20 anos.....	80
Tabela 13 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 10 mm quando temos as taxas de corrosão médias	82

Tabela 14 - Pressões de ruptura para espessura de duto de 10 mm quando temos as taxas de corrosão máximas.	83
Tabela 15 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 15 mm quando temos as taxas de corrosão médias.	84
Tabela 16 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 15 mm quando temos as taxas de corrosão máximas.	86
Tabela 17 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 20 mm quando temos as taxas de corrosão médias.	88
Tabela 18 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 20 mm quando temos as taxas de corrosão máximas.	90
Tabela 19 – Resultados resumidos do tempo de vida de dutos considerando as espessuras de 10 e 15 mm.	92
Tabela B-1: Taxas de corrosão máxima, média, e mediana anuais para os fluxos <i>slug</i> e <i>plug</i>	107
Tabela B-2: Taxas de corrosão máxima, média, e mediana anuais para os fluxos <i>bubble</i> e <i>dispersed</i>	108
Tabela B-3: Taxas de corrosão máxima, média, e mediana anuais para os fluxos <i>oscillatory</i> e <i>annular</i>	109
Tabela B-4: Taxas de corrosão máxima, média, e mediana anuais para os fluxos <i>churn</i> e <i>wave</i>	110
Tabela B-5: Taxas de corrosão máxima, média, e mediana anuais para os fluxos <i>stratified</i>	111

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	13
2	OBJETIVO.....	15
3	REVISÃO DA LITERATURA.....	16
3.1	Corrosão na área de óleo e gás	16
3.1.1	Tipos de corrosão	22
3.1.1.1	Generalizada	22
3.1.1.2	Localizada por pites	23
3.1.1.3	Localizada por Frestas.....	29
3.1.1.4	Microbiológica (MIC)	30
3.1.1.5	Galvânica	35
3.1.1.6	Assistida pelo meio (SCC)	36
3.1.1.7	Assistida pelo meio (Fadiga).....	37
3.1.1.8	Intergranular	38
3.1.1.9	Erosão-Corrosão	39
3.1.1.10	Corrosão por CO ₂ (Sweet)	40
3.1.1.11	Corrosão por H ₂ S (Sour)	41

3.1.2	Fatores que influenciam na corrosão.....	42
3.1.3	Monitoramento e Inspeção	48
3.2	Método de Monte Carlo.....	50
3.2.1	Simulações na área de corrosão na indústria de óleo e gás	51
4	METODOLOGIA.....	58
4.1	Valores Utilizados	58
4.2	Implementação dos Modelos com Método de Monte Carlo	61
4.3	Modos de Falha	69
5	RESULTADOS E DISCUSSÃO	73
5.1	Análise do fluxo tipo <i>Slug</i>	73
5.2	Análise conjunta dos tipos de fluxo	76
5.3	Análise dos Modelos.....	78
5.4	Falha por ruptura.....	79
6	CONCLUSÃO.....	93
6.1	Contribuições do trabalho.....	93
6.2	Trabalhos futuros.....	94
	REFERÊNCIAS.....	95
	APÊNDICE A– HISTOGRAMAS DA TAXA DE CORROSÃO OBTIDA PELO MÉTODO DE MONTE CARLO	99
	APÊNDICE B – TABELA COMPARATIVA DE DADOS DA TAXA DE CORROSÃO PARA DIFERENTES TIPOS DE FLUXO.....	107

1 INTRODUÇÃO

A indústria de óleo e gás é fonte de 57% da energia no mundo como pode ser visto na Figura 1. A produção de toda a quantidade de petróleo necessária passa por diversas tubulações desde sua extração, até seu transporte ao consumidor final. Apesar de suas características diferentes entre si, os oleodutos e gasodutos possuem uma preocupação em comum: a corrosão.

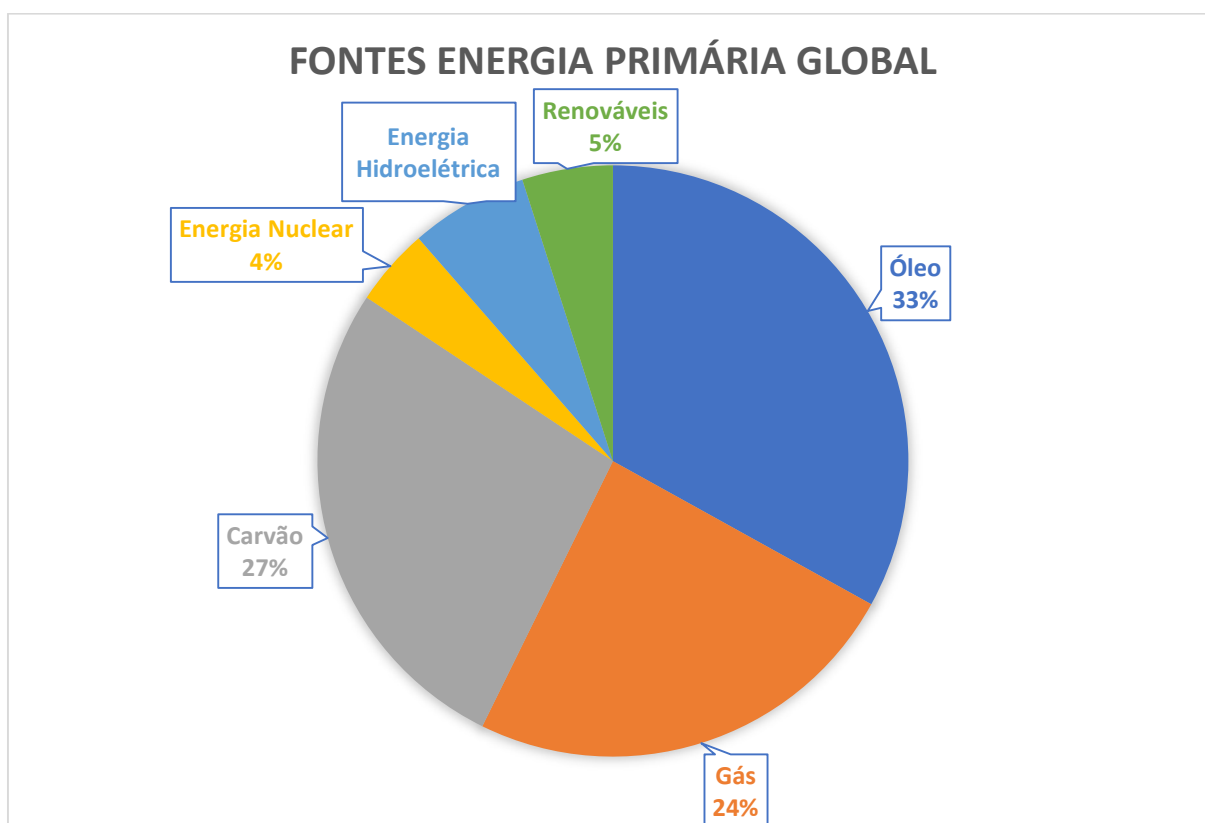


Figura 1 – Fontes de energia no mundo em 2019
Fonte: Adaptado de BP, 2020

Estima-se que o custo da corrosão no setor de óleo e gás seja de aproximadamente US\$ 24 bilhões por ano, apenas nos Estados Unidos (KOCH et al., 2001, apud PAPA VINASAM, 2014). Segundo a *Pipeline and Hazardous Materials Safety Administration* (PHMSA), somente nos EUA, nos últimos 20 anos ocorreram em média 287 acidentes, com 14 fatalidades e 59 feridos por ano, apenas em dutos responsáveis pelo transporte e distribuição de óleo e gás. A corrosão é a maior causa

dessas falhas, sendo responsável por 25% dos incidentes em oleodutos e 24% em gasodutos. A tendência de altas taxas de falha devido a corrosão também podem ser vista em dados da Europa em dutos *onshore* onde a corrosão é a segunda maior causa de falha, responsável por 24% dos incidentes de acordo com a *European Gas Pipeline Incident Data Group* (EGIG) (DAI, 2017).

Para garantir operações de tubulações com segurança, a gestão de integridade é essencial para prevenir falhas. Uma das etapas cruciais para avaliar a integridade de dutos é a previsão da taxa de crescimento de defeitos devido à corrosão (CHALGHAM; WU e MOSLEH, 2020). Métodos para medir a taxa de crescimento podem ser otimizados e então utilizados para se prever o tempo de vida total de um duto, e sua vida residual caso não haja manutenção. A previsão do tempo de vida pode servir como base para aumento da vida da tubulação, e para um melhor projeto inicial (HU et al., 2014).

De acordo com Hu et al. (2014) existem inúmeros modelos para os mecanismos de danos por corrosão, contudo existem poucos modelos que se aproveitam da base de estudo dos mecanismos para fornecer previsões mais práticas para avaliação da integridade de tubulações.

Uma das formas de se aproveitar dos modelos mecânicos existentes é usar a simulação de Monte Carlo para gerar dados aleatórios dentro de uma distribuição e se chegar em cenários de possível existência. Desta forma pode ser possível obter o tempo de vida dos dutos e as taxas de corrosão que nele ocorrem (HU et al., 2014; CHALGHAM; WU e MOSLEH, 2020).

Neste trabalho, será desenvolvido um modelo de estudo da corrosão em tubulações que transportam petróleo, com uso de simulação de Monte Carlo para se obter previsões do tempo de vida destas tubulações. Adquirindo, desta forma, resultados úteis e práticos para a gestão de integridade das estruturas.

2 OBJETIVO

Obter os resultados para tempo de dutos de escoamento de óleo e gás sujeitos a processos corrosivos. Estes resultados serão alcançados por meio do uso de modelos estabelecidos da literatura e simulação de Monte Carlo.

3 REVISÃO DA LITERATURA

A corrosão é uma reação irreversível que ocorre entre a interface de um material com o seu ambiente, resultando no consumo de tal material ou na dissolução de algum componente do ambiente no material (TRASATTI, 1989). De forma semelhante, Balan (2018) define corrosão como a deterioração de um metal devido a reações químicas ou eletroquímicas com o ambiente, sendo que o custo da corrosão e de sua prevenção é de aproximadamente 5% do produto interno bruto de qualquer país.

Um tipo de indústria que combina o uso de metais, principalmente em tubulações de diferentes tipos, e o transporte de fluidos potencialmente corrosivos é a indústria de óleo e gás.

3.1 Corrosão na área de óleo e gás

Koch et al. (2001, apud PAPA VINASAM, 2014) estima-se que o custo anual da corrosão no setor de óleo e gás seja de US\$ 24 bilhões, deste total US\$ 6,9 bilhões em dutos de transmissão de fluidos. Além dos custos financeiros, a corrosão de tubulações pode causar falhas, que por sua vez podem ocasionar acidentes graves. A corrosão nestas tubulações é o foco deste trabalho.

De acordo com a PHMSA, nos Estados Unidos, considerando apenas acidentes relacionados a corrosão, foram, em média, 57 incidentes em tubulações *onshore* por ano, nos últimos 20 anos (Figura 2). Sendo estes incidentes os chamados de significativos, onde ocorreu:

- Fatalidade ou lesão com necessidade de internação hospitalar;
- Custos totais de US\$ 50 mil ou mais, medidos em dólares de 1984;
- Liberação de líquidos altamente voláteis de 5 barris ou mais ou outras liberações de líquidos de 50 barris ou mais;
- Liberação de líquidos resultando em um incêndio ou explosão não intencional.

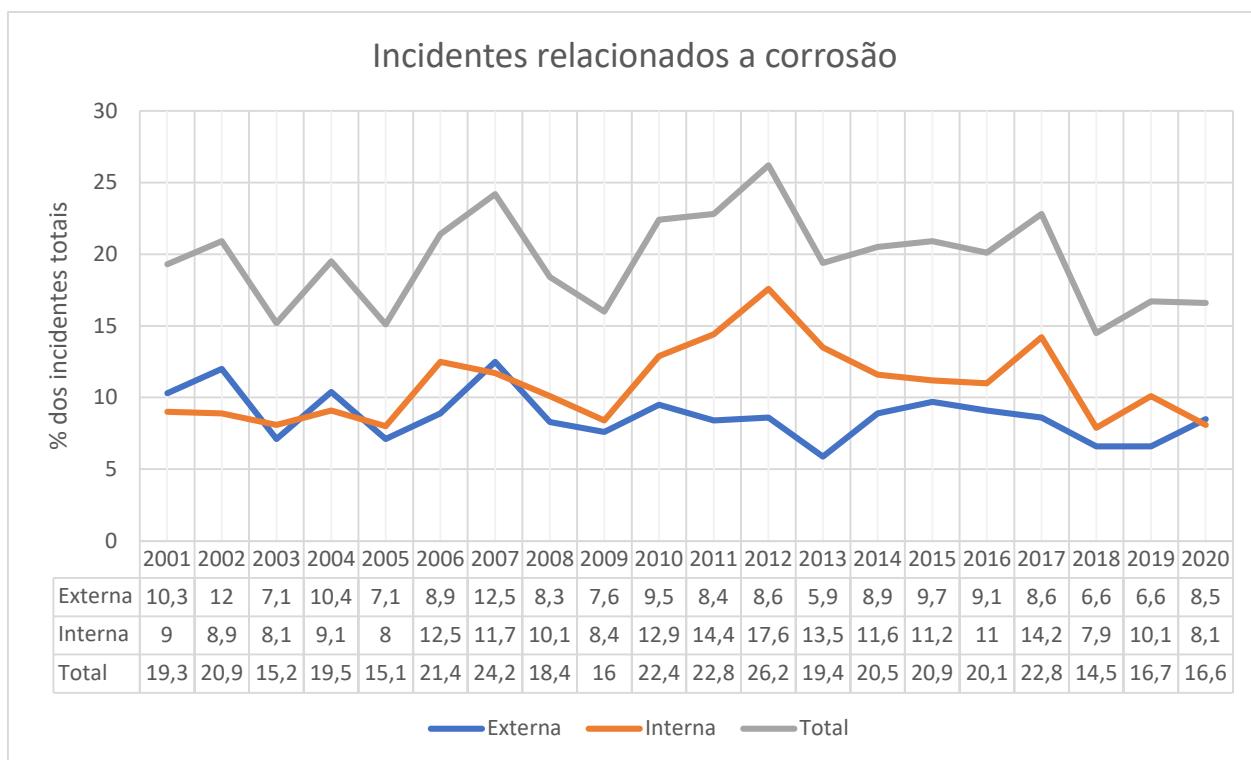


Figura 2 – Número de incidentes significativos que ocorreram em oleodutos e gasodutos nos Estados Unidos nos últimos 20 anos.
Adaptado de PHMSA, 2021.

Em 2020, acidentes relacionados a corrosão contabilizam em 17% de todos os acidentes significativos em gasodutos e oleodutos nos Estados Unidos, sendo a segunda maior causa de falhas (Figura 3).

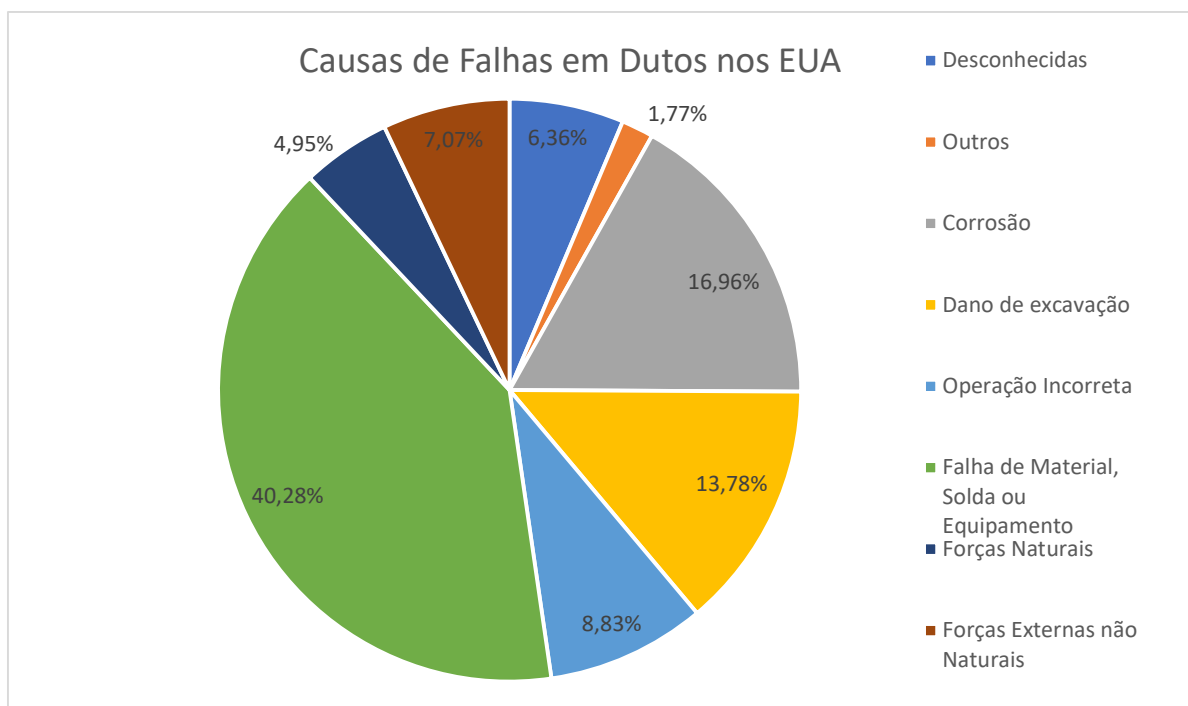


Figura 3 – Causas de incidentes significativos em dutos *onshore* nos Estados Unidos em 2020. Traduzido de PHMSA, 2021.

Para os casos *offshore*, no Golfo do México, segundo o *Bureau of Safety and Environmental Enforcement* (BSEE), em 2019 ocorreram 615 acidentes, sendo 8 relacionados a corrosão. O que evidencia o melhor controle *offshore* da corrosão, que é responsável por apenas 3% dos incidentes reportados.

Em Alberta, no Canadá, de 2008 a 2005, 57,7% das falhas em dutos de produção foram causadas por corrosão interna, e outros 12% das falhas por corrosão externa, de um total de 12191 incidentes, ou seja, praticamente 70% das falhas em óleo e gasodutos desta região foram causados por algum tipo de corrosão (PAPAVINASAM, 2014).

O EGIG também reporta incidentes que levam a perda não intencional de gás, em dutos feitos de aço, instalados *onshore*, com pressão máxima de operação de 15 bar. Segundo o EGIG, nos últimos 10 anos ocorreram 184 incidentes relacionados a dutos de transporte de óleo e gás. Sendo que as maiores causas de falha foram interferência externa (27,17%) e corrosão (26,63%), o que pode ser visto na Figura 4.

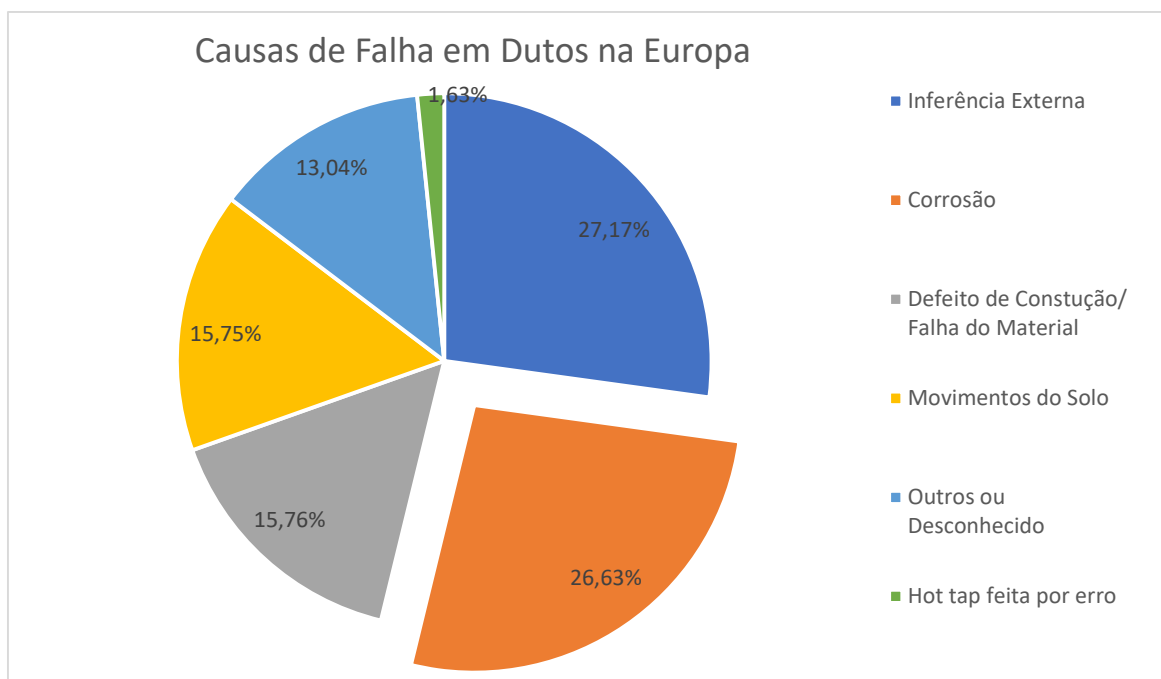


Figura 4 – Causas de falha em dutos operando na Europa nos anos de 2010 a 2019.
Adaptado de EGIG, 2019

Também a partir da base de dados disponibilizados pelo EGIG é possível avaliar as frequências de ocorrência de incidentes desde 1970, como apresentado na Tabela 1.

Tabela 1 – Frequência de falha primária de 1970 a 2019.

Causa	Frequência de Falha Primária			
	1970-2019 por 1000 km.ano	2000-2019 por 1000 km.ano	2010-2019 por 1000 km.ano	2015-2019 por 1000 km.ano
Interferência Externa	0,134	0,054	0,035	0,036
Corrosão	0,05	0,033	0,034	0,032
Defeito de Construção/ Falha de Material	0,048	0,02	0,02	0,015
Movimento do Solo	0,025	0,02	0,02	0,017
Hot tap feita por erro	0,013	0,005	0,002	0,001
Outros e Desconhecidos	0,022	0,015	0,017	0,024

Fonte: Adaptado de EGIG, 2019

Para quase todos os fatores, com exceção do “Outros e Desconhecidos”, ocorreu a redução na frequência anual de falhas. A maior redução se dá no fator de “Interferência Externa”.

Outra agência que também registra dados sobre falhas em tubulações é a *United Kingdom Onshore Pipeline Operators' Association* (UKOPA), responsável com 27 mil km de óleo e gasodutos no Reino Unido. No relatório de perdas e falhas da UKOPA de 2018 foram relatados 203 incidentes totais, sendo 42 por corrosão externa e 2 por corrosão interna. Neste caso, a corrosão foi responsável por 21,7% de todos os acidentes registrados, se equiparando a falhas por interferência externa (vide Figura 5).

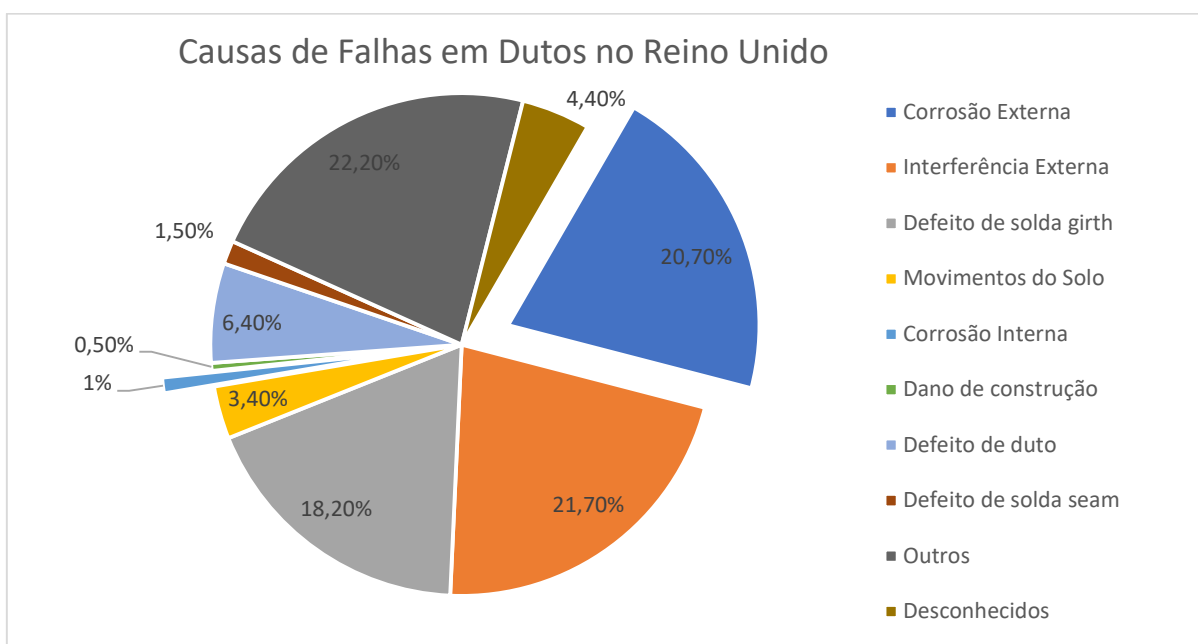


Figura 5 – Causas de incidentes em oleodutos e gasodutos registrados pela UKOPA, de 1962 a 2018. Adaptado de UKOPA, 2018.

No Brasil, no estado de São Paulo, a Companhia Ambiental do Estado de São Paulo (CETESB) registrou 10 acidentes principais em dutos *onshore* desde 1983 até 2004, sendo 6 causados diretamente pela corrosão. A CETESB também analisou o vazamento da baía de Guanabara no Rio de Janeiro em 2000, onde um oleoduto rompeu devido à corrosão, liberado 1300 m³ de fluidos em um manguezal. Este acidente afetou áreas extensas de praia, costões rochosos, manguezais, ilhas, pontos turísticos, e principalmente prejudicando a fauna da região, quase impossibilitando a pesca e causando a morte de dezenas de aves aquáticas.

De acordo com a *PetroChina Natural Gas & Pipeline Company* (apud DAI et al., 2017), na China, considerando vazamentos não intencionais de óleo cru, refinado e

de gás natural ocorreram 134 incidentes até 2015. Sendo a principal causa, a retirada ilegal de fluidos do oleoduto (o chamado *illegal tap*, em inglês, ou coloquialmente chamado de “gato”, em português). A corrosão é apenas a quarta maior causa de falhas com 9% dos incidentes (Figura 6).

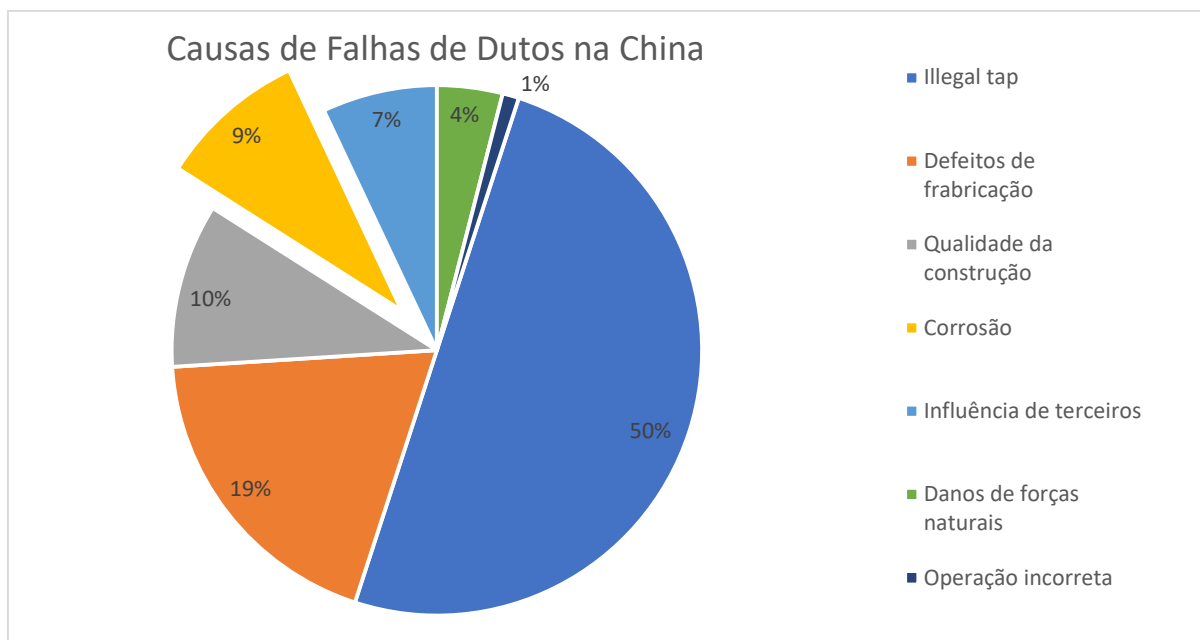


Figura 6 – Causas de incidentes em oleodutos e gasodutos chineses até 2015.
Traduzido de Dai et al. (2017)

A partir dos dados das agências sobre as falhas em dutos, é possível concluir que a corrosão é uma das causas mais comuns de falhas no transporte de óleo e gás. É, em geral, responsável por 20% dos casos de incidentes em dutos *onshore*, podendo chegar até 70% dos casos, como em Alberta.

Dai et al. (2017) também disponibiliza uma comparação entre as frequências de falha dos gasodutos dos dados analisados (Figura 7). É possível perceber que as maiores frequências de falha ocorrem na Europa continental (dados analisados do EGIG).

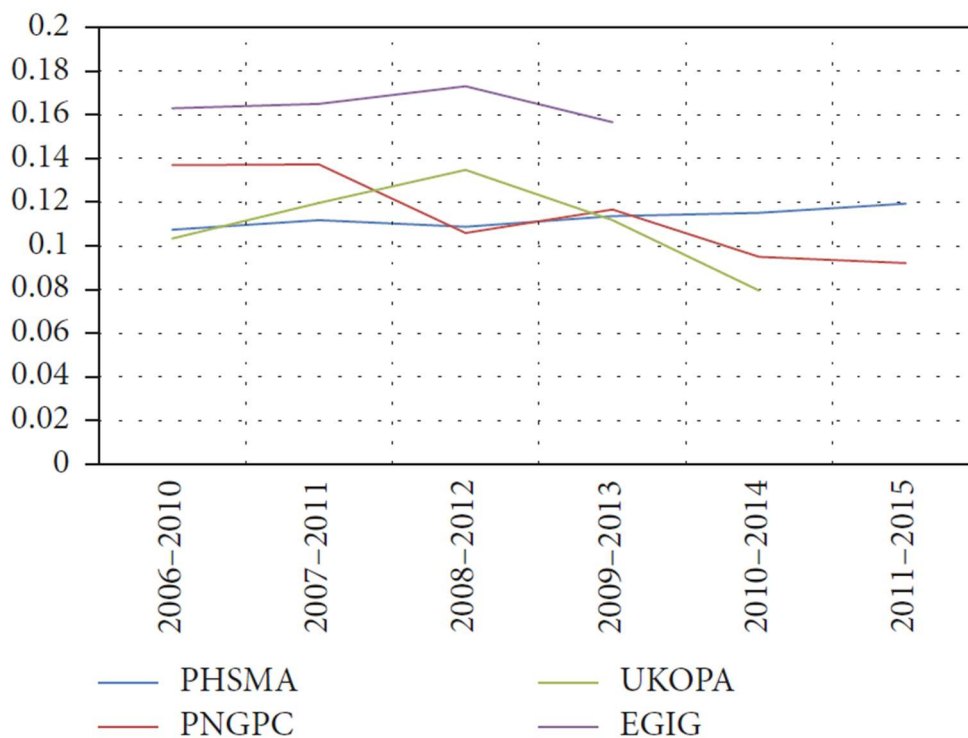


Figura 7 – Frequências de falhas comparadas entre as quatro agências analisadas.
Fonte: Dai et al. (2017)

A corrosão é um fenômeno que pode ocorrer devido a diversos mecanismos, logo, também é necessário caracterizar seus diferentes tipos.

3.1.1 Tipos de corrosão

Inicialmente, pode-se diferenciar as falhas que ocorrem por conta da corrosão como externas ou internas, contudo, uma diferenciação mais completa deve ser feita para melhor entendimento.

3.1.1.1 Generalizada

De acordo com Cragnolino (2021), a corrosão generalizada é a forma mais comum e benigna de corrosão, ocorrendo em diversas aplicações industriais. Ocorre como um ataque de forma quase uniforme sobre toda a superfície exposta, ou por uma grande área. A penetração média do ataque na estrutura metálica é praticamente a mesma em cada ponto da área corroída. Ahmad (2006) também define a corrosão

generalizada, desta vez como a redução da espessura do metal, sem que ocorram ataques localizados, e sem que aconteçam grandes penetrações no material.

Apesar de benigna, a corrosão generalizada causa a maior quantidade de perdas de material. Mesmo assim, a corrosão generalizada não é de grande preocupação, já que sua taxa, e por consequência, a expectativa de vida dos materiais pode ser bem estimada, desde que se considere o ambiente de operação (CRAGNOLINO, 2021). Segundo Balan (2018), a depender justamente da natureza do metal ou do ambiente, em alguns casos a corrosão generalizada causa a formação de um filme protetor ou não. De qualquer forma, a corrosão generalizada pode ser mitigada usando metais resistentes a corrosão, ou *Corrosion Resistant Alloys* (CRAs), e por tratamento de superfícies, como a aplicação de pinturas.

3.1.1.2 Localizada por pites

Ahmad (2006) define a corrosão por pites como uma forma de corrosão localizada na superfície de um metal, onde pequenas áreas são afetadas, levando a formação de pites ou cavidades. O autor também destaca que as falhas da corrosão por pites são causadas com pouca perda de massa e que este tipo de corrosão é uma das principais causas de falha na indústria química.

Papavinasam (2014) segue a tendência explicitando que no setor de óleo e gás as falhas do aço-carbono raramente são relacionadas a corrosão generalizada, quase todas as falhas são devido a corrosão localizada.

Balan (2018) também afirma que a formação dos pites leva a perfuração rápida do metal, sem grande perda de massa. Balan (2018) também complementa que apesar de sua geração relativamente lenta, quando iniciado, um pite penetra uma seção do material com taxas cada vez mais rápidas.

Hussain et al. (2020) também destacam o risco de falhas catastróficas para este tipo de corrosão, principalmente porque o desenvolvimento da corrosão por pites ocorre sob a superfície, sendo de difícil detecção na superfície, como pode ser visto no caso de da morfologia de pite *undercutting*.

A morfologia comum da corrosão por pites é de depressões circulares com as laterais tipicamente suaves, entretanto outros formatos são possíveis, como visto na Figura 8 (PAPAVINASAM, 2014). Segundo Cragnolino (2021) alterações em condições hidrodinâmicas do meio ou orientações diferentes podem alterar a morfologia do pite.

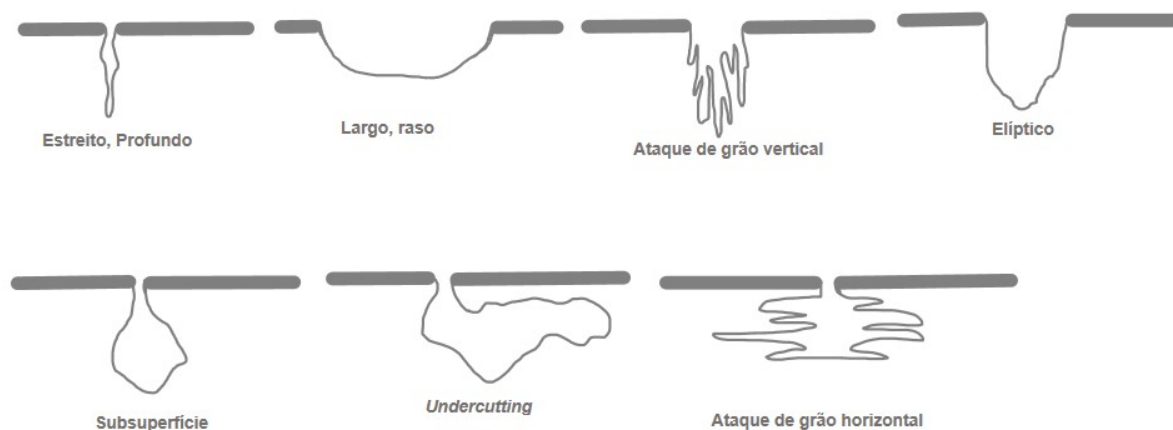


Figura 8 – Formatos de diferentes pites.
Fonte: Traduzido de Bhandari et al. (2015)

Para a ocorrência da corrosão por pites, o metal deve estar em estado passivo. O que significa que existe a presença de um filme protetor na superfície do metal. O processo de geração e formação dos pites destrói esse filme resultando na perda de passividade e iniciação dos pites na superfície. Especificamente, a corrosão por pites ocorre pela ação de ânions agressivos em metais ou ligas com comportamento passivo, quando estas são expostas para ambientes pouco ácidos a alcalinos. Logo, metais que formam filmes passivos, como alumínio e aços são mais suscetíveis a essa forma de corrosão (AHMAD, 2006; CRAGNOLINO, 2021).

A espécie mais associada a corrosão por pites é o cloreto (Cl^-) devido a sua grande presença em água de fontes naturais. Outros ânions, como brometo (Br^-), iodeto (I^-), sulfato (SO_4^{2-}) e perclorato (ClO_4^-) também podem promover a corrosão localizada por pites (CRAGNOLINO, 2021). Ou seja, cloretos e haletos são os elementos mais associados a corrosão localizada por pites (PALMER e KING, 2008).

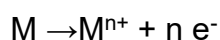
Palmer e King (2008) resumem a corrosão por pites como quando um filme passivo após formado é danificado, e devido a condições ambientais não pode se reformar. Na área do dano, corrosão localizada irá ocorrer.

Ahmad (2006) lista as condições para a ocorrência da corrosão por pites como:

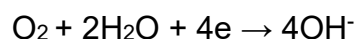
- Quebras no filme ou outros defeitos, como falta de homogeneidade no filme na superfície do metal;
- Presença de ânions agressivos, principalmente halogênios;
- Condição de estagnação no serviço.

Todo o processo da formação de pites é descrito por Ahmad (2006) e por Palmer e King (2008).

A quebra do filme passivo resulta na formação de um pequeno ânodo, e as áreas ao redor são sítios catódicos. A dissolução do metal ocorre no ânodo, da seguinte forma:

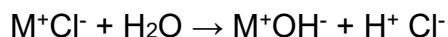


Que é balanceada pela reação catódica que ocorre na superfície adjacente.



As duas reações acima correspondem a iniciação do pite. Em seguida, tem-se a propagação.

Devido a dissolução continuada do metal, a concentração de cátions do metal que se acumulam no pite, o que causa a migração dos íons de cloro para equalizar a carga.



A presença de íons H^{+} e cloreto previne a repassivação do metal. O processo causa a queda de pH no fundo do pite. Um aumento na taxa de dissolução no ânodo aumenta a taxa de migração dos íons Cl^{-} , resultando na formação de cada vez mais

M^+Cl^- e por consequência, mais hidrólise acontece. Este processo continua até a perfuração do metal. Quando a perfuração ocorre, as reações terminam, logo, esta etapa é chamada de terminação do pite.

Foi demonstrado que o crescimento estável de pites ocorre acima de um certo ponto crítico que depende do sistema em particular. A presença do ânion agressivo é um critério necessário, mas não suficiente para a ocorrência da corrosão localizada por pites. Apenas em potenciais acima do crítico é que os pites se tornam estáveis. Deve ser notado, também, que a geração dos pites é um processo estocástico, ou seja, aleatório (CRAGNOLINO, 2021).

Como corrosão por pites está associada a quebra local dos filmes passivos que protegem o metal, logo, para aumentar a resistência a corrosão por pites do material é necessário prevenir a quebra do filme passivo. Logo, a seleção de materiais mais resistentes a corrosão por pites é o método mais importante de prevenção (BALAN, 2018). Hussain et al. (2020) também sugere que a adição de molibdênio ao aço inoxidável também reduz a corrosão por pites.

A corrosão interna por pites em óleo e gasodutos, manufaturados com aço carbono, pode ser prevista utilizando o modelo de Papavinasam. Este modelo é único, por oferecer validação em campo, utilizando 6 diferentes poços, horizontais e verticais (PAPAVINASAM et al., 2008). O modelo considera os efeitos de diferentes variáveis, para fazer uma previsão da taxa de crescimento dos pites, sendo apresentado na Tabela 2. Segundo Papavinasam, Doiron e Revie (2007) cada parâmetro terá um efeito diferente na taxa de corrosão, chamada PCR (*Pitting Corrosion Rate*).

Tabela 2 – Efeitos dos parâmetros individuais da corrosão localizada por pites no modelo de Papavinasam.

Efeito do:	Variável	Equação da Taxa de Corrosão Local por Pites
Óleo	θ_{CAW} em graus, o ângulo de contato	$PCR_{\text{óleo}} = -0,33\theta_{CAW} + 55$
Água	$W\%$ é o <i>water cut</i> em %.	$PCR_{\text{água}} = 0,51W\% + 12,13$

Efeito do:	Variável	Equação da Taxa de Corrosão Local por Pites
Gás	W_{ss} é a tensão de cisalhamento na parede em Pascal	$PCR_{gás} = 0,19W_{ss} + 64$
Sólidos	$R_{sólidos}$ vale 1 quando tem presença de sólidos e 0 quando não há.	$PCR_{sólidos} = 50 + 25R_{sólidos}$
Temperatura	T em graus Celsius	$PCR_{temperatura} = 0,57T + 20$
Pressão	P em psi	$PCR_{pressão} = -0,081P + 88$
Pressão Parcial de H_2S	pH_2S em psi	$PCR_{H_2S} = -0,54pH_2S + 67$
Pressão Parcial de CO_2	pCO_2 em psi	$PCR_{CO_2} = -0,63pCO_2 + 74$
Concentração do Íons de Sulfato	$[SO_4^{-2}]$ em ppm	$PCR_{sulfato} = -0,013[SO_4^{-2}] + 81$
Concentração do Íons de Bicarbonato	$[HCO_3^{-}]$ em ppm	$PCR_{bicarbon} = -0,014[HCO_3^{-}] + 81$
Concentração do Íons de Cloreto	$[Cl^{-}]$ em ppm	$PCR_{cloreto} = 0,0007[Cl^{-}] + 9,2$

Fonte: Adaptado de Papavinasam (2014)

Na tabela 2, θ_{CAW} é o ângulo de contato do fluido com o metal do duto, relacionada com a molhabilidade da superfície. Considerando uma gota de água, embora o ângulo de contato varie de 0° a 90° , para o caso do metal molhável a água (*water wet*), e de 90° a 180° , para o caso do metal molhável ao óleo (*oil wet*), é comum que se use apenas os casos extremos de 0° para *water wet*, e 180° para o caso *oil wet*.

Com os valores PCR é possível calcular a $PCR_{adicional}$ que é a média das taxas de corrosão obtidas para os fatores de temperatura, pressão, pH_2S , pCO_2 , cloreto, watercut, molhabilidade e dos sólidos. A $PCR_{adicional}$ não altera significativamente a taxa de corrosão final, mas aumenta a incerteza presente. Também foi chamada de taxa de corrosão geral (PAPAVINASAM, 2014). Usando as 11 taxas calculadas por

efeito, mais a taxa $PCR_{adicional}$ a taxa média de crescimento dos pites, em mpy (mili-polegadas ao ano) é calculada usando a equação (1):

$$PCR_{medio}(mpy) = \frac{PCR_{oleo} + PCR_{agua} + PCR_{solidos} + PCR_{temp} + PCR_{pressao} + PCR_{pH_2S} + PCR_{sulfato} + PCR_{pCO_2} + PCR_{bicarb} + PCR_{cloreto} + PCR_{adicional}}{12} \quad (1)$$

O efeito da duração também é considerado no modelo de Papavinasam. A taxa de corrosão por pites tende a diminuir hiperbolicamente como uma função do tempo. Então, se as condições de operações são constantes ao longo dos anos, a taxa de corrosão média para vários anos pode ser calculada utilizando a equação (2).

$$PCR_{medio}(mpy) = \frac{\frac{PCR_{medio}}{1} + \frac{PCR_{medio}}{2} + \frac{PCR_{medio}}{3} + \dots + \frac{PCR_{medio}}{t}}{t} \quad (2)$$

Onde t é uma constante correspondente ao número de anos onde a corrosão por pites é prevista. Esta constante pode encontrar algumas variações quando utilizada para testes de laboratório ou, a depender da condição de previsão. Por exemplo, quando a previsão foi feita para um poço vertical com fluxo oscilatório, Papavinasam et al. (2008) considerou t duas vezes maior, já que foi assumido que a superfície só estaria molhada a metade do tempo. É possível que mudanças nas condições de operações redefina t novamente para 1.

Na equação acima PCR_{medio} no lado direito da equação é o calculado no ano do seu respectivo denominador. Ou seja, no primeiro termo temos o PCR_{medio} do primeiro ano, no segundo temos o PCR_{medio} do segundo ano, e assim por diante.

A PCR_{medio} é então, alterada de acordo com o regime de fluxo (tabela 3), como visto na equação (3), devolvendo a chamada $PCR_{non-mic}$ que é a taxa de corrosão por pites em mm/ano em aço carbono, inicialmente desconsiderando os efeitos da corrosão microbiológica. Posteriormente, este modelo pode ser mais explorado para inclusão da corrosão microbiológica a partir do modelo de Sooknah.

$$PCR_{non-mic}(mpy) = PCR_{médio} F_{fluxo} \quad (3)$$

Tabela 3 – Variação de PCR de acordo com o regime de fluxo

Tipo de Fluxo	Fator de fluxo (F_{fluxo})
<i>Slug</i>	Sem mudança
<i>Plug</i>	0,98
<i>Bubble</i>	0,96
<i>Dispersed</i>	0,94
<i>Oscillatory</i>	0,92
<i>Annular</i>	0,90
<i>Churn</i>	0,88
<i>Wave</i>	0,86
<i>Stratified</i>	0,84

Fonte: Adaptado de Papavinasam (2014)

3.1.1.3 Localizada por Frestas

A corrosão localizada por frestas é um exemplo de ataque localizado em áreas teoricamente protegidas do material, desde que um pequeno volume de solução esteja presente. É causada pelas diferentes concentrações de agentes corrosivos sobre a superfície do metal (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008). A corrosão de frestas é principalmente observada em metais passivos ou em ligas cobertas com filmes protetores de óxidos. Da mesma forma que a corrosão localizada por pites, depende da destruição da camada passiva para ocorrer (CRAGNOLINO, 2021; PALMER e KING, 2008). Pode ser entendida como uma corrosão por pites que ocorre dentro de uma fresta: há formação de pites dentro do espaço, entretanto o mecanismo não é o mesmo.

Segundo Palmer e King (2008) a corrosão de frestas ocorre em condições menos severas que a corrosão por pites, já que o ambiente da fresta é um facilitador da corrosão.

As causas da corrosão de frestas também são explicitadas por Ahmad (2006) como:

- Presença de espaços estreitos entre componentes metálicos ou entre componentes metálicos e não metálicos;
- Presença de rachaduras, cavidades e outros defeitos no metal;
- Deposição de diversos tipos, como biológicas ou de lama na superfície do metal.

A morfologia do ataque dentro da fresta pode variar desde muito semelhante a corrosão por pites até uma corrosão mais uniforme. Sendo que a geometria da fresta é de crucial importância para a ocorrência deste tipo de corrosão: o espaço da fresta deve ser suficiente para permitir a entrada de solução, mas pequena o suficiente para manter um ambiente ocluso (CRAGNOLINO, 2021).

3.1.1.4 Microbiológica (MIC)

A corrosão microbiológica (MIC) é aquela mediada pela ação de micróbios e pelos produtos metabólicos gerados. Vários tipos de organismos podem se envolver na MIC, contudo sua ação é relacionada a alteração do ambiente local e das condições do ambiente e da superfície, consequentemente facilitando as reações eletroquímicas responsáveis pela corrosão (CRAGNOLINO, 2021). Natarajan (2018) diz que os microrganismos envolvidos na MIC são, geralmente adeptos a condições extremas, ou seja, têm tolerância às variações em pH, temperatura, pressão ou em concentrações de metais. Sendo adeptos, então à ambientes hostis e presentes em praticamente todos os ambientes.

Na MIC, os microrganismos podem iniciar, acelerar ou facilitar as reações catódicas e anódicas. O papel das bactérias é considerado como o de catalisadores para as reações de corrosão, que agora podem ocorrer de forma contínua em

condições anaeróbicas, aeróbicas, ácidas, neutras ou alcalinas (NATARAJAN, 2018). Little et al. (2020), resume a MIC como o resultado da confluência de três “Ms”: microrganismos, meio (composição química e parâmetros físicos como temperatura e fluxo) e metais.

O estágio inicial da MIC é a formação de biofilme na superfície metálica que está exposta ao ambiente. Biofilmes são complexos originados pela espécie microbiana para maximizar sua sobrevivência no ambiente. Este filme protege os microrganismos das possíveis flutuações de pH, de biocidas, e de concentrações de metais que podem afetar a colônia, este é um dos fatores que faz que as bactérias e outros microrganismos sejam tão resistentes à ambientes hostis. A presença do biofilme e da heterogeneidade relacionada a eles na superfície afeta o modo e a taxa de corrosão – na maioria dos casos, a MIC se torna uma corrosão localizada (CRAGNOLINO, 2021). Como a MIC pode se tornar uma corrosão localizada, é também de grande preocupação.

É importante ressaltar a importância das bactérias sulfato redutoras (ou *sulfate reducing bacteria* – SRB) que são capazes de promover corrosão localizada de aços e de outras ligas sob condições anaeróbicas em microambientes, que, por sua vez podem existir nos biofilmes produzidos pelas próprias bactérias (CRAGNOLINO, 2021). Especificamente, aços-carbonos e ligas de cobre são vulneráveis à MIC por SRB, pois os óxidos metálicos nestes materiais podem reagir com sulfetos (LITTLE; HINKS; BLACKWOOD, 2020). Segundo Natarajan (2018), as SRB em ambientes anaeróbicos utilizam sulfato como alimento, gerando H_2S em troca.

Segundo Palmer e King (2008) a corrosão microbiológica em dutos, na área de óleo e gás, resulta da atividade justamente das bactérias SRB. Em óleo cru, as SRB vivem em camadas de água estratificada, produzindo pites localizados. Em dutos de injeção de água, as colônias são mais distribuídas.

A formação de H_2S pode ser prejudicial ao ambiente já que o composto influencia no aumento de tipos de corrosão, e na própria *sour corrosion*, que será discutida posteriormente. Este efeito é confirmado por Palmer e King (2008) que

afirma que os sulfetos produzidos pelas SRB e a taxa dos ataques de pites resultantes são similares ao da corrosão *sour*.

Conforme mencionado anteriormente, a MIC pode ser prevista utilizando o modelo de Sooknah. Este modelo utiliza um fator de risco, R_{MIC} , que pode ser utilizado para adaptar a $PCR_{non-mic}$ obtida da corrosão por pites do modelo de Papavinasam (PAPAVINASAM, 2014), utilizando a equação (4).

$$PCR_{final} = PCR_{non-mic} \times \left(\frac{R_{MIC}}{50} \right) \quad (4)$$

O fator de risco é calculado de acordo com diferentes variáveis apresentados na tabela 4. Cada parâmetro corresponde a uma pontuação, as quais são todas somadas ao fim para o cálculo do R_{MIC} . A soma máxima de todos os riscos é 100 (PAPAVINASAM, 2014).

Tabela 4 – Pontuações de Risco para a MIC de acordo com o modelo de Sooknah

Parâmetro	Faixas do Parâmetro	Pontuação de Risco	Unidade	Observações
Velocidade de fluxo	Acima de 3 2 – 3 1 – 2 0 – 1	1 2 – 12 12 – 18 18 – 20	m/s	
Temperatura	Abaixo de -10 -10 – 15 15 – 45 45 – 70 70 – 120 Acima de 120	0 1 7 – 10 7 – 4 4 – 1 0	°C	

Parâmetro	Faixas do Parâmetro	Pontuação de Risco	Unidade	Observações
Razão da pressão parcial de gases ácidos	Acima de 20 Abaixo de 20	10 2	$p\text{CO}_2/p\text{H}_2\text{S}$	Apenas se a quantidade de H_2S for maior que 10 mol/kmol (1%) de volume
pH	Abaixo de 1 1 – 4 4 – 9 9 – 14 Acima de 14	0 5 10 1 0		
Índice de Saturação de Langelier (LSI)	Abaixo de -6 -6 – -1 -1 – 1 1 – 8 Acima de 8	10 10 – 5 0 1 – 8 8		A tendência da MIC diminui conforme o valor do LSI aumenta na direção negativa, pois a tendência da corrosão não-MIC aumenta. A tendência da MIC aumenta conforme o valor do LSI aumenta, já que mais incrustações são formadas.
Total de sólidos suspensos (TSS)	Presente Presente Ausente	10 0 0		Se a velocidade de fluxo for entre 0 e 3 m/s. Se a velocidade de fluxo for acima de 3 m/s

Parâmetro	Faixas do Parâmetro	Pontuação de Risco	Unidade	Observações
Total de Sólidos dissolvidos (TDS)	Abaixo de 15 mil	1	ppm	
	15 mil – 150 mil	1 – 10		
	Acima de 150 mil	10		
Potencial Redox (Eh)	Abaixo de -15	1	mV	
	-15 – +150	1 – 10		
	Acima de 150	10		
Enxofre	Presente	10		
	Ausente	1		

Fonte: Traduzido de Papavinasam (2014).

Observe que para a MIC ocorrer, é necessário presença de água molhando o metal. Se o metal não for molhado por água, então, não há ocorrência de MIC (PAPAVINASAM, 2014).

De acordo com Sooknah, Papavinasam e Revie (2007) dos parâmetros apresentados na Tabela 4, TDS, TSS e o LSI são usados para avaliar a água e sua influência no ambiente.

TDS, ou Total de Sólidos Dissolvidos, reflete o conteúdo mineral na água, podendo ser convertido para a condutividade elétrica que fornece indicação sobre os principais cátions e ânions na solução (SOOKNAH, PAPAVINASAM, REVIE, 2007).

LSI, ou Índice de Saturação de Langelier é um cálculo que determina se a água tem natureza corrosiva ou de incrustação, baseada em seu pH, temperatura, alcalinidade e em sua dureza. Um LSI de entre -0,5 e -2,0 indica uma água corrosiva, entre 0,5 e 2,0 indica água com tendência de formação de incrustação. Enquanto um LSI de 0 indica que a água é balanceada, sem tendência de incrustação ou de corrosão (SOOKNAH, PAPAVINASAM, REVIE, 2007).

TSS, ou Total de Sólidos em Suspensão, são sólidos não dissolvidos presentes na solução. Estes sólidos podem fornecer ambiente propício para microorganismos quando presentes em velocidades de fluxo abaixo de 3 m/s (PAPAVINASAM, 2014).

Os sólidos suspensos ou deposições aceleram as taxas de corrosão devido a corrosão sob depósito, podendo também prover condições favoráveis para o crescimento de micróbios abaixo destes depósitos (SOOKNAH, PAPAVINASAM, REVIE, 2007).

3.1.1.5 Galvânica

A corrosão galvânica pode ocorrer quando dois metais diferentes estão em contato um com o outro em um ambiente corrosivo. O ataque é geralmente localizado próximo ao ponto de contato. Para que a corrosão galvânica ocorra, os metais devem ser de diferentes potenciais eletroquímicos (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008).

Quando dois metais com diferentes potenciais se juntam, uma célula galvânica é formada. Logo, a força por trás deste tipo de corrosão é a diferença de potenciais entre os materiais. Entre os dois metais diferentes, o menos nobre se torna ânodo, e tende a corroer (AHMAD, 2006).

Em geral, a corrosão galvânica se parece morfologicamente com a generalizada, entretanto, suas formas mais danosas são quando ocorre de forma localizada em áreas limitadas. Em especial, quando uma grande área catódica muito grande está em contato com uma pequena área anódica, a corrosão localizada galvânica pode ocorrer (CRAGNOLINO, 2021).

Os princípios da corrosão galvânica podem ser usados formas de se prevenir corrosão, entre elas, a proteção catódica. Em um sistema sacrificial de proteção catódica, ânodos de metais ativos (Zinco, Magnésio e Alumínio) são usados para proteção de estruturas de aço. Os ânodos fornecem mais proteção para os metais menos ativos, pois eles corroem e liberam elétrons. Os elétrons liberados pelos metais corroídos entram as estruturas de aço, que se tornam catódicas, e logo, não corroem.

Esta forma de proteção é muito comum em áreas externas de equipamentos na área de petróleo (AHMAD, 2006).

3.1.1.6 Assistida pelo meio (SCC)

A corrosão assistida pelo meio pode ser, em inglês, a *stress corrosion cracking* (SCC) ou corrosão fadiga, também chamada, em inglês, de *corrosion fatigue cracking* (CFC). A corrosão fadiga é tratada no próximo tópico.

Cragnolino (2021) define a SCC como um processo no qual rachaduras se propagam em um metal ou liga como consequência de uma tensão de tração, e de um meio corrosivo. A definição apresentada por Ahmad (2006) diz que a SCC é a falha de um material resultante de uma ação conjunta de tensão, ambiente e de ataques químicos. Outra definição similar é a de Chilingar; Mourhatch; Al-Qahtani, (2008) de que a SCC é produzida por efeitos combinados de tensão, ou stress, e corrosão no comportamento dos metais. Logo, os três artigos definem a SCC de forma muito similar.

Em outras palavras, a SCC é uma combinação de um material suscetível, de um meio corrosivo específico e de tensão de tração. Os mesmos três fatores são citados por Ahmad (2006) como condições para ocorrência de SCC.

Por conta da energia extra originada da tensão, a porção do metal exposta a maior tensão age como um ânodo, sendo onde a corrosão vai ocorrer; e a região não sujeita a tração é a região catódica (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008).

Palmer e King (2008) afirmam que para aços austeníticos e aços inoxidáveis duplex, a SSC e a CSCC (*chloride stress corrosion cracking*) são as mais comuns. Sendo que a SSC é um problema interno dos dutos, e a CSCC é um problema prevalentemente externo.

Um dos motivos de iniciação da SCC podem ser defeitos pré-existent. Entre estes defeitos estão: descontinuidades da superfície, pites de outros tipos de corrosão, e limites de grãos (AHMAD, 2006).

Segundo Cragnolino (2021), a SCC é uma das formas mais traiçoeiras de falha de ligas em aplicações industriais. Podendo ocorrer com qualquer material exposto a um ambiente corrosivo e à tração suficiente. Tal fato também é comentado por Chilingar; Mourhach; e Al-Qahtani (2008), que afirmam que o maior problema da SCC é que ela pode ocorrer na maioria das ligas, e os agentes corrosivos que promovem a SCC podem diferir caso a caso. A falha por SCC também pode ocorrer em ambientes ácidos ou em ambientes alcalinos, geralmente na presença de íons cloreto e/ou de oxigênio. Ahmad (2006) complementa que as falhas por SCC costumam ser repentinas e imprevisíveis, podendo ocorrer apenas após alguns meses de serviço do equipamento ou estrutura.

3.1.1.7 Assistida pelo meio (Fadiga)

Segundo Ahmad (2006), a corrosão fadiga é um processo no qual os metais fraturam por fadiga prematuramente em níveis de tensão mais baixos do que o esperado, simultaneamente sob condições de corrosão e sob estresses cíclicos. Em teoria, um metal sujeito a um limite de tensão de fadiga, pode ter tempo de vida indefinido – chamada de vida infinita. Entretanto, quando a estrutura é sujeita a estresses cíclicos e a um ambiente corrosivo, este limite é muito reduzido. Cragnolino (2021), por sua vez, define que a corrosão fadiga ocorre quando uma componente metálica exposta a um ambiente corrosivo é sujeita a estresses cíclicos. Sua diferença para a fadiga de materiais é que a fadiga ocorre sem um meio corrosivo envolvido.

A corrosão fadiga é muito próxima a SCC mencionada anteriormente. As duas juntas são as chamadas corrosão assistida pelo meio, ou, em inglês, *environmentally assisted cracking* (EAC). Entretanto, o efeito do ambiente é bem menos específico na corrosão fadiga – praticamente todos os metais e ligas, sob condições ativas ou passivas – sofrem corrosão fadiga em ambiente aquoso. No geral, o ambiente afeta a

taxa deste tipo de corrosão, pois afeta a velocidade das reações (CRAGNOLINO, 2021).

Segundo Ahmad (2006) os possíveis locais de iniciação das rachaduras de fadiga são: descontinuidades no metal, inclusões, ranhuras na superfície, sítios de pites, ou de corrosão intergranular. As rachaduras geralmente também são iniciadas na superfície, mas também são possíveis na subsuperfície.

De acordo com Palmer e King (2008), a corrosão fadiga é rara em pipelines submarinas, mas uma exceção ocorre para *risers*. Os *risers* estão sob risco de fadiga por conta de tensões causadas ciclicamente por ondas e correntezas. O estresse cíclico acaba tendo um efeito prejudicial maior em aço-carbono em meio corrosivo do que a exposição ao ar.

3.1.1.8 Intergranular

Cragnolino (2021) define a corrosão intergranular como um tipo de corrosão localizada caracterizada por ataques corrosivos preferenciais no limite de grão ou em áreas adjacentes. De forma similar a outras formas de corrosão localizada, ocorre principalmente em ligas passivas expostas a agentes corrosivos específicos.

Em geral, a corrosão intergranular é causada por depleção de agentes de elementos da liga em áreas adjacentes aos limites de grão. Desta forma, a maioria das ligas, quando expostas a tratamentos de calor específicos, se tornam suscetíveis a corrosão intergranular. Muitos casos envolvem ligas Fe-Ni-Cr, e particularmente aços inoxidáveis austeníticos (CRAGNOLINO, 2021). Os ataques são comuns em aços inoxidáveis, ligas de níquel e de alumínio (AHMAD, 2006).

Chilingar; Mourhatch e Al-Qahtani (2008) afirmam que metais são preferencialmente atacados ao longo dos limites de grão. Tratamentos de calor de ligas ou exposição a altas temperaturas podem causar precipitação de materiais ou heterogeneidades da estrutura do metal nos limites de grão, o que resulta em ataques preferenciais. Sendo que este ataque vai ocorrer em uma faixa estreita em cada lado da solda devido à sensibilização devido a própria soldagem.

Segundo Ahmad (2006) a corrosão intergranular é menos perigosa do que a SCC, ou mesmo que a corrosão fadiga. De acordo com Palmer e King (2008) a corrosão intergranular em pipelines de aço-carbono é rara, a não ser que trabalhos inapropriados de solda tenham sido realizados.

3.1.1.9 Erosão-Corrosão

Cragolino (2021) descreve a erosão-corrosão como o efeito adicional da existência de partículas em um fluido sendo movimentado. Segundo Chilingar, Mourhatch e Al-Qahtani (2008) a combinação de erosão e corrosão em um mesmo lugar resulta em um ataque localizado severo. A erosão-corrosão também remove filmes protetores, expondo a superfície do metal para o ambiente corrosivo, e, portanto, acelerando a corrosão.

Altas velocidades e presença de material abrasivo suspenso no fluido contribuem para o processo destrutivo da erosão-corrosão (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008).

Palmer e King (2008) afirmam que a presença de sólidos, em particular de areia, pode alterar o comportamento da corrosão, principalmente porque as partículas danificam os filmes protetores. Podendo ter consequências severas.

Na área de óleo e gás, as áreas mais suscetíveis são as áreas com curvaturas, e áreas com alta turbulência no fluxo, como *manifolds*. Em geral, deseja-se manter o nível de areia em faixas toleráveis, por exemplo, para óleo em duto horizontal valores de 3 a 5 lb/1000 barris são aceitáveis (PALMER e KING, 2008).

Entretanto, o maior perigo da erosão-corrosão não é em oleodutos, mas sim em gasodutos. Por conta da baixa densidade do gás, o momento das partículas se mantém alto, sendo mais prejudicial ao duto (PALMER e KING, 2008). Algumas sugestões feitas pelos dois autores são de prevenção do arrastamento das areias e sólidos na fase gás; manutenção de baixas velocidades de fluxo para prevenir o dano aos filmes protetores; manter a velocidade alta para a ocorrência de corrosão generalizada ao invés de por pites; e uso de materiais mais resistentes na construção.

3.1.1.10 Corrosão por CO₂ (Sweet)

Segundo Kermani e Harrop (1996) 25% das falhas relacionadas à corrosão na indústria de óleo e gás são associadas a corrosão *sweet* (ou doce), causada por gás carbônico e corrosão *sour* (ou azeda) causada por sulfeto de hidrogênio. Palmer e King (2008) associam 32% das falhas por corrosão interna como causadas pela corrosão por CO₂, considerando uma companhia de óleo em diversos campos offshore.

A corrosão *sweet* é um tipo comum de corrosão que Chilingar; Mourhatch; e Al-Qahtani (2008) definem como a deterioração de um metal devido a contato com gás carbônico, ou com outros agentes similares, exceto H₂S. Sendo que a corrosão *sweet* pode ser reconhecida por corrosão por pites no aço.

Os sistemas de CO₂ são um dos ambientes mais comuns na indústria de óleo e gás (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008). Isso é comentado também por Ormellese (2018): “CO₂ é a causa mais importante de corrosão em estruturas de produção de óleo e gás”.

Segundo Palmer e King (2008), a corrosão por CO₂, começaria com uma taxa alta, que cai rapidamente em 24 a 48 horas, já que os filmes de proteção se formam.

Uma regra simples é comentada por Palmer e King (2008) para ser usada em campos de baixa pressão e baixa temperatura:

- p_{CO_2} abaixo de 1 bar: corrosão baixa
- p_{CO_2} entre 1 e 2 bar: corrosão modesta
- p_{CO_2} acima de 2 bar: corrosão alta

De acordo com Palmer e King (2008) a corrosão *sweet* resulta em ataques localizados e pites, sendo que os danos mais severos geralmente estão no fundo do duto dispostos horizontalmente. Esta posição também é chamada de posição 6 o'clock e é geralmente onde a água se acumula.

Na corrosão por CO_2 , é comum que a corrosão se espalhe no sentido *downstream*. Ou seja, inicia-se com um pite, e por efeito do fluxo e da turbulência, se espalha continuamente chegando à corrosão de mesa (Figura 9).



Figura 9 – Morfologia da corrosão *sweet*.
Fonte: Traduzido de Palmer e King (2008)

Baseado em experimentos e em dados de campo, a taxa de corrosão do aço-carbono depende de três fatores: pressão parcial de CO_2 , temperatura (T), e pH da fase aquosa (ORMELLESE, 2018).

3.1.1.11 Corrosão por H_2S (*Sour*)

Corrosão *sour* é quando ocorre deterioração do metal devido ao contato com H_2S e umidade. Apesar do sulfeto de hidrogênio não ser corrosivo sozinho, ele se torna um agente muito corrosivo quando está na presença de água. (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008). Palmer e King (2008) especificam que a corrosão *sour* acontece em fluidos contendo H_2S , sendo que a pressão parcial de H_2S deve ser no mínimo 0,05 psia (0,34 kPa) para que o fluido seja considerado azedo.

A corrosão *sour* pode ser reconhecida por um depósito escuro, que corresponde ao sulfeto de ferro, na superfície do ferro. A deposição tende a acelerar a corrosão, pois o FeS_x vai agir como o cátodo, e o ferro como ânodo. A corrosão *sour* resulta em pites profundos no equipamento (CHILINGAR; MOURHATCH; AL-QAHTANI, 2008).

A área de produção dos sulfetos pode ser *upstream* de onde eles se depositam e causam corrosão. Infelizmente, o uso de inibidores de corrosão não costuma ser eficiente com os sulfetos. *Pigging* costuma ser mais eficiente no caso da corrosão *sour* (PALMER e KING, 2008).

3.1.2 Fatores que influenciam na corrosão

Na indústria de óleo e gás, a maior parte da corrosão envolve a presença de água na forma líquida. Logo, conforme um campo de óleo envelhece, e a quantidade de água aumenta, a corrosão também aumenta. Este processo, quando há apenas produção de óleo, pode levar anos (HEIDERBACH, 2011).

Papavinasam (2014) e Papavinasam et al. (2006) não focam somente no *water cut* como um fator que afeta a corrosão, mas em outras características relacionadas, principalmente, o tipo de emulsão. Para que haja corrosão, a emulsão deve ser do tipo óleo-em-água (O/W), que é condutora. Em campos de óleo, a emulsão é inicialmente do tipo água-em-óleo (W/O), e a partir de um *water cut*, chamado de “ponto de inversão da emulsão”, do inglês “emulsion inversion point” (EIP), se torna do tipo O/W.

O tipo de emulsão, não é o único fator que determina a corrosão. Quando temos uma emulsão O/W, se a corrosão é contínua ou não, depende do tipo de molhabilidade da superfície metálica. Quando temos uma superfície molhada por óleo, a corrosão é negligível, mas quando, a superfície é preferencialmente molhada pela água, a corrosão ocorre. Também temos o caso em que a molhabilidade é considerada neutra ou misturada (*mixed*), aqui, a corrosão pode ou não ocorrer (PAPAVINASAM, 2014; PAPAVINASAM et al., 2006).

Um dos fatores que determina o tipo de molhabilidade é o regime de fluxo, sendo os diferentes tipos apresentados na figura 10 (HEIRSBACH, 2011). Em fluxos multifásicos (óleo, água e gás), o regime é dependente da inclinação do duto, da velocidade, e da direção (PAPAVINASAM et al., 2005). A depender do regime de fluxo,

as espécies corrosivas podem ser levadas a superfície metálica, ou completamente separadas. Logo, o regime de fluxo pode diminuir a corrosão, ou aumentar (PAPAVINASAM, 2014).

Três tipos de corrosão são mais determinados pelo regime de fluxo: erosão-corrosão, corrosão *underdeposit*, e corrosão topo-de-linha. Quando o fluxo é muito alto, a fase sólida, em geral areia, pode colidir na superfície, causando corrosão, entretanto quando o fluxo é muito baixo, podemos ter formação de depósitos, causando corrosão *underdeposit*. Estas localizações são susceptíveis a corrosão localizada por pites (PAPAVINASAM, 2014). Quando temos um fluxo estratificado, com um condensado de gás, água e outros contaminantes em contato com o metal no topo do duto, temos a corrosão no topo-de-linha, também chamada de corrosão 12 o'clock (HEIDERSBACH, 2011).

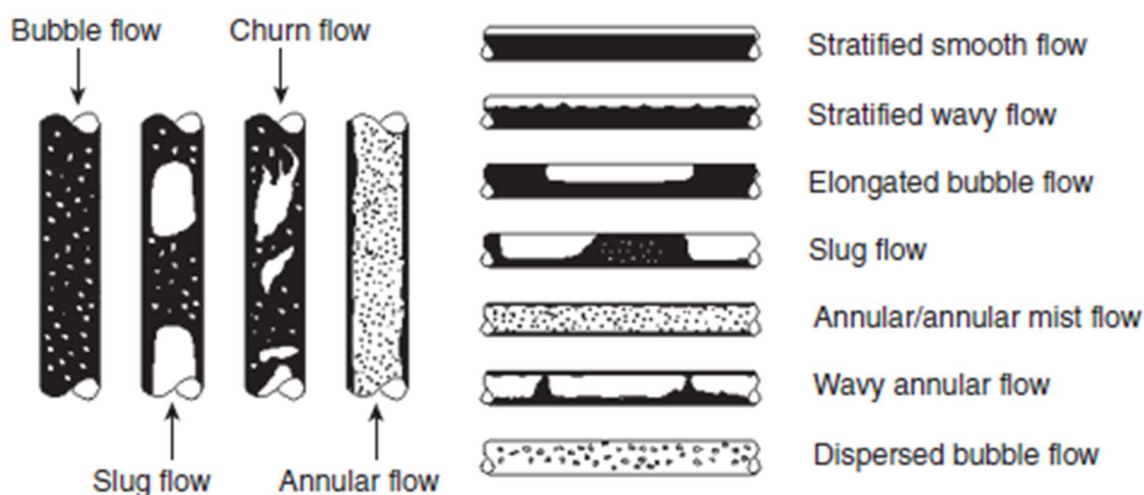


Figura 10: Diferentes regimes de fluxo comuns em tubulações na indústria de óleo e gás. As áreas escuras representam líquido, e as claras representam gás.
Fonte: Heidrsbach, 2011.

A corrosão também é afetada pelo meio sendo transportado. Diversos fatores podem contribuir ou reduzir a corrosão. Pressão, temperatura e pH têm efeitos individuais simples, que são influenciados por outros fatores ambientais. Ramachandran (2017) afirma que estes três fatores podem, principalmente, mudar as performances dos inibidores de corrosão.

No caso da pressão, Papavinasam et al. (2005) não encontrou correlação entre as taxas de crescimento de pites, e a pressão de operação. Enquanto Papavinasam (2014), estabelece que maiores pressões de operações podem diminuir a corrosão, pois facilitam a formação de uma camada de superfície compacta, mas que os principais efeitos da pressão se relacionam as pressões parciais de diferentes gases corrosivos e espécies químicas.

Para o pH, Heiderbach (2011) e Ramachandran (2017) afirmam que um pH mais baixo, ou seja, mais ácido, aumenta as taxas de corrosão. Segundo Papavinasam (2014), na indústria de óleo e gás, o pH depende das pressões parciais dos gases ácidos (H_2S e CO_2), das concentrações de bicarbonato, e íons acetato, das concentrações de espécies formadoras de incrustações (carbonato de cálcio), da temperatura e de ácidos orgânicos (ácido acético). Sendo necessário analisar cada um destes fatores de forma individual para se ter um melhor parâmetro.

Individualmente, a temperatura pode afetar a corrosão. Em alguns casos, o aumento de temperatura pode diminuir corrosão – este caso é dependente do ponto de orvalho da água, ou seja, a temperatura abaixo da qual a água condensa. Se a operação ocorre acima do ponto de orvalho, não há água em fase líquida, diminuindo, se não parando a corrosão. Entretanto em temperaturas em torno dos $450^{\circ}C$ podemos ter corrosão de alta temperatura (PAPAVINASAM, 2014).

A diminuição de temperatura também pode diminuir a corrosão, o que ocorre quando há formação de sólidos como asfaltenos, ceras e hidratos. Contudo, estes sólidos causam outros tipos de problemas e sua formação deve ser evitada (PAPAVINASAM, 2014).

Além destes dois casos, a temperatura pode apresentar diferentes efeitos em outros fatores de corrosão, como as concentrações de CO_2 , H_2S e O_2 . Novamente, sendo necessário analisar cada um destes individualmente (PAPAVINASAM, 2014).

Como foi visto, o CO_2 é responsável pela corrosão *sweet*. Na água, o CO_2 forma diferentes espécies, mudando de acordo com o pH (Figura 11). As concentrações de

CO₂ na água, aumentam com uma diminuição da temperatura, e esta, controla a formação das camadas de proteção. Em temperaturas abaixo de 60°C temos a ausência de camadas protetoras (ou camadas pouco aderentes), e acima disto (até 150°C), temos a formação de camadas protetoras e aderentes. Logo, acima de 60°C, a taxa de corrosão é determinada por quanto o filme é protetor, e abaixo disto, a taxa é determinada por pH, temperatura, metalurgia e pressão parcial de CO₂ (HEIDERBACH, 2011 e PAPA VINASAM, 2014).

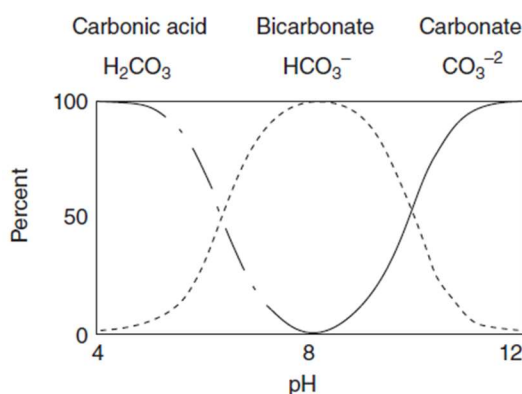


Figura 11: Distribuição do ácido carbônico, bicarbonato, e carbonato em função do pH.
Fonte: Heidersbach, 2011

O H₂S tem um pequeno efeito inibidor sobre a corrosão de CO₂ sobre o aço, devido a formação do filme mais protetor de sulfeto de ferro. Enquanto a razão for pCO₂/pH₂S > 5000, a corrosão por CO₂ ocorre e acima disto temos corrosão por H₂S. Esta razão pode variar com temperatura e pH. A taxa de corrosão vai aumentar com a temperatura até 60°C, acima disso, a camada protetora é mais aderente e resistente, podendo causar redução da taxa. Para o pH, abaixo de 2,8 não há formação da camada de proteção e a taxa é maior. Conforme o pH aumenta, há uma maior formação de FeS, e a taxa de corrosão diminui (PAPA VINASAM, 2014).

Em condições normais, oxigênio não é encontrado em profundidades acima de 100m. Entretanto, traços de O₂ podem ser responsáveis por corrosão, mesmo que sua inserção no sistema não seja intencional. Sua solubilidade em água aumenta com a diminuição da temperatura. A taxa de corrosão por O₂ aumenta muito rápido com o

aumento da temperatura, continuando em sistemas fechados até que a evaporação da água seja um impedimento (PAPAVINASAM, 2014).

Segundo Papavinasam (2014), o pH afeta a formação de camadas de proteção na corrosão por O_2 . Em pH abaixo de 4, nenhuma camada é formada, e a taxa de corrosão é independente da concentração de oxigênio. Entre pH 4 e 10, a taxa de corrosão aumenta em conjunto com a concentração, e acima de pH 10 a taxa diminui devido a formação de camadas de proteção aderentes e estáveis.

Além da presença de gases, as concentrações de outras espécies podem afetar a corrosão. Entre elas, ácido acético, mercúrio e outros íons.

A presença de ácido acético pode aumentar a taxa de corrosão por diminuir localmente o pH – não necessariamente afetando o mecanismo de corrosão (PAPAVINASAM, 2014).

A presença de areias em certas partes da indústria de óleo e gás é inevitável. Sua presença pode afetar a corrosão *underdeposit*, a erosão-corrosão, e a erosão do sistema, estes processos também são muito afetados pelo regime de fluxo (PAPAVINASAM, 2014).

Mercúrio pode aparecer em traços na maioria das formações de hidrocarbonetos, podendo causar fragilização e quebra de alumínio em estruturas. Sozinho, pode formar pequenas superfícies catódicas em aço, mas não é um grande problema de corrosão galvânica. Seu maior problema é o *liquid metal embrittlement* (LME), uma forma de SCC, que acaba causando (PAPAVINASAM, 2014 e HEIDERSBACH, 2011).

No caso de íons três tem efeitos importantes para a corrosão por pites e por CO_2 :

Íons cloreto, são agentes potentes de destruição de camadas passivas de superfície, que em outros casos seriam protetoras, logo, a presença de cloreto pode

acelerar a taxa de desenvolvimento de pites (PAPAVINASAM, DORION, REVIE, 2007).

Os íons sulfato, pelo contrário, podem inibir corrosão localizada pois desenvolvem uma camada de sulfatos no metal, entretanto são só predominantes quando há presença de sulfeto de hidrogênio no meio (PAPAVINASAM, 2014).

Enfim, os íons bicarbonato, predominantes apenas quando há presença de dióxido de carbono, podem mudar o equilíbrio das reações ocorrendo no meio, diminuindo a formação de ácido carbônico e por consequência, diminuindo a corrosão por CO₂ (PAPAVINASAM, DOIRON, REVIE, 2007).

Por fim, a presença de microrganismos pode causar MIC. Sendo que as SRB são consideradas as mais bactérias severas, já que podem converter ambientes doces em azedos pela produção de H₂S (PAPAVINASAM, 2014). Heidersbach (2011) também considera as bactérias sulfuro-oxidantes (SOB) e as formadoras de *slime* como importantes em campos de óleo. Todas essas bactérias contribuem para a formação de biofilmes que podem levar a taxas de corrosão aumentadas.

Uma forma de determinar um index de severidade de corrosão é apresentada por Srinivasan, Lagad e Kane (2008) na Figura 12.

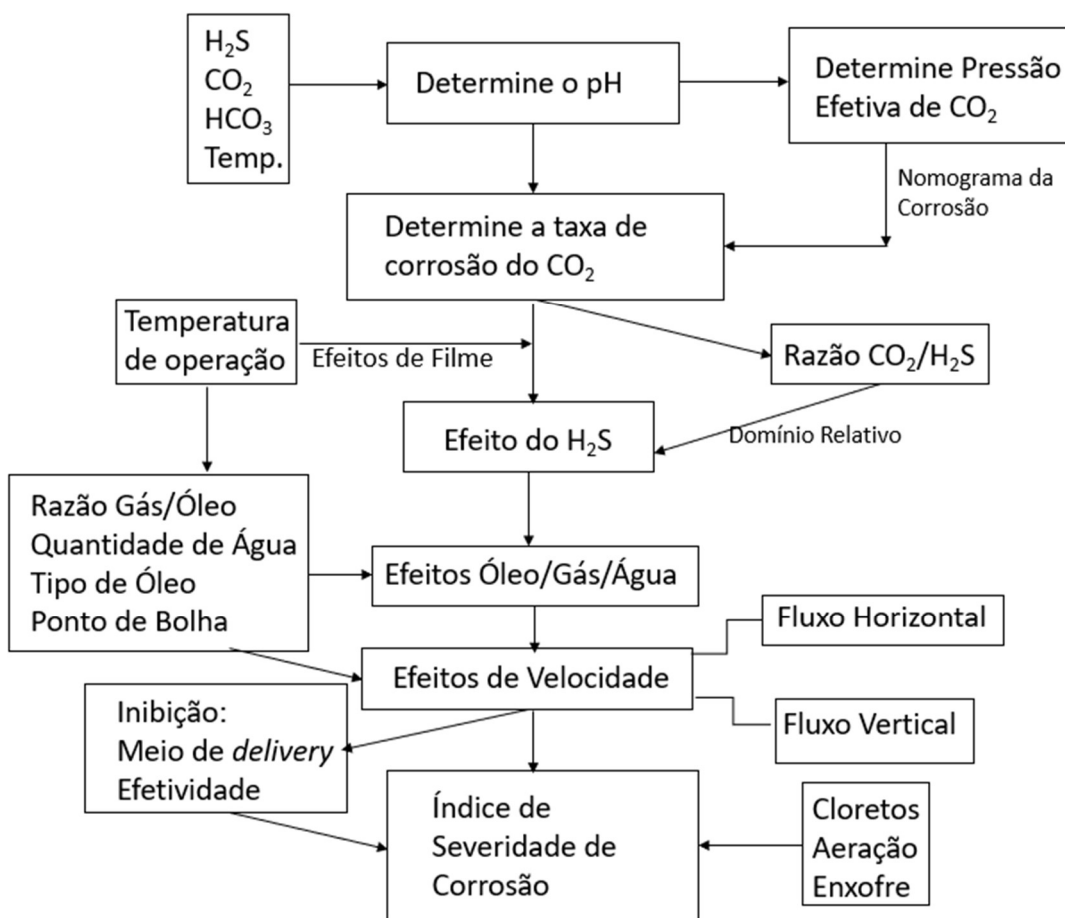


Figura 12: Fluxograma indicando os fatores que determinam a severidade da corrosão a ser esperada em um campo de óleo e gás.

Fonte: Srinivasan, Lagad e Kane (2008).

3.1.3 Monitoramento e Inspeção

Heidersbach (2011) diferencia a inspeção como uma etapa usada para determinar a condição de um sistema e o monitoramento como uma ferramenta para avaliar a necessidade de controle de corrosão ou a eficiência desta. Papavinasam (2014) explica que uma técnica que pode ser colocada em uma localização específica para determinar taxas de corrosão é considerada de monitoramento, enquanto, uma técnica que pode ser colocada em diferentes locais de uma mesma estrutura ou que possa ser levada manualmente é considerada de inspeção. Logo, o monitoramento

também pode ser considerado contínuo, enquanto a inspeção é considerada mais pontual.

O monitoramento pode ter diferentes objetivos além de somente determinar a taxa de corrosão. Papavinasam (2014) cita dois objetivos: selecionar o material apropriado, e as estratégias de mitigação de corrosão; e garantir que estas escolhas são eficientes no ambiente de operação.

No monitoramento, a parte mais importante é a localização analisada. Locais comuns para os sistemas dependem de se a corrosão é esperada na fase de água ou de gás, e de formatos das estruturas (HEIDERSBACH, 2011). Pode-se esperar corrosão de topo ou de fundo de linhas (também chamadas de *12 o'clock* e *6 o'clock*), locais com altas tensões de cisalhamentos e áreas com tensões periódicas e com retenções de fluidos (HEIDERSBACH, 2011 e RAMACHANDRAN, 2017).

A inspeção, por sua vez, é mais focada em algum local, muitas vezes com intenção de determinar o tamanho de defeitos existentes, estabelecimento da máxima pressão permitida, e manutenção da integridade do sistema (PAPAVINASAM, 2014). A partir da identificação dos defeitos, pode-se ocorrer os reparos ou monitoramento mais específico com objetivo de diminuição de risco e extensão da vida da estrutura (RAMACHANDRAN, 2017).

Segundo Heidersbach (2011) as inspeções podem ser planejadas, ou ocorrer durante paradas inesperadas, ou ainda, ocorrer durante diferentes modificações da estrutura. Os locais de inspeção também vão depender das cargas estruturais do equipamento, dos tipos de fluxos envolvidas, e de outros parâmetros julgados pertinentes.

Chalgham, Wu e Mosleh (2020) inovam, ao utilizar um *software* construído pelos autores, para monitorar dinamicamente os efeitos da corrosão de uma *pipeline* em tempo real. Este *software* foi utilizado para melhor determinar datas de inspeção e manutenção, assim como otimizar ações de mitigação.

3.2 Método de Monte Carlo

Williamson (2006) descreve Monte Carlo como o uso de experimentos de amostragem estatística para fornecer soluções para problemas. O método consiste em 5 passos básicos, mostrados na figura 13. Bybee (2006) afirma que Monte Carlo calcula múltiplos cenários, por amostragem repetida de distribuições de probabilidade de variáveis incertas.

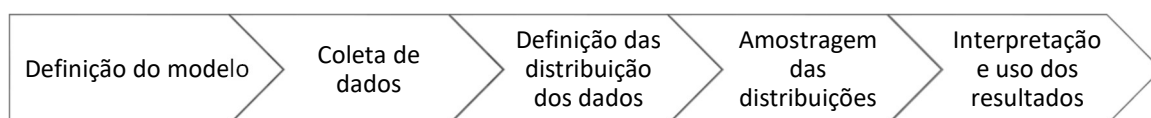


Figura 13: Sequência para o método de Monte Carlo.
Fonte: Williamson, 2006.

A definição do modelo depende do problema que se deseja analisar. Diferentes tipos de corrosão e diferentes modelagens foram utilizadas na área de corrosão em óleo e gás, como será visto no item 3.2.1.

A coleta de dados pode ser experimental, ou utilizando limites da literatura. Por exemplo, no trabalho de Chalgham, Wu e Mosleh (2020), a pressão parcial de H_2S tem 4 etapas variando de zero a 1000 mbar em gasodutos; já Papavinasam (2014) divide pH_2S também em 4 etapas, variando de menor que 2,5 psi (1723mbar) até maior que 50 psi (3447 mbar) para um oleoduto.

A distribuição de dados quer dizer como os dados aleatórios serão encontrados. Bybee (2006) diz que o formato da distribuição é dependente da variável específica, sendo que as distribuições comuns são: normal truncada, log normal, triangular e uniforme.

Na etapa seguinte, temos amostragem que é retirada das distribuições de dados, aqui também é quando a amostragem é aplicada aos modelos escolhidos.

Por fim, ocorre a interpretação dos resultados. O resultado típico de um método de Monte Carlo é um histograma ou um perfil de probabilidade, como visto na Figura 14 (Bybee, 2006).

Alguns estudos envolvendo corrosão na área de óleo e gás, com o uso do método de Monte Carlo estão apresentados no tópico a seguir.

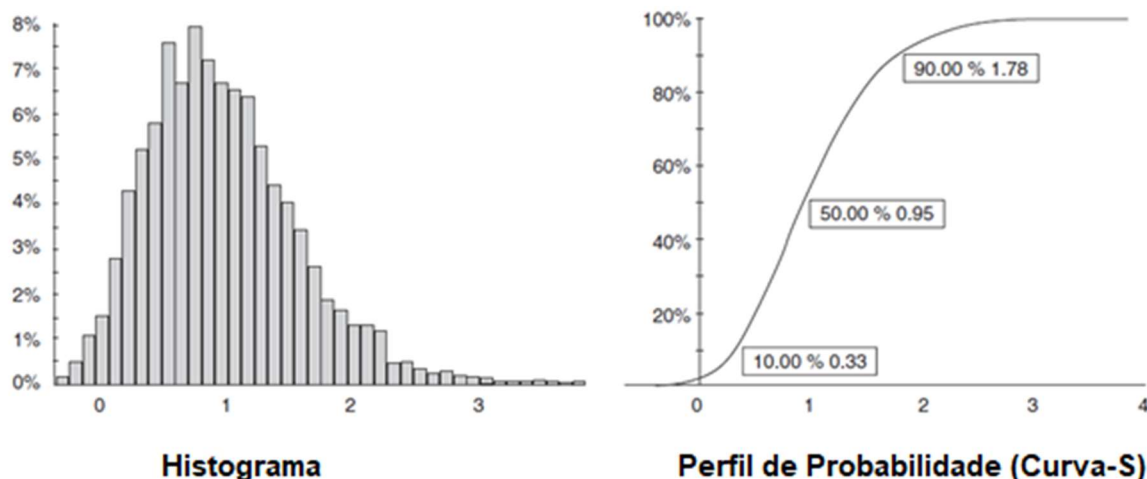


Figura 14: Típico resultado gráfico do Método de Monte Carlo.
Fonte: Bybee (2006).

3.2.1 Simulações na área de corrosão na indústria de óleo e gás

Bybee (2006) destaca que como a inspeção de dutos é um processo caro e que a modelagem das condições de operação pode ajudar com estimativas da perda de metal. Utilizando o método de Monte Carlo, em um estudo de caso, a autora chega em uma curva de probabilidade de falha pelo tempo apresentada na Figura 15. É possível observar que diferentes condições foram utilizadas para a simulação de Monte Carlo, incluindo diferentes tipos de mitigação utilizadas.

O trabalho de Bybee (2006) foi desenvolvido para um oleoduto construído em 1999. A intenção era determinar o efeito do uso de ferramentas de mitigação no design, que teria intenção de durar 20 anos. As maiores ameaças consideradas foram

a corrosão por pites causada por CO₂ e por sulfetos. Bybee (2006) conclui que manter a rotina de mitigação usada não seria o suficiente para o oleoduto durar os 20 anos do design, correspondente ao caso 1 da Figura 15. A autora conclui o programa com mais benefícios inclui o uso do *pigging* o mais cedo possível, o que seria equivalente ao caso 3 da Figura 15.

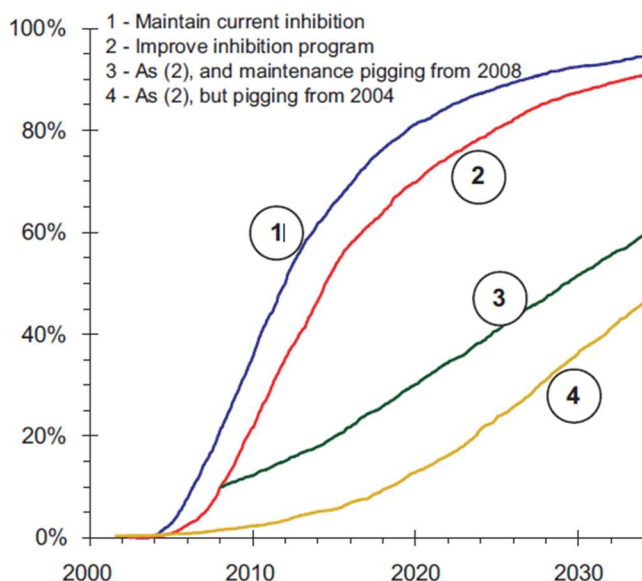


Figura 15: Probabilidade de falha pelo tempo, para diferentes formas de mitigação de corrosão.
 Fonte: Bybee (2006)

Kiefner e Kolovich (2007) fazem a análise de um duto, enterrado, de 36 anos e 147 milhas, sem informação sobre o tipo de fluido transportado. Os autores utilizam simulação de Monte Carlo para determinar a taxa de corrosão, a partir de funções de densidade de probabilidade do tempo desde iniciação da corrosão e da profundidade de pites, os autores chegam as taxas de crescimento de corrosão. Inicialmente, foi assumido que o tempo desde a iniciação da corrosão é uma distribuição uniforme. Este tipo de distribuição é alterado, para uma função com diferentes patamares uniformes ao longo dos anos (Figura 16)

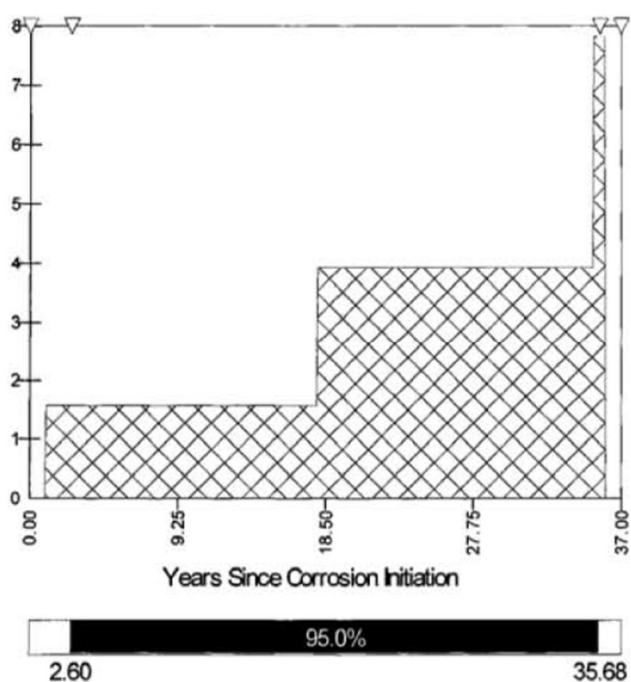


Figura 16: Distribuição personalizada dos tempos desde o início da corrosão.
Fonte: Kiefner e Kolonovich (20007)

As taxas obtidas utilizando esta distribuição personalizada são apresentadas na Figura 17.

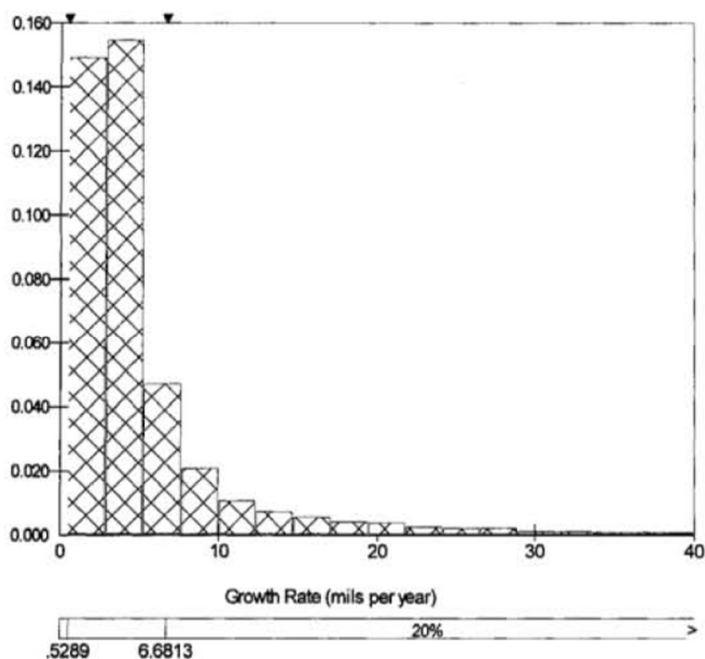


Figura 17: Distribuição das taxas de corrosão.
Fonte: Kiefner e Kolonovich (2007).

Case (2012) realiza uma modelagem estocástica aplicada para a corrosão por CO_2 . O autor utiliza o método de Monte Carlo e modelos de corrosão para encontrar diversos resultados, incluindo entre eles efeitos de mitigação, fatores de proteção de incrustações, e diferenças entre poços de óleo e gás. Na figura 18, o resultado das taxas de corrosão obtidas por Case (2012) é mostrado.

Ao contrário dos dois primeiros trabalhos analisados nesta seção, Case (2012) apresenta os resultados em função da taxa de corrosão em mm/ano ao contrário de uma probabilidade de falha. Também incluindo “tendência de proteção”, F_p , que é adimensional. O autor destaca que a abordagem estocástica do impacto da corrosão tem uma ideia complementar sobre a abordagem determinística normalmente utilizada.

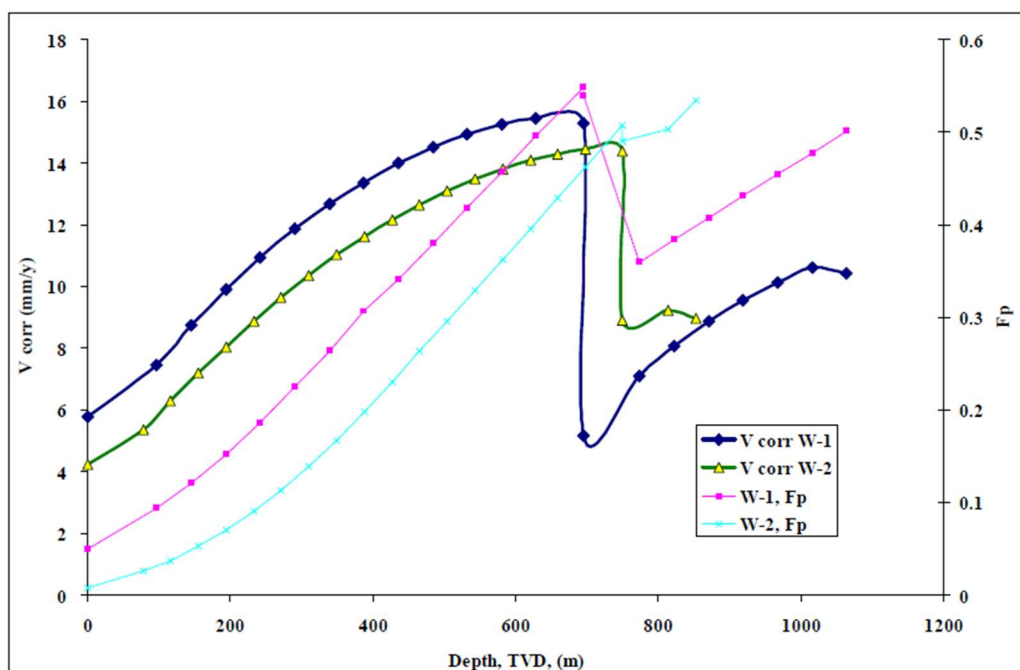


Figura 18: Distribuição das taxas de corrosão devido a CO_2 , e o fator de proteção de incrustações (F_p) para as condições de produção de dois poços de óleo (W-1 e W-2).

Fonte: Case, 2012

O trabalho de Hu et al. (2014), por sua vez, utilizou o método de Monte Carlo para obter o tempo de vida de um oleoduto sujeito a SCC. Os autores consideram que o tempo de vida da tubulação seria o tempo para o desenvolvimento de uma fissura ou pite, somando ao tempo que a estrutura passa com um pite desenvolvido até a

ruptura. O resultado obtido foi a probabilidade de falha pelo tempo para falhar em horas (Figura 19). Sendo que a vida útil do duto seria de aproximadamente 20,55 anos seguindo a manutenção, e a vida residual seria de 4,71 anos. No caso, a previsão da vida residual é interessante para se prever necessidade de ciclos de manutenção ou melhorias de mitigação da corrosão.

Diferente dos outros autores já citados nesta seção, Hu et al. (2014) considera apenas a SCC como o tipo de corrosão que ocorre. Não utilizando nem dados obtidos em campo, nem a modelagem de corrosão por CO₂.

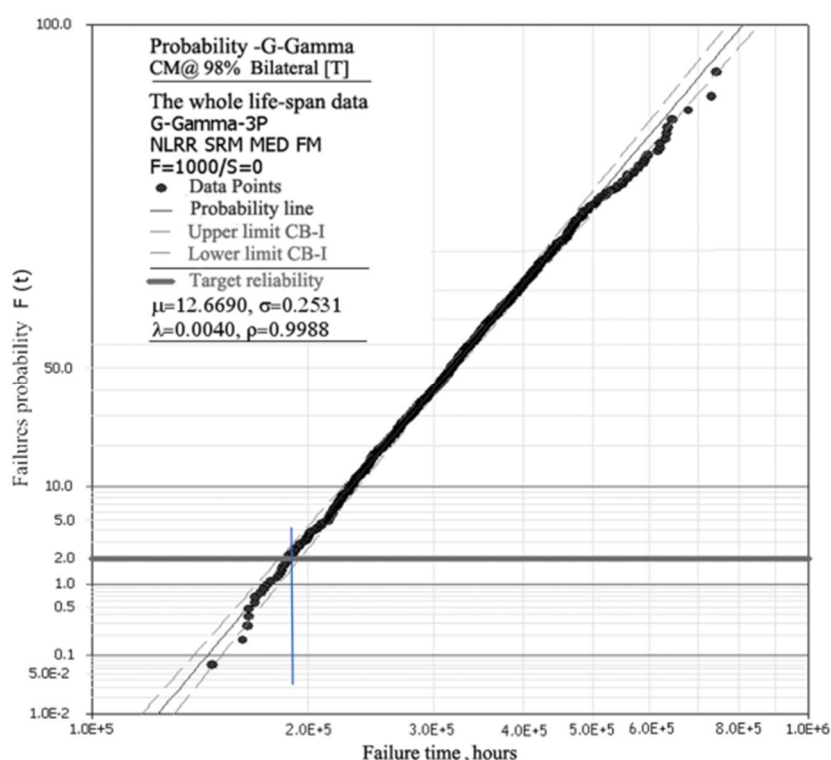


Figura 19: Distribuição da vida útil do oleoduto. A linha azul indica a probabilidade de falha de 2% ocorrendo em aproximadamente 20,55 anos.

Fonte: Hu et al. (2014)

Chalgham, Wu, Mosleh (2020) são responsáveis pelo trabalho mais recente e completo que aqui será analisado. Os autores analisam tanto a corrosão interna, quando a corrosão externa de gasodutos, e por brevidade, focaremos na abordagem utilizada para a corrosão interna. Os autores utilizam a chamada *Dynamic Bayesian Network* ou DBN (Figura 20) para avaliar diferentes tipos de corrosão e qual o seu efeito na probabilidade de falha da pipeline, ou *Failure Probability* (POF). O método

de Monte Carlo é usado para simular as taxas de corrosão, já que o método leva em consideração a dependência do tempo e a natureza estocástica da corrosão.

O trabalho de Chalgham, Wu e Mosleh (2020) é o que analisa mais tipos de corrosão de todos os analisados, considerando a corrosão fadiga, uniforme, microbiológica, por pites e erosão-corrosão. Além disso, os autores também desenvolveram um *software* de gestão de dutos com base no sistema construído a partir da DBN.

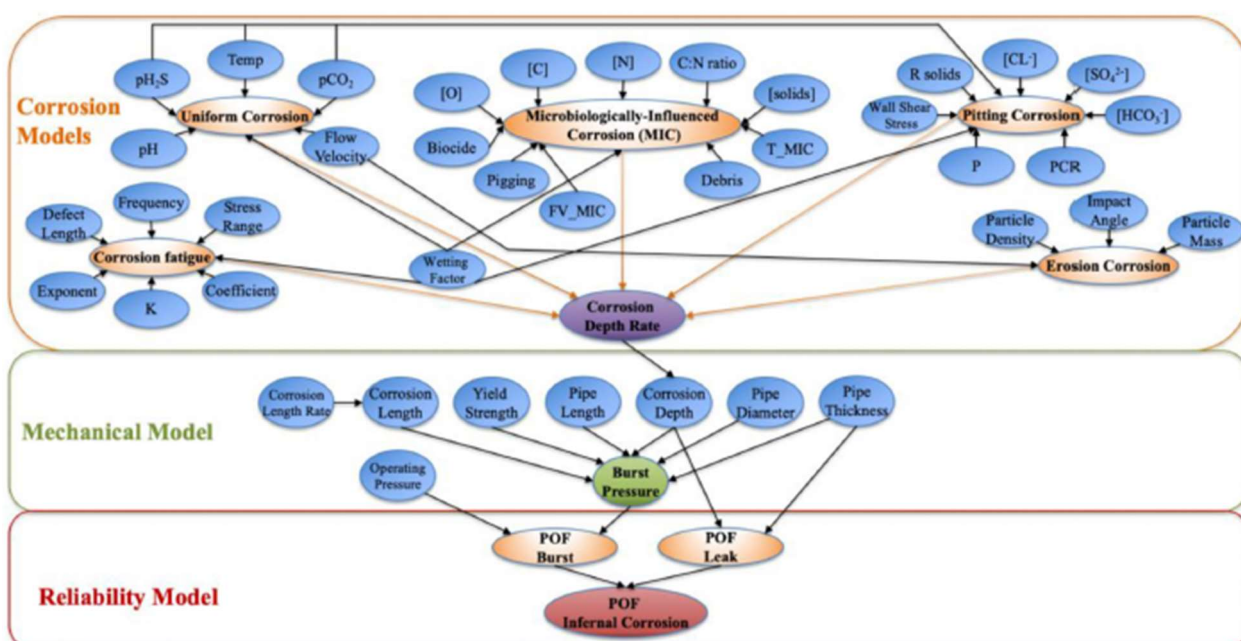


Figura 20: Modelo DBN para previsão da corrosão interna.
Fonte: Chalgham, Wu e Mosleh (2020)

Os resultados são apresentados na Figura 21, podendo ser analisados pela profundidade da corrosão em mm, ou pela probabilidade de falha por vazamento ou por ruptura.

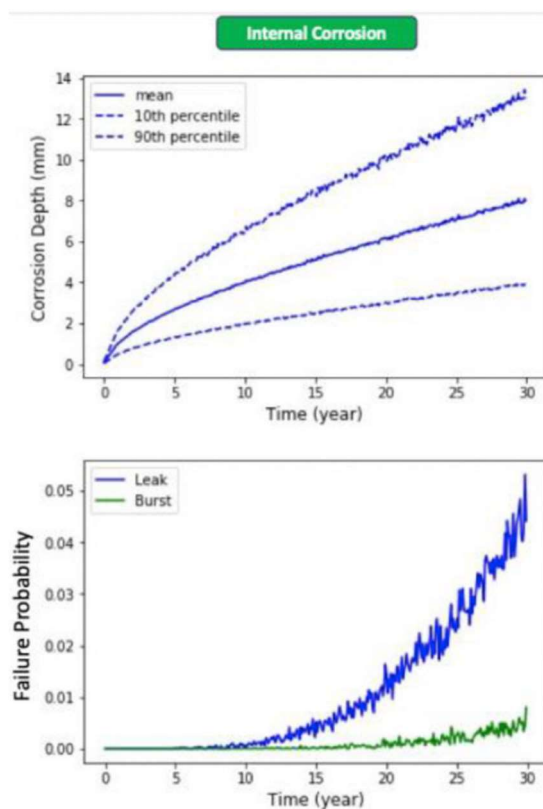


Figura 21: Evolução da previsão de corrosão interna e probabilidade de falha para gasoduto.
Fonte: Chalgham, Wu e Mosleh (2020).

4 METODOLOGIA

No item que segue, serão apresentadas as variáveis a serem aplicadas nos modelos estabelecidos da literatura, previamente mencionados, e na simulação de Monte Carlo.

4.1 Valores Utilizados

As variáveis utilizadas e seus tipos de distribuição, usados para o modelo de Papavinasam (apresentado na seção 3.1.1.2), estão apresentadas na tabela 5.

Tabela 5 – Variáveis, distribuições e dados utilizados para o método de Monte Carlo no Modelo de Papavinasam

Variáveis Utilizadas	Distribuições	Valores médios	Desvio Padrão
Temperatura (T [°C])	Normal	60	12,5
Pressão total (P [bar])	Lognormal	100	0,7
Pressão parcial de H ₂ S (pH ₂ S [bar])	Lognormal	0,1	0,7
Pressão parcial de CO ₂ (pCO ₂ [bar])	Lognormal	3,5	0,7
Concentração de Sulfatos ([SO ₄ ⁻²] ppm)	Lognormal	1500	0,3
Concentração de Bicarbonatos ([HCO ₃ ⁻] ppm)	Lognormal	2000	0,4
Concentração de Cloretos ([Cl ⁻] ppm)	Lognormal	55000	0,3
Porcentagem de água (%W)	Lognormal	50	0,7
Tensão de cisalhamento na parede (W _{ss} [Pa])	Lognormal	20	0,7
Molhabilidade	-	Molhável à água	
Presença de Sólidos	-	Sem (0) ou com (1) presença	

As distribuições dos intervalos foram feitas de acordo com o trabalho de Chalgham, Wu e Mosleh (2020). Estas distribuições têm como intenção cobrir toda a faixa de dados determinada por Papavinasam, Doiron e Panneerselvam (2012) como pertinentes a corrosão por pites.

As médias e desvios padrões estão em geral de acordo com valores tipicamente encontrados na indústria de óleo e gás, e seus valores finais para este trabalho ainda estão sob determinação, podendo ser facilmente alterados.

Também são utilizados os tipos de regime de fluxo: *slug*, *plug*, *bubble*, *dispersed*, *oscillatory*, *annular*, *churn*, *wave* e *stratified*.

Uma observação se faz necessária para os regimes de fluxo. De acordo com Papavinasam, Doiron e Panneerselvam (2012), o regime é dependente da inclinação e da direção do fluxo, o que é confirmado por Papavinasam (2014). Na tabela temos as informações sobre as dependências.

Tabela 6 – Regimes de Fluxo para fluxos bifásicos e trifásicos

Orientação do Duto (Θ é o ângulo de inclinação)	Regime de fluxo
Duto Horizontal	
$\Theta = 10^\circ$	Fluxos disperso, <i>bubble</i> , <i>slug</i> , estratificado, <i>wave</i> e anular.
Duto Vertical	
Dutos com inclinação $\Theta > 10^\circ$ são assumidos como verticais quando o fluxo tem direção para baixo.	Fluxos anular e <i>annular mist</i> (assumido como anular), oscilatório, <i>slug</i> e <i>bubble</i> (assumido como <i>slug</i>)
Dutos com $\Theta > 45^\circ$ são assumidos como verticais quando o fluxo tem direção para cima.	Fluxos anular, <i>wispy annular</i> (assumido como anular), oscilatório, <i>churn</i> , <i>plug</i> e <i>bubble</i> .

Orientação do Duto (Θ é o ângulo de inclinação)	Regime de fluxo
Duto Inclinado	
$0^\circ < \Theta \leq 45^\circ$ Fluxo = “para baixo”	Fluxos <i>dispersed, stratified, slug e annular</i> .
$0^\circ < \Theta \leq 10^\circ$ Fluxo = “para cima”	Fluxos <i>dispersed, bubble, slug, wave e annular</i> .
$10^\circ < \Theta \leq 45^\circ$ Fluxo = “para cima”	Fluxos <i>bubble, slug, stratified, annular e annular mist</i> (assumido como anular)

Fonte: Traduzido de Papavinasam, Doiron e Panneerselvam (2012)

Neste trabalho se fará referência ao tipo de fluxo, entretanto, matematicamente os autores não informaram diferenças. Ou seja, ao tratar do tipo de fluxo deve-se manter em mente que alguns tipos de fluxo aparecem para inclinações específicas.

Para a implementação do modelo de Sooknah (apresentado no item 3.1.1.4), com exceção da Temperatura, outras variáveis são utilizadas, como podem ser vistas na Tabela 7.

Tabela 7 – Variáveis, distribuições e dados utilizados para o método de Monte Carlo no Modelo de Sooknah

Variáveis Utilizadas	Distribuições	Valores médios	Desvio Padrão
Temperatura (T [°C])	Normal	60	12,5
Velocidade (v [m/s])	Lognormal	1	0,7
Regime <i>sweet/sour</i> (dado por pCO ₂ /pH ₂ S)	Lognormal	3,5	0,7
pH	Lognormal	6	0,7
Índice de Langelier (LSI)	Lognormal	1	0,7
Total de sólidos dissolvidos (TDS [ppm])	Lognormal	15000	0,7
Potencial Redox (Eh [mV])	Lognormal	120	0,7
Presença de Enxofre	-	Sem presença de enxofre (0)	

Total de Sólidos Suspensos (TSS [ppm])	-	Sem presença de sólidos suspensos (0)
--	---	---------------------------------------

Os dados da tabela 7 são baseados no artigo de validação do modelo de Sooknah apresentado por Haile, Papavinasam e Zintel (2013). Considerando as pontuações obtidas pelos autores, podemos deduzir aproximadamente a média de valores assumidos no caso de validação.

É importante reafirmar que apesar das simulações aqui terem sido realizadas com esses dados, eles são facilmente modificáveis no programa desenvolvido – permitindo análises mais complexas.

4.2 Implementação dos Modelos com Método de Monte Carlo

É utilizada a linguagem de programação Python para se desenvolver o método de Monte Carlo, para o modelo de Papavinasam sobre corrosão por pites, apresentado na seção 3.1.1.2 e para o modelo de Sooknah apresentado na seção 3.1.1.4. Para facilitar o entendimento da implementação foi desenvolvido um fluxograma apresentado na figura 22.

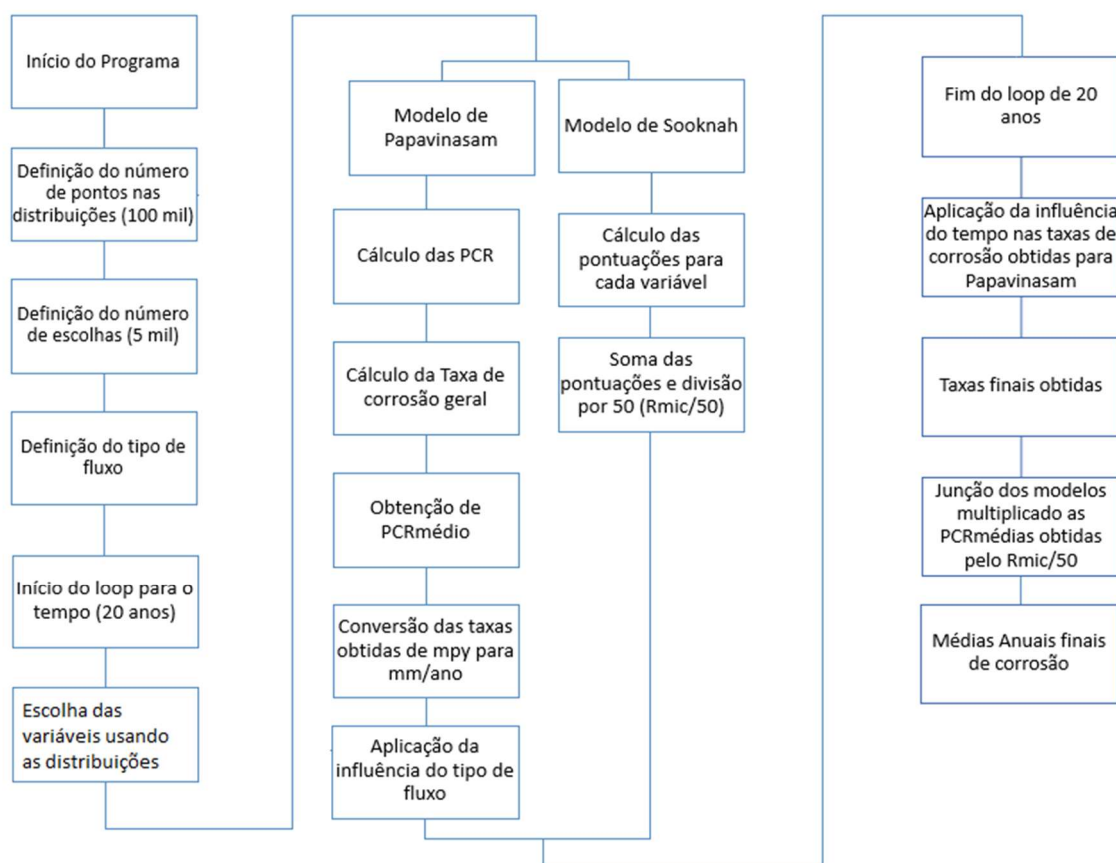


Figura 22: Fluxograma do programa implementado em Python.

Ao iniciar o programa define-se o tamanho do espaço de trabalho, ou seja, o número de pontos que serão calculados na distribuição, aqui, foi escolhido 100 mil. Este valor foi julgado grande o suficiente após execuções com valores menores e maiores. Estes 100 mil valores são pontos disponíveis dentro da distribuição que podem ser escolhidos, para o método, são efetivamente escolhidos 5 mil valores para serem parte dos cálculos. Note que estes valores não são escolhidos aleatoriamente, mas sim, respeitando as distribuições pré-estabelecidas citadas na Tabela 5 e 7.

Algumas variáveis fixas não participam destas escolhas, sendo elas: molhabilidade e presença de sólidos no modelo de Papavinasam; e TSS e presença de enxofre no modelo de Sooknah. Estes não participam pois são constantes nos casos escolhidos.

Especificamente, os 5 mil valores são escolhidos com a função de *python* chamada *choices*. Nesta função são utilizadas a população total (os 100 mil valores calculados na distribuição), as probabilidades de cada um desses pontos, dependendo dos pesos atribuídos na distribuição, e o tamanho das escolhas (os 5 mil valores escolhidos). Para simplificar esse entendimento, foi feito uma esquemática apresentada na figura 23.

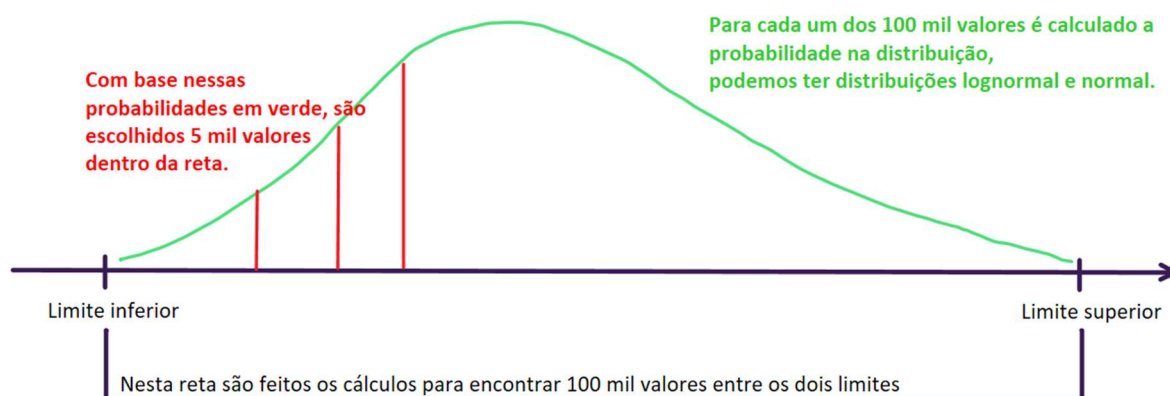


Figura 23 – Esquemática para cálculo e escolha das variáveis do método de Monte Carlo.

As escolhas são colocadas em uma estrutura chamada *dataframe*, que consiste basicamente em uma tabela com funcionalidades semelhantes a uma tabela em Excel, mas que existe dentro do Python. Na figura 24, pode-se observar um exemplo de valores escolhidos para um ano tanto para o modelo de Sooknah, quanto para o modelo de Papavinasam.

```

      Temp      Pressao      pH2S      ...      Wss      Molhabilidade      Solidos
0      65.995140      146.882106      658.660724      ...      27.037575      0      0
1      69.208712      48.000897      688.248060      ...      14.438709      0      0
2      81.144271      120.532113      592.336693      ...      19.398263      0      0
3      48.089821      52.500042      796.978274      ...      19.658240      0      0
4      57.087031      109.059294      562.769355      ...      8.449248      0      0
...      ...      ...      ...      ...      ...      ...      ...
4995      68.538475      41.572119      324.380812      ...      94.991459      0      0
4996      59.513545      368.360017      986.341229      ...      10.949023      0      0
4997      46.483035      60.398541      486.536216      ...      75.573207      0      0
4998      74.508235      106.059864      523.942849      ...      16.138556      0      0
4999      58.300783      57.669060      661.360481      ...      59.824624      0      0

[5000 rows x 11 columns]

      Temp      Velocidade      P Gases Ácidos      ...      Eh      Enxofre      TSS
0      65.995140      1.240575      3.112432      ...      80.176743      0      0
1      69.208712      0.514770      1.644313      ...      59.310972      0      0
2      81.144271      0.124310      2.472247      ...      45.597695      0      0
3      48.089821      1.358659      2.102229      ...      37.469680      0      0
4      57.087031      0.671036      2.542216      ...      179.460070      0      0
...      ...      ...      ...      ...      ...      ...      ...
4995      68.538475      1.775435      5.171683      ...      21.423546      0      0
4996      59.513545      0.290436      4.085534      ...      66.393500      0      0
4997      46.483035      0.321444      1.534005      ...      172.625420      0      0
4998      74.508235      0.460948      4.958288      ...      17.097667      0      0
4999      58.300783      0.376049      2.663730      ...      103.585267      0      0

[5000 rows x 9 columns]

```

Figura 24 – Exemplo de valores obtidos das escolhas sobre as distribuições. Em cima temos o *dataframe* dos valores de Papavinasam e embaixo os valores de Sooknah.

Com os valores escolhidos de cada variável, é feito um *loop* para termos os dados para uma operação de 20 anos. Aqui o programa é separado em dois arquivos, um que calcula o modelo de Papavinasam (com exceção da influência do tempo) e um que calcula o fator de risco do modelo de Sooknah.

Para cada ano, será feita uma modelagem de Papavinasam e uma de Sooknah. Para o primeiro, aplica-se os cálculos dos efeitos da Tabela 2 para cada uma das variáveis, obtendo-se a PCR (*pitting corrosion rate*).

A partir dos valores PCR dos efeitos, a PCR_{adicional}, também chamada de taxa de corrosão geral, pode ser calculada.

Finalmente, utilizando a equação (1) obtemos a PCR_{médio}. Aqui, o efeito do fluxo, de acordo com a tabela 3, é aplicado a PCR_{médio}, para obtenção da PCR_{non-mic} de acordo com a equação (3). Ambas as equações estão reproduzidas aqui para maior facilidade de entendimento.

$$PCR_{\text{médio}}(mpy) = \frac{PCR_{\text{óleo}} + PCR_{\text{água}} + PCR_{\text{sólidos}} + PCR_{\text{temp}} + PCR_{\text{pressão}} + PCR_{\text{pH}_2\text{S}} + PCR_{\text{sulfato}} + PCR_{\text{pCO}_2} + PCR_{\text{bicarb}} + PCR_{\text{cloreto}} + PCR_{\text{adicional}}}{12} \quad (1)$$

$$PCR_{\text{non-mic}}(mpy) = PCR_{\text{médio}} F_{\text{fluxo}} \quad (3)$$

Os dados finais obtidos para cada ano serão novamente guardados em um *dataframe* semelhante ao da figura 25. Note que o que nos interessa é a última coluna (PCR_mean).

```

      Temp  Pressao  pH2S  ...  Solidos  CR_general  PCR_mean
0    1.385134  0.397224  1.695717  ...  1.270003  0.985021  0.900000
1    1.445549  0.869212  1.693612  ...  1.270003  1.153129  1.012157
2    1.292899  0.086493  1.683920  ...  1.270003  1.050009  0.933109
3    1.252808 -2.645789  1.688264  ...  1.270003  0.816720  0.790265
4    1.601282 -1.294864  1.686242  ...  1.270003  1.076864  0.955700
...      ...      ...      ...  ...      ...      ...
4995  1.664306 -5.490399  1.682457  ...  1.270003  0.466908  0.579964
4996  1.646991 -0.538101  1.694137  ...  1.270003  1.091232  0.990554
4997  1.292641 -0.580616  1.682830  ...  1.270003  0.952293  0.894273
4998  1.896679 -1.042311  1.697280  ...  1.270003  0.987425  0.918923
4999  1.547947 -10.116900  1.690552  ...  1.270003 -0.092553  0.211966

[5000 rows x 13 columns]
```

Figura 25 – Exemplo de dados obtidos ao fim do cálculo do modelo de Papavinasam. Estes dados são específicos de cada ano e ainda não possuem a influência da duração.

O modelo de Sooknah também é feito ano a ano, com uma aplicação mais simples. Para cada coluna de valores é feito o cálculo das pontuações de acordo com a Tabela 4. Aqui, quando for especificado uma faixa de pontuações para uma faixa de valores, é utilizado interpolação linear para se obter as pontuações dentro destas faixas.

Ao fim do cálculo das pontuações, estas são somadas, o que corresponde ao R_{MIC} , e depois divididas por 50 para já facilitar contas futuras. Obtemos também um *dataframe* como o da figura 26 para o modelo de Sooknah. Neste caso também, o que será interessante para análises futuras é a última coluna ($R_{\text{MIC}}/50$)

```

Temp Velocidade P Gases Ácidos ... TSS Rmic Rmic/50
0 3.836427 9.942229 2 ... 0 48.056428 0.961129
1 3.209157 18.888247 2 ... 0 49.394223 0.987884
2 3.596152 16.011046 2 ... 0 47.363221 0.947264
3 4.053612 18.475007 2 ... 0 45.528618 0.910572
4 4.628372 18.134459 2 ... 0 55.294719 1.105894
... ... ... ... ... ... ...
4995 6.999050 19.544385 2 ... 0 58.802787 1.176056
4996 5.969518 14.938811 2 ... 0 48.371684 0.967434
4997 3.155874 19.394240 2 ... 0 54.839733 1.096795
4998 3.717626 18.320033 2 ... 0 50.436088 1.008722
4999 3.529504 18.215788 2 ... 0 48.745292 0.974906

```

Figura 26 – Exemplo de *dataframe* obtido para o modelo de Sooknah anualmente.

Após os cálculos dos dois modelos, realizados 20 vezes, os dados anuais obtidos serão semelhantes ao exibido na figura 27 para o modelo de Papavinasam e na figura 28 para o modelo de Sooknah. Note que são guardadas as colunas finais PCR_{means} e Rmic/50.

```

PCRmeansDf:
      0      1      2      ...      4997      4998      4999
Ano 1 0.876092 0.987801 0.529867 ... 1.185633 0.932169 0.883809
Ano 2 0.840451 1.013869 0.742037 ... 0.354804 0.794936 0.435984
Ano 3 0.983356 0.232671 0.935294 ... 0.862763 0.348324 0.916900
Ano 4 0.703565 0.756071 0.401237 ... 1.037770 0.674846 0.843074
Ano 5 0.887808 1.003356 1.092767 ... 0.805828 0.781196 0.969044
Ano 6 0.019556 0.866576 0.925297 ... 0.757669 0.786515 1.123831
Ano 7 0.955162 0.572674 0.834128 ... 0.657894 0.960213 1.051700
Ano 8 0.978790 0.919862 1.006291 ... 0.925471 1.099295 0.975424
Ano 9 0.570073 0.894571 1.134970 ... 0.963943 0.273657 0.784600
Ano 10 1.030460 0.910219 0.989152 ... 0.951091 0.534275 0.907608
Ano 11 0.843700 1.033464 0.643602 ... 0.900806 1.128147 0.501814
Ano 12 0.832149 0.910698 1.049121 ... 1.040172 0.715186 1.004026
Ano 13 0.932121 0.691143 0.579329 ... 0.854956 0.814635 1.021256
Ano 14 0.877658 1.089804 0.965876 ... 0.842418 1.113537 0.983879
Ano 15 0.750790 0.909259 0.991900 ... 0.528427 0.891533 1.013582
Ano 16 0.355488 1.072006 0.941016 ... 1.142882 0.348020 1.049484
Ano 17 1.092292 0.776109 0.445079 ... 0.808388 0.947333 0.973665
Ano 18 0.972192 0.778882 0.924113 ... 1.053580 1.097883 0.857633
Ano 19 0.702557 1.027826 0.980462 ... 0.973626 0.805703 0.690791
Ano 20 0.808034 0.861946 0.734173 ... 0.769157 1.038875 0.938642

[20 rows x 5000 columns]

```

Figura 27 – Exemplo de *dataframe* obtido para o modelo de Papavinasam ao fim do loop de 20 anos, note que aqui ainda não há influência da duração

```

RmicAnualDf:
      0      1      2      ...      4997      4998      4999
Ano 1  1.098878  1.046860  1.142926  ...  0.768586  0.802801  0.995243
Ano 2  0.906968  0.925923  1.090009  ...  1.044922  1.017120  1.048618
Ano 3  1.007783  1.066437  0.994065  ...  1.059296  0.888899  1.038831
Ano 4  0.797279  1.077187  0.894505  ...  0.965107  0.949032  0.829072
Ano 5  1.028387  0.919056  0.629628  ...  1.085071  1.016103  1.019142
Ano 6  1.041498  1.021716  0.881155  ...  0.913507  1.142350  1.181874
Ano 7  0.983453  1.088231  0.879446  ...  1.108364  0.955308  0.985435
Ano 8  1.013309  0.969214  1.031150  ...  1.197070  0.958256  1.040635
Ano 9  0.952283  0.940547  1.095195  ...  0.731095  1.074705  0.942807
Ano 10 1.004651  1.172022  0.931591  ...  0.949292  1.018580  0.968855
Ano 11 0.848082  1.184317  1.029625  ...  0.808527  0.792330  1.051107
Ano 12 0.996304  1.035752  1.030318  ...  0.949265  0.791458  1.068521
Ano 13 1.140902  1.054763  1.093539  ...  0.890413  0.875653  0.873708
Ano 14 1.097992  1.068230  0.872640  ...  1.102926  1.294297  0.951173
Ano 15 1.065601  1.045590  0.956976  ...  1.139803  0.979825  1.054229
Ano 16 0.999524  1.086769  1.148932  ...  0.933773  0.982399  1.062979
Ano 17 1.013838  0.869790  0.966931  ...  0.964891  0.964679  1.054479
Ano 18 1.023924  0.827946  0.850917  ...  1.124832  0.973321  1.247800
Ano 19 0.809681  0.956146  0.844569  ...  0.934213  1.119194  1.075693
Ano 20 1.097735  1.020741  0.824468  ...  1.066128  0.871569  0.990857

[20 rows x 5000 columns]

```

Figura 28 – Exemplo de *dataframe* obtido para o modelo de Sooknah ao fim do loop de 20 anos.

Antes de juntar os dois modelos, primeiro aplicamos a influência da duração nas taxas de corrosão do modelo de Papavinasam. Isso quer dizer que a equação (2), reproduzida também aqui, é aplicada aos dados anuais exemplificados na figura 27.

$$PCR_{\text{médio}}(mpy) = \frac{\frac{PCR_{\text{médio}}}{1} + \frac{PCR_{\text{médio}}}{2} + \frac{PCR_{\text{médio}}}{3} + \dots + \frac{PCR_{\text{médio}}}{t}}{t} \quad (2)$$

Finalmente, com ambos os dados já calculados podemos unir os dois modelos de acordo com a equação (4). Com a junção do dado podemos obter as médias anuais finais que vão se assemelhar à figura 29.

$$PCR_{\text{final}} = PCR_{\text{non-mic}} \times \left(\frac{R_{MIC}}{50} \right) \quad (4)$$

Medias Anuais:

Ano 1	0.868546
Ano 2	0.429641
Ano 3	0.286869
Ano 4	0.216442
Ano 5	0.171716
Ano 6	0.143610
Ano 7	0.123398
Ano 8	0.107885
Ano 9	0.095975
Ano 10	0.086760
Ano 11	0.078493
Ano 12	0.071722
Ano 13	0.066082
Ano 14	0.061928
Ano 15	0.057583
Ano 16	0.053530
Ano 17	0.050868
Ano 18	0.047691
Ano 19	0.045234
Ano 20	0.043390

Figura 29 – Médias finais anuais obtidas ao fim do programa.

Para cada ano são, então, feitos os histogramas anuais das taxas de corrosão obtidas. Também é feita uma comparação anual das taxas de corrosão para cada tipo de fluxo, ambos exemplificados na figura 30.

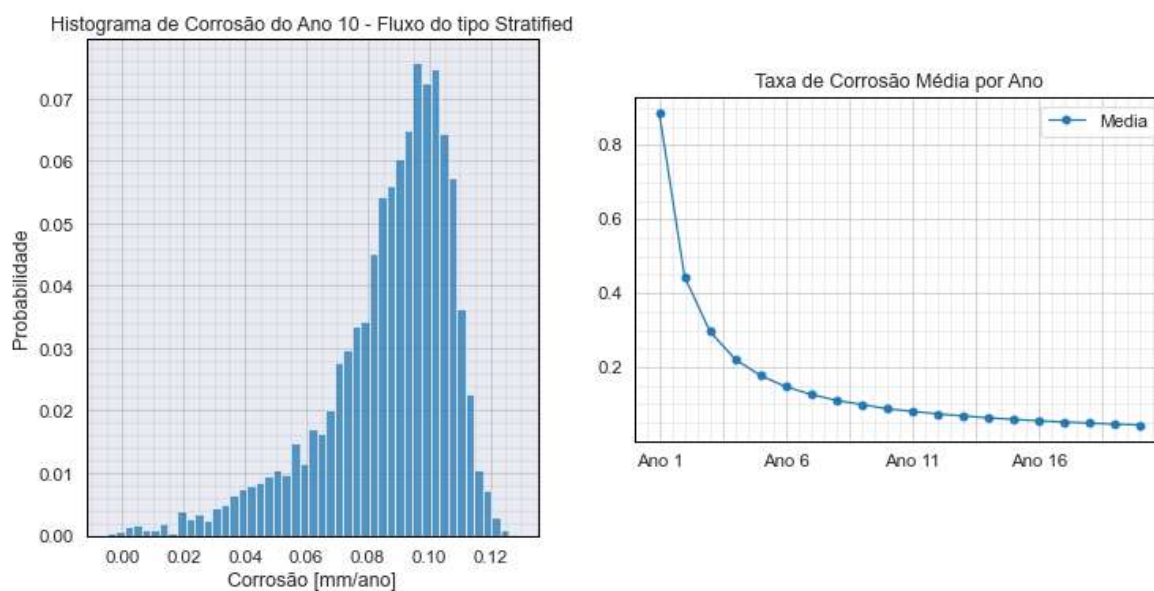


Figura 30 – Exemplificação dos histogramas anuais e da taxa de corrosão média por ano

Por motivos de registro, os *dataframes* dos modelos e o final das médias são exportados para arquivos em Excel onde podem ser posteriormente conferidos e usados para outros tipos de análise – principalmente em comparar as diferenças entre os tipos de fluxo.

Este procedimento aplicado pode ser aplicado para outros modelos de corrosão de forma análoga, seguindo as seguintes etapas:

- Montagem das distribuições das variáveis
- Escolha de pontos das distribuições
- Aplicação no modelo
- Montagem do histograma
- Exportação dos dados para um arquivo do Excel

4.3 Modos de Falha

Após a obtenção das taxas de corrosão é necessário determinar se ocorre ou não falha. Tanto Chalgham, Wu e Mosleh (2020), quanto Hu et al. (2014) analisam dois tipos de falha, por vazamento e por ruptura. Estes dois eventos são assumidos como independentes e formulados com diferentes expressões. A falha por vazamento é menos grave, enquanto a falha por ruptura pode ter consequências catastróficas.

Para a falha por vazamento, foi considerada a abordagem de Zhou (2010) para a qual temos a equação (5):

$$g_1 = 0,8h - d_{max} \quad (5)$$

Onde g_1 é a chamada função de vazamento, h é a espessura da parede do duto e d_{max} é a profundidade máxima que a corrosão atinge. Quando g_1 é menor que zero, temos falha. Segundo Chalgham, Wu e Mosleh (2020), a falha por vazamento pode ocorrer quando se atinge 80% da espessura do duto – este 80% é a chamada tolerância a corrosão. Os autores Chalgham, Wu e Mosleh (2020) consideraram a espessura do duto como 25,4 mm, o que se trata de um valor alto. Hu et al. (2014)

assume a espessura como uma distribuição normal com média de 17,5 mm e 1 mm de desvio padrão.

É possível notar que a falha por vazamento não tão agressiva, e depende somente do tamanho da sua tolerância a corrosão. Se considerarmos uma taxa de corrosão de 1 mm/ano em um duto com espessura de 25,4 mm, teríamos aproximadamente 17 anos de vida útil.

Entretanto, a espessura do duto não é um número tão fácil de se obter. O designer da tubulação deve ser consistente com o tempo de vida esperado, e com os materiais escolhidos, para se ter uma estabilidade mecânica necessária (BAHADORI, 2017). Segundo Guo et al. (2014), 6 etapas são necessárias para a determinação da espessura de um oleoduto, sendo que a tolerância a corrosão é um fator secundário às considerações técnicas sobre as pressões internas e externas.

O único exemplo encontrado para as espessuras comuns na indústria de óleo e gás, se trata da espessura do *casing*, que é a primeira camada em uma perfuração de um poço, é a estrutura que define o restante das espessuras e diâmetros utilizados no poço. Neste caso, a maior espessura dada é de 17,78 mm, chegando a valores como 5,21 mm (RENPU, 2011).

Como o design de pipelines é um processo muito complicado, e ultimamente, de decisão da equipe de design, optou-se por considerar três espessuras diferentes, 10, 15 e 20 mm com o objetivo de se mostrar o quanto essa escolha pode impactar os resultados.

A segunda forma de falha é a falha por ruptura, dada pela função de falha por ruptura, apresentada na equação (6). Ela ocorre quando a resistência do duto é tão reduzida pela corrosão que não consegue mais suportar a pressão de operação.

$$g_2 = P_b - P_{op} \quad (6)$$

Onde P_b é a pressão de ruptura e P_{op} é a pressão operacional. Da mesma forma que na falha por vazamento, se $g_2 < 0$, a ruptura ocorre.

No caso da falha por ruptura, é necessário adotar um modelo para a pressão crítica de ruptura do caso. Chalgham, Wu e Mosleh (2020) optam pelos padrões da ASME B31G, e DNV-RP-F101 a depender da dureza do aço utilizado. Fahed et al. (2020) apresenta a ASME B31G, um modelo DNV semelhante, mas com aplicação de fatores de segurança e um modelo próprio desenvolvido por análise de elementos finitos e por isso chamado de FEA. Estes modelos dependem do comprimento do defeito de corrosão.

Neste trabalho optou-se por usar o modelo FEA apresentado por Fahed et al. (2020) que é mostrado nas equações (7) e (8).

$$P_b = P_{bi} \left[1 - 1,128 \left(\frac{d_c}{h} \right)^{1,138} \left(\frac{l_c}{L} \right)^{0,09312} \right] \quad (7)$$

Onde

$$P_{bi} = 2,0447 \sigma_u \left(\frac{h}{D_i} \right) \quad (8)$$

Nas equações acima temos h novamente como espessura do duto, d_c como profundidade do defeito, que será obtida a partir dos cálculos das profundidades dos pites – aqui, utilizando as médias anuais do fluxo tipo *slug* para se obter uma profundidade média de um pite. D_i é o diâmetro interno do tubo considerado como 914,4 mm (36 in) assim como no trabalho de Chalgham, Wu e Mosleh (2020). Temos também l_c como o comprimento do defeito e L como o comprimento da tubulação, como estes são dados não muito bem relacionados com a profundidade dos defeitos de corrosão serão utilizados como frações mostradas na tabela 8 (ZHOU, 2010; FAHED et al., 2020).

Tabela 8 – Valores considerados para a fração l_c/L , chamada de comprimento normalizado de defeito.

Adaptada de: Fahed et al. (2020)

l_c/L
0,05
0,1
0,25
0,5

Por fim temos σ_u que é a resistência a tração do material, seguindo o exemplo de Fahed et al. (2020) foram considerados três tipos de aço, mostrados na tabela 9.

Tabela 9 – Valores considerados para a resistência a tração de três tipos de aço.

Adaptada de: Fahed et al. (2020)

Tipo de Aço	σ_u (MPa)
X42	386,4
X52	465,7
X70	545,0

Na equação (8) temos o cálculo de P_{bi} chamada de pressão de ruptura para tubulações intactas. Para os três tipos de aços considerados, temos os valores que P_{bi} apresentados na Tabela 10 que foram obtidos usando a equação (8).

Tabela 10 – Valores da pressão de ruptura para tubulações intactas considerados

Tipo de Aço	P_{bi} (MPa)
X42	21,95
X52	26,45
X70	30,95

Com os resultados sobre a falha por ruptura, é possível prever a vida útil do duto ao se comparar com as taxas de corrosão anuais obtidas a partir do método de Monte Carlo, com a possibilidade de falha nas determinadas condições.

5 RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 Análise do fluxo tipo *Slug*

Os primeiros resultados obtidos são no formato de histogramas anuais específicos para cada tipo de fluxo. Por questões de brevidade, nas figuras 31 a 34 estão apresentados 4 histogramas (anos 1, 5, 10 e 20) para fluxo do tipo *slug*. Os outros, para outros tipos de fluxo e para outros anos, poderão ser encontrados no Apêndice A.

Nos histogramas, no eixo x temos as taxas de corrosão encontradas nas 5000 possibilidades anuais, e no eixo y podemos ver a probabilidade destas taxas aparecerem.

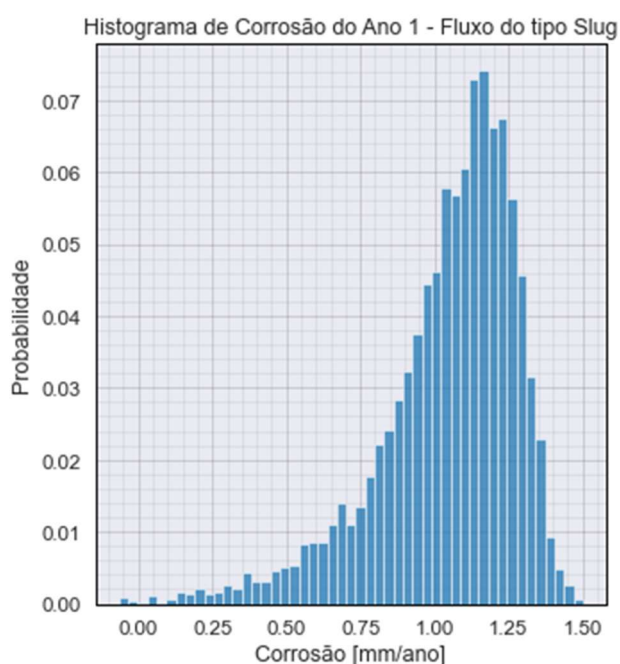


Figura 31 – Histograma representando as taxas de corrosão do ano 1 para fluxo tipo *slug*.

Conforme os anos avançam, a tendência é que a corrosão diminua, principalmente por conta da formação de camadas de proteção. Este efeito pode ser

visto nos histogramas – os dados representados no eixo x são cada vez menores. Entretanto o formato aproximado dos histogramas se mantém.

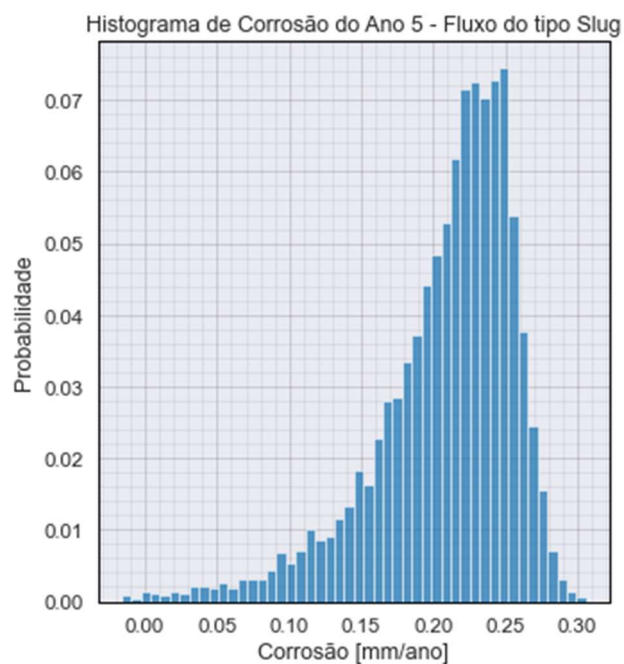


Figura 32 – Histograma representando as taxas de corrosão do ano 5 para fluxo tipo slug.

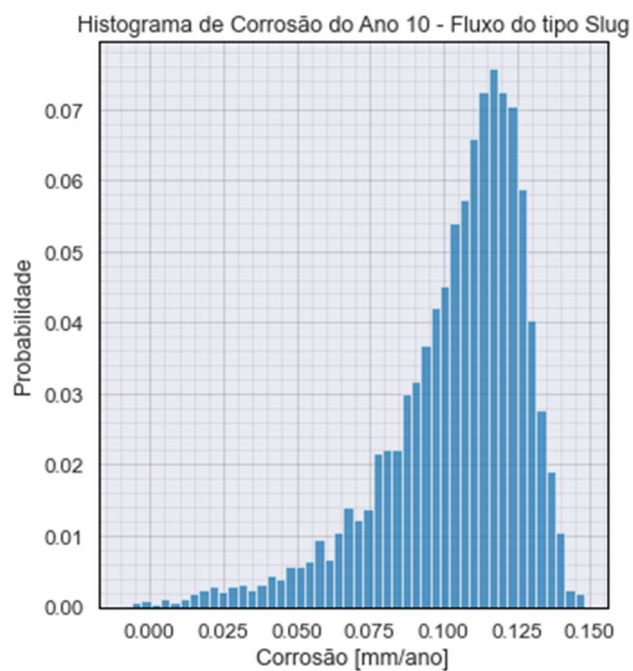


Figura 33 – Histograma representando as taxas de corrosão do ano 10 para fluxo tipo slug.

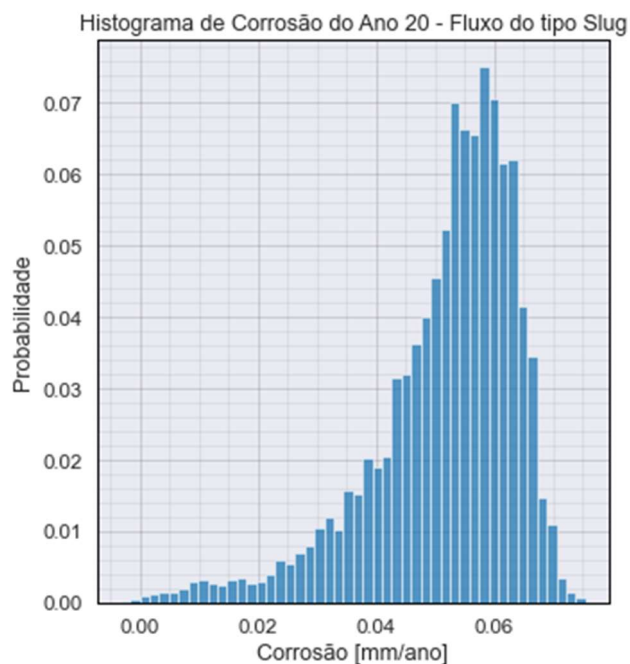


Figura 34 - Histograma representando as taxas de corrosão do ano 20 para fluxo tipo slug.

Enquanto no ano 1 o eixo x se estende entre 0 e 1,5mm/ano, no caso já estamos falando de uma taxa entre 0 e 0,08 mm/ano. Se observarmos as médias anuais, temos um decaimento potencial nas taxas de corrosão (Figura 35).

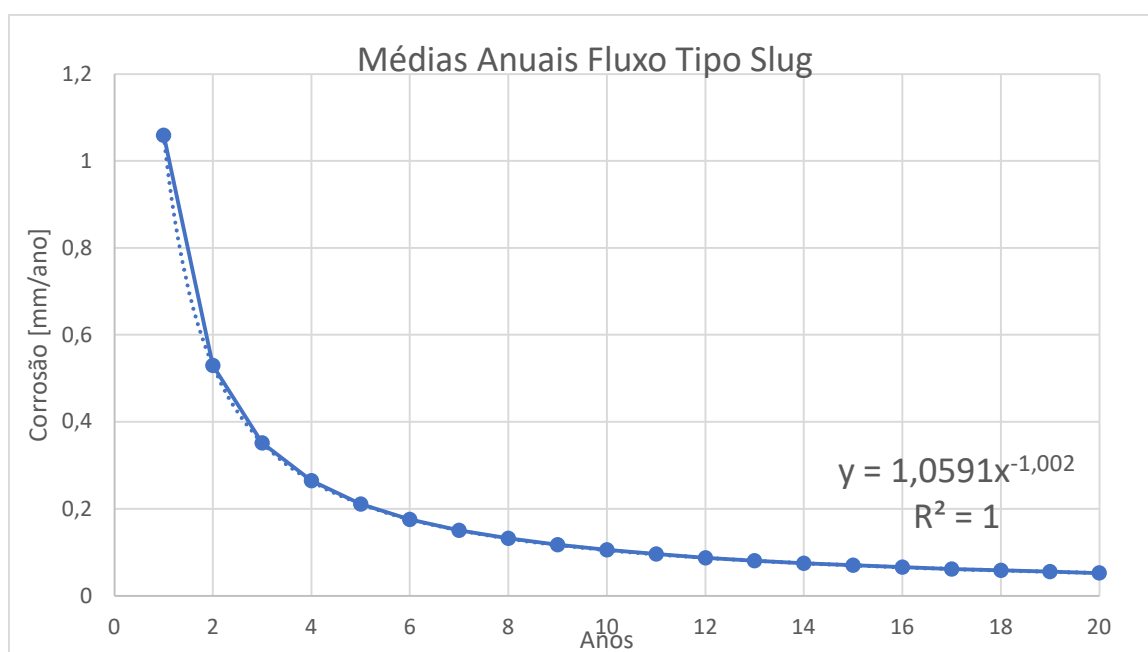


Figura 35 – Médias anuais de corrosão para fluxo tipo *slug* com linha de tendência, e equação da sua linha de tendência.

O excelente encaixe das médias de corrosão anuais com uma linha de tendência, sugere que deve ser possível desenvolver modelos específicos a depender de seus dados e tipo de fluxo e ainda obter um erro relativamente baixo (já que $R^2 = 1$). A mesma tendência de queda pode ser observada nos máximos, mínimos e nas medianas anuais.

Devido a este tipo de queda potencial, é possível analisar as falhas por vazamento: Voltando a equação (5) e considerando o fluxo do tipo *slug*, que é o mais agressivo dos tipos de fluxo: ao fim de 20 anos teremos pites de aproximadamente 4 mm. Para o caso de 10 mm, 40% da estrutura foi corroída, e ainda estamos dentro da tolerância a corrosão. O mesmo ocorre para as espessuras de 15 e 20 mm, menos de 80% da estrutura é corroída no caso médio.

Se considerarmos o pior dos casos no fluxo *slug* temos a penetração máxima de 6,37 mm. Correspondente a um pouco mais de 60% da espessura no caso de 10 mm, logo, novamente, a falha por vazamento não é uma grande preocupação durante 20 anos.

Mesmo considerando os piores casos anuais, a penetração máxima seria de 6,37 mm. Logo, a falha por vazamento não é a mais preocupante. Para termos falha, no pior dos casos, a espessura deve ser menor que 7,5 mm.

Uma investigação mais detalhada da falha por ruptura é feita no item 5.4.

5.2 Análise conjunta dos tipos de fluxo

Observando a tabela 3, espera-se que de acordo com o tipo de fluxo ocorra uma queda da taxa de corrosão. Este foi o resultado obtido, que pode ser visto na Figura 36. A queda é linear e causa uma diferença de 0,03 mm na taxa. Isto significa que ao longo de 20 anos, temos uma diferença de 0,6 mm na média de corrosão ao longo de 20 anos. Para o modo de falha por vazamento, esta diferença não é muito

significativa. Para o modo de ruptura, será feita uma investigação mais detalhada no item 5.4.

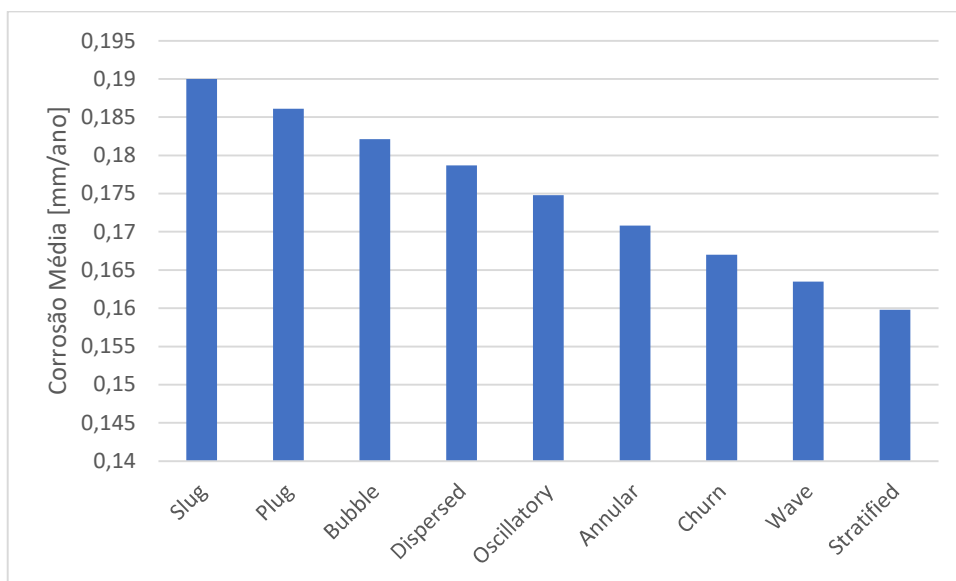


Figura 36 – Taxas de corrosão médias por 20 anos dos diferentes tipos de fluxo

Pode-se comparar os casos extremos de dois tipos de fluxo: *slug* e *stratified*. Ao analisar as taxas anuais, as diferenças mais significativas estão nos primeiros anos, onde o espaço entre as taxas de corrosão é maior (Figura 37).

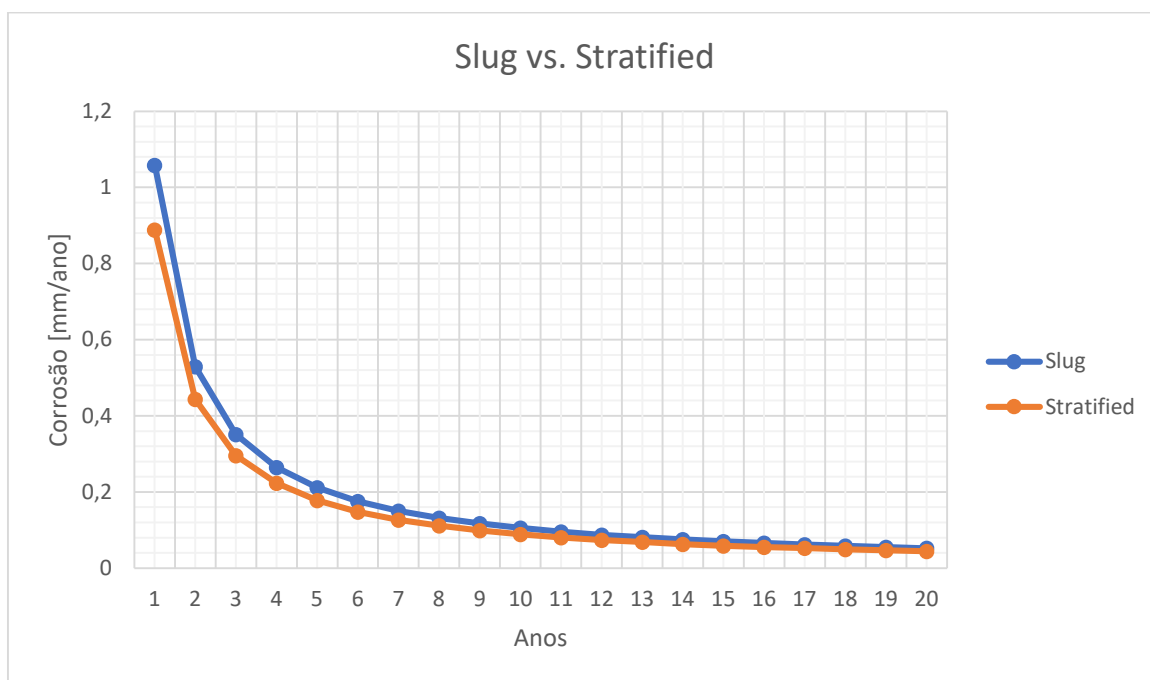


Figura 37 – Taxas de corrosão médias anuais do fluxo tipo *slug* e do fluxo tipo *stratified*.

A diferença entre as máximas corrosões totais causadas por estes dois tipos de fluxo é de 1,12 mm, ou seja, um fluxo do tipo *slug* na pior dos casos obtidos irá corroer 1,12 mm a mais ao fim de 20 anos, do que o pior dos casos obtidos para um fluxo do tipo *stratified*. Novamente, para a falha por vazamento, essa diferença não causaria falha.

Tabelas comparativas dos dados para diferentes tipos de fluxo se encontra no apêndice B.

5.3 Análise dos Modelos

Algumas análises dos dados obtidos dos modelos foram realizadas. No caso do modelo de Papavinasam, podemos observar o efeito de cada variável individualmente de acordo com suas taxas. Na Figura 38, temos um recorte de um dos dataframes de Papavinasam exportados para Excel.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N
		Temp	Pressao	pH2S	pCO2	Sulfato	Bicarbonato	Cloreto	Watercut	Wss	Molhabilidade	Solidos	CR_general	PCR_mean
2	0	1,4212	-0,1128	1,6965	1,5255	0,7408	1,2735	1,5574	0,4731	1,7222	1,3970	1,2700	1,1535	1,1765
3	1	1,7085	1,2166	1,6873	1,0145	1,1219	0,8636	0,8918	0,8003	1,8113	1,3970	1,2700	1,2483	1,2526
4	2	1,4970	-1,3645	1,6841	1,3424	0,8294	1,4908	1,6007	0,9227	1,7504	1,3970	1,2700	1,0437	1,1220
5	3	1,3189	-4,4706	1,6859	1,4289	0,8661	1,1085	1,0802	0,9504	1,6662	1,3970	1,2700	0,5826	0,7403
6	4	1,2001	-0,1629	1,6890	1,5305	1,0892	1,2124	0,9702	0,8934	1,6567	1,3970	1,2700	1,0984	1,1537
7	5	1,8174	-10,4706	1,6900	1,0503	1,0672	1,0404	1,2682	1,2847	1,6534	1,3970	1,2700	-0,0866	0,2484
8	6	1,4557	-4,4408	1,6854	0,2442	1,1147	1,4532	0,8814	0,6631	2,0006	1,3970	1,2700	0,3945	0,6766
9	7	1,5143	-6,9556	1,6894	0,1263	1,0119	1,5503	1,0714	1,4083	1,6735	1,3970	1,2700	0,1901	0,4956
10	8	1,3143	1,8209	1,6839	1,1520	1,0193	1,4594	2,2947	0,7515	1,7802	1,3970	1,2700	1,4605	1,4503
11	9	1,1730	-3,7539	1,6827	0,2012	0,9908	1,2694	1,2718	0,9061	1,7756	1,3970	1,2700	0,5185	0,7252
12	10	1,4600	-3,1849	1,6900	1,5991	1,0538	1,3456	1,1503	1,0054	1,7721	1,3970	1,2700	0,7983	0,9464
13	11	1,2564	-0,6415	1,6864	1,1703	0,8302	1,1919	1,4652	1,2168	1,7441	1,3970	1,2700	1,1026	1,1408
14	12	1,3662	1,4450	1,6939	1,4131	0,7530	1,1608	1,3800	0,7531	1,7257	1,3970	1,2700	1,3398	1,3081
15	13	1,2403	-0,6812	1,6939	0,5874	0,8647	1,3747	2,0482	0,8662	1,7182	1,3970	1,2700	1,0527	1,1193
16	14	1,5801	0,2006	1,6862	1,2657	0,8225	1,5294	1,3804	0,9116	1,7534	1,3970	1,2700	1,2114	1,2507
17	15	1,3604	-0,2845	1,6906	0,9607	1,0665	1,5215	0,8231	0,9766	1,7706	1,3970	1,2700	1,0242	1,1314
18	16	1,3277	-0,0954	1,6955	1,6370	1,1768	1,6171	1,2913	1,1624	1,6750	1,3970	1,2700	1,2107	1,2804
19	17	1,4694	0,5771	1,6925	1,2482	1,0396	1,6203	1,1686	0,8605	1,6557	1,3970	1,2700	1,2104	1,2675
20	18	1,1874	-0,0499	1,6926	1,5710	1,0359	0,9169	1,3936	1,2938	1,7782	1,3970	1,2700	1,2194	1,2255
21	19	1,2318	1,0412	1,6833	1,6584	0,6652	1,4616	1,3188	1,3094	1,6866	1,3970	1,2700	1,3637	1,3406
22	20	1,5661	-0,0076	1,6875	0,7708	0,9326	0,7989	1,1080	0,9702	1,7403	1,3970	1,2700	1,0952	1,1107
23	21	1,4065	-1,4737	1,6822	1,4459	0,8904	0,9749	1,6598	1,1052	1,6770	1,3970	1,2700	1,0616	1,0914

Figura 38 – Dataframe de Papavinasam exportado para Excel do fluxo tipo Slug

Alguns detalhes podem ser observados, nas primeiras 21 simulações, a pressão quase sempre é responsável por diminuir a taxa de corrosão final, sendo negativa. Na linha 5, é possível ver que sua influência foi tão negativa que acabamos com uma taxa generalizada também negativa e uma taxa de corrosão por pites de

apenas 0,2484 mm/ano. Logo, a pressão se torna uma variável ainda mais importante para análise da corrosão.

Para o caso de Sooknah para corrosão microbiológica, cujo exemplo de dataframe é apresentado na figura 39, temos um efeito interessante: dos 5000 valores obtidos de $R_{MIC}/50$, 2006 deles foram menos do que 1 para uma das simulações. Isso significa que em 40%, o efeito da corrosão microbiológica acaba diminuindo a corrosão encontrada por Papavinasam.

	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
1		Temp	Velocidade	P Gases Ácidos	pH	LSI	TDS	Eh	Enxofre	TSS	Soma	Rmic
2	0	4,8308	16,8346	2	10	8	1,4379	10	1	0	54,1033	1,0821
3	1	3,2249	15,9602	2	10	8	1,2272	10	1	0	51,4124	1,0282
4	2	4,2029	19,4462	2	10	8	1,5672	10	1	0	56,2164	1,1243
5	3	5,6789	18,6091	2	1	8	2,5767	10	1	0	48,8647	0,9773
6	4	6,6639	19,5219	2	5	8	1,6852	10	1	0	53,8711	1,0774
7	5	2,7738	12,2568	2	10	8	1,1294	10	1	0	47,1599	0,9432
8	6	4,5449	16,1061	2	10	8	2,1410	10	1	0	53,7919	1,0758
9	7	4,0590	13,9663	2	10	8	2,3132	10	1	0	51,3385	1,0268
10	8	5,7171	16,4762	2	10	8	1,4046	10	1	0	54,5978	1,0920
11	9	6,8879	18,4537	2	1	8	1,1668	10	1	0	48,5084	0,9702
12	10	4,5097	18,5597	2	10	8	1,0000	10	1	0	55,0694	1,1014
13	11	6,1965	1,0000	2	10	8	1,0000	10	1	0	39,1965	0,7839
14	12	5,2869	18,5620	2	10	8	1,0000	10	1	0	55,8489	1,1170
15	13	6,3302	18,2441	2	1	8	2,2727	10	1	0	48,8470	0,9769
16	14	3,7568	18,4212	2	5	8	1,3622	10	1	0	49,5401	0,9908
17	15	5,3346	15,8995	2	10	8	1,0000	10	1	0	53,2341	1,0647
18	16	5,6059	16,5176	2	10	8	1,0000	10	1	0	54,1235	1,0825
19	17	4,4314	17,5804	2	10	8	1,0000	10	1	0	54,0118	1,0802
20	18	6,7685	3,2272	2	10	8	4,1430	10	1	0	45,1386	0,9028
21	19	6,4010	18,3344	2	5	8	2,2380	10	1	0	52,9734	1,0595
22	20	3,8152	18,2820	2	10	8	1,4407	10	1	0	54,5379	1,0908
23	21	4,9526	16,7426	2	10	8	3,0211	10	1	0	55,7163	1,1143

Figura 39 – Dataframe de Sooknah exportado para Excel do fluxo tipo Slug

5.4 Falha por ruptura

Para a falha por ruptura a análise é um pouco mais complexa. Aqui, será apresentado um exemplo considerando o fluxo tipo *slug*. Considerando as taxas de corrosão anuais, podemos obter a profundidade do defeito ao longo de 20 anos – no caso da corrosão média, está apresentado na tabela 11, e para a corrosão máxima obtida, está na tabela 12.

Tabela 11 – Taxas de corrosão média e profundidades do defeito para fluxo tipo *slug* ao longo de 20 anos.

	Corrosão Média (mm/ano)	Profundidade do defeito (mm)
Ano 1	1,058	1,058
Ano 2	0,530	1,588
Ano 3	0,351	1,940
Ano 4	0,264	2,204
Ano 5	0,211	2,415
Ano 6	0,176	2,591
Ano 7	0,151	2,742
Ano 8	0,132	2,874
Ano 9	0,117	2,991
Ano 10	0,105	3,096
Ano 11	0,096	3,192
Ano 12	0,088	3,280
Ano 13	0,081	3,361
Ano 14	0,075	3,436
Ano 15	0,070	3,506
Ano 16	0,066	3,572
Ano 17	0,062	3,634
Ano 18	0,058	3,693
Ano 19	0,056	3,748
Ano 20	0,052	3,801

Tabela 12 – Taxas de corrosão máxima e profundidades do defeito para fluxo tipo *slug* ao longo de 20 anos.

	Corrosão Máxima (mm/ano)	Profundidade do defeito (mm)
Ano 1	1,814	1,814
Ano 2	0,861	2,674
Ano 3	0,637	3,312
Ano 4	0,426	3,738
Ano 5	0,362	4,100
Ano 6	0,281	4,381
Ano 7	0,250	4,631
Ano 8	0,215	4,846
Ano 9	0,202	5,048
Ano 10	0,172	5,219
Ano 11	0,154	5,373
Ano 12	0,146	5,519

	Corrosão Máxima (mm/ano)	Profundidade do defeito (mm)
Ano 13	0,133	5,652
Ano 14	0,123	5,775
Ano 15	0,118	5,892
Ano 16	0,103	5,995
Ano 17	0,104	6,100
Ano 18	0,093	6,192
Ano 19	0,093	6,285
Ano 20	0,087	6,372

Os resultados serão mostrados para as espessuras de 10, 15 e 20 mm, tanto para o caso de taxas de corrosão média, tanto para o caso de taxas de corrosão máximas para um período de 20 anos. Em alguns casos, foram executadas simulações para 30 anos, sendo este o limite de tempo adotado caso não ocorra expectativa de falha.

Como pressão de operação, será considerada a pressão média adotada de 100 bar. Para o primeiro caso, onde temos espessura de 10 mm, os aços X42 e X52 são completamente inadequados. Enquanto o aço X70 dura de 5 a 3 anos a depender da fração I_{cl}/L . Os resultados para a taxa de corrosão média estão na tabela 13, e os resultados para a taxa de corrosão máxima estão na tabela 14. Em vermelho casos em que ocorre ruptura e em verde, casos em que não ocorre ruptura para P_{op} de 100 bar.

Tabela 13 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 10 mm quando temos as taxas de corrosão médias

	Pressão de Ruptura [bar]: 10 mm de espessura, caso médio											
Tipo do Aço	X42				X52				X70			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	80,68	80,30	79,75	79,31	97,24	96,78	96,12	95,59	113,79	113,25	112,49	111,86
Ano 2	77,32	76,71	75,85	75,15	93,19	92,46	91,42	90,57	109,05	108,20	106,98	105,99
Ano 3	75,00	74,24	73,15	72,27	90,39	89,47	88,17	87,10	105,78	104,71	103,18	101,94
Ano 4	73,21	72,33	71,08	70,06	88,24	87,18	85,67	84,44	103,26	102,02	100,26	98,82
Ano 5	71,77	70,79	69,40	68,26	86,49	85,32	83,64	82,27	101,22	99,84	97,88	96,28
Ano 6	70,55	69,49	67,98	66,75	85,02	83,75	81,93	80,45	99,50	98,01	95,89	94,15
Ano 7	69,49	68,37	66,76	65,45	83,76	82,40	80,46	78,88	98,02	96,43	94,16	92,31
Ano 8	68,56	67,38	65,68	64,30	82,64	81,20	79,16	77,49	96,71	95,03	92,64	90,69
Ano 9	67,73	66,49	64,71	63,27	81,63	80,13	78,00	76,25	95,54	93,78	91,28	89,24
Ano 10	66,98	65,69	63,84	62,34	80,73	79,17	76,95	75,13	94,48	92,65	90,05	87,93
Ano 11	66,30	64,96	63,04	61,49	79,90	78,29	75,98	74,11	93,51	91,62	88,92	86,73
Ano 12	65,67	64,28	62,31	60,71	79,14	77,48	75,10	73,17	92,62	90,67	87,89	85,63
Ano 13	65,08	63,66	61,64	59,98	78,44	76,73	74,29	72,29	91,80	89,79	86,93	84,61
Ano 14	64,54	63,08	61,00	59,31	77,79	76,03	73,52	71,48	91,03	88,97	86,04	83,66
Ano 15	64,03	62,54	60,41	58,68	77,17	75,37	72,81	70,72	90,31	88,21	85,21	82,76
Ano 16	63,55	62,03	59,86	58,09	76,59	74,76	72,14	70,01	89,63	87,49	84,42	81,93
Ano 17	63,10	61,54	59,33	57,53	76,05	74,18	71,51	69,33	89,00	86,81	83,68	81,14
Ano 18	62,67	61,09	58,84	57,00	75,53	73,63	70,91	68,69	88,40	86,16	82,98	80,39
Ano 19	62,26	60,66	58,36	56,49	75,04	73,10	70,34	68,09	87,82	85,55	82,32	79,68
Ano 20	61,88	60,24	57,91	56,02	74,58	72,61	69,80	67,51	87,28	84,97	81,69	79,01

Tabela 14 - Pressões de ruptura para espessura de duto de 10 mm quando temos as taxas de corrosão máximas.

Tipo do Aço Lc/L	Pressão de Ruptura [bar]: 10 mm de espessura, caso máximo											
	X42				X52				X70			
	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	75,84	75,13	74,13	73,31	91,40	90,55	89,34	88,35	106,96	105,97	104,55	103,40
Ano 2	69,96	68,87	67,31	66,03	84,32	83,00	81,12	79,58	98,68	97,14	94,93	93,14
Ano 3	65,44	64,04	62,05	60,42	78,87	77,18	74,78	72,83	92,30	90,33	87,52	85,23
Ano 4	62,34	60,74	58,45	56,59	75,14	73,20	70,45	68,20	87,93	85,67	82,44	79,81
Ano 5	59,67	57,89	55,35	53,28	71,92	69,77	66,71	64,22	84,17	81,65	78,07	75,15
Ano 6	57,58	55,65	52,91	50,68	69,39	67,07	63,77	61,08	81,21	78,50	74,63	71,48
Ano 7	55,7	53,65	50,73	48,35	67,13	64,66	61,14	58,28	78,56	75,67	71,55	68,20
Ano 8	54,07	51,92	48,84	46,34	65,17	62,57	58,87	55,85	76,27	73,22	68,89	65,36
Ano 9	52,54	50,28	47,06	44,44	63,32	60,60	56,72	53,56	74,10	70,91	66,38	62,68
Ano 10	51,22	48,88	45,53	42,81	61,73	58,91	54,88	51,59	72,25	68,94	64,22	60,38
Ano 11	50,04	47,61	44,16	41,34	60,31	57,38	53,22	49,83	70,58	67,16	62,28	58,31
Ano 12	48,91	46,42	42,85	39,95	58,95	55,94	51,65	48,15	68,99	65,47	60,44	56,35
Ano 13	47,88	45,31	41,65	38,67	57,71	54,61	50,20	46,61	67,54	63,91	58,75	54,54
Ano 14	46,93	44,30	40,55	37,49	56,56	53,39	48,87	45,18	66,19	62,48	57,19	52,88
Ano 15	46,01	43,32	39,48	36,35	55,46	52,21	47,59	43,81	64,90	61,10	55,69	51,28
Ano 16	45,21	42,46	38,55	35,36	54,49	51,18	46,46	42,62	63,77	59,89	54,37	49,87
Ano 17	44,39	41,59	37,60	34,35	53,50	50,13	45,32	41,40	62,61	58,66	53,03	48,44
Ano 18	43,66	40,82	36,75	33,44	52,63	49,19	44,30	40,31	61,59	57,57	51,84	47,17
Ano 19	42,93	40,04	35,91	32,54	51,75	48,25	43,28	39,22	60,56	56,47	50,64	45,90
Ano 20	42,25	39,30	35,11	31,69	50,92	47,37	42,32	38,19	59,59	55,44	49,52	44,70

Para os casos médios na espessura de 10 mm quando utilizando o aço tipo X70, ainda temos um pequeno senso de segurança que desaparece ao observar o caso com taxa de corrosão máxima.

Para o caso de 15 mm, os resultados estão apresentados nas tabelas 15 e 16. Neste caso, já temos uma melhora considerável sobre a falha quando checamos os casos de corrosão média. Entretanto, ao observar os casos com as taxas máximas, vemos que o aço X42 irá falhar entre 7 e 4 anos, enquanto o aço X52 falha para dois casos de Lc/L em menos de 20 anos.

Tabela 15 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 15 mm quando temos as taxas de corrosão médias.

Pressão de Ruptura [bar]: 15 mm de espessura, caso médio								
Tipo do Aço	X42				X52			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	124,19	123,83	123,32	122,90	149,68	149,24	148,62	148,12
Ano 2	121,01	120,44	119,63	118,96	145,85	145,16	144,18	143,37
Ano 3	118,82	118,10	117,08	116,24	143,21	142,34	141,10	140,10
Ano 4	117,13	116,30	115,12	114,15	141,17	140,17	138,74	137,58
Ano 5	115,76	114,84	113,53	112,45	139,52	138,41	136,82	135,53
Ano 6	114,61	113,61	112,19	111,03	138,13	136,93	135,21	133,81
Ano 7	113,62	112,55	111,03	109,79	136,93	135,65	133,82	132,32
Ano 8	112,74	111,61	110,01	108,70	135,87	134,52	132,59	131,01
Ano 9	111,95	110,77	109,10	107,73	134,93	133,51	131,49	129,84
Ano 10	111,24	110,02	108,27	106,85	134,07	132,60	130,49	128,78
Ano 11	110,59	109,32	107,52	106,05	133,29	131,76	129,58	127,81
Ano 12	110,00	108,69	106,83	105,31	132,57	131,00	128,75	126,92
Ano 13	109,44	108,10	106,19	104,62	131,91	130,29	127,98	126,10
Ano 14	108,93	107,55	105,59	103,99	131,29	129,63	127,26	125,33
Ano 15	108,45	107,04	105,03	103,39	130,71	129,01	126,58	124,61
Ano 16	108,00	106,55	104,50	102,83	130,16	128,42	125,95	123,93
Ano 17	107,57	106,10	104,01	102,30	129,64	127,87	125,35	123,29
Ano 18	107,17	105,67	103,54	101,80	129,16	127,36	124,79	122,69
Ano 19	106,78	105,26	103,09	101,32	128,69	126,86	124,25	122,12
Ano 20	106,42	104,87	102,67	100,87	128,26	126,39	123,74	121,57

Tabela 15 – cont.

Tipo do Aço	Pressão de Ruptura [bar]: 15 mm, médio			
	X70			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	175,17	174,66	173,93	173,34
Ano 2	170,69	169,88	168,73	167,79
Ano 3	167,59	166,58	165,13	163,95
Ano 4	165,21	164,04	162,37	161,00
Ano 5	163,28	161,98	160,12	158,61
Ano 6	161,65	160,24	158,23	156,60
Ano 7	160,25	158,75	156,60	154,86
Ano 8	159,01	157,42	155,16	153,32
Ano 9	157,90	156,24	153,88	151,95
Ano 10	156,90	155,17	152,71	150,71
Ano 11	155,98	154,20	151,65	149,57
Ano 12	155,15	153,30	150,67	148,53
Ano 13	154,37	152,47	149,77	147,57
Ano 14	153,64	151,70	148,93	146,67
Ano 15	152,96	150,97	148,14	145,83
Ano 16	152,32	150,29	147,39	145,03
Ano 17	151,72	149,65	146,70	144,29
Ano 18	151,15	149,04	146,03	143,58
Ano 19	150,61	148,46	145,40	142,91
Ano 20	150,10	147,91	144,81	142,27

É importante notar que para o caso da tabela 15, para o aço X42 a falha ocorrerá em 27 anos para l_c/L de 0,25 e em 22 anos para l_c/L de 0,5. Não foi observada falha para o restante dos casos, quando tratando das taxas de corrosão médias.

Tabela 16 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 15 mm quando temos as taxas de corrosão máximas.

Pressão de Ruptura [bar]: 15 mm de espessura, caso médio								
Tipo do Aço	X42				X52			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	119,6	118,95	118,00	117,22	144,16	143,36	142,21	141,28
Ano 2	114,1	113,02	111,55	110,34	137,47	136,22	134,44	132,99
Ano 3	109,8	108,46	106,58	105,04	132,31	130,72	128,45	126,60
Ano 4	106,9	105,34	103,17	101,41	128,78	126,95	124,35	122,22
Ano 5	104,3	102,64	100,24	98,29	125,74	123,71	120,82	118,46
Ano 6	102,3	100,53	97,94	95,83	123,35	121,16	118,04	115,49
Ano 7	100,6	98,63	95,87	93,63	121,21	118,87	115,55	112,84
Ano 8	99,03	96,99	94,09	91,72	119,36	116,90	113,40	110,55
Ano 9	97,58	95,44	92,40	89,92	117,61	115,03	111,37	108,38
Ano 10	96,34	94,12	90,96	88,38	116,11	113,44	109,63	106,52
Ano 11	95,22	92,93	89,66	86,99	114,76	112,00	108,06	104,85
Ano 12	94,16	91,79	88,42	85,68	113,48	110,63	106,57	103,26
Ano 13	93,18	90,75	87,29	84,47	112,30	109,38	105,20	101,80
Ano 14	92,28	89,79	86,24	83,35	111,22	108,22	103,94	100,46
Ano 15	91,41	88,87	85,24	82,28	110,17	107,10	102,73	99,17
Ano 16	90,65	88,06	84,36	81,34	109,26	106,13	101,67	98,03
Ano 17	89,88	87,23	83,46	80,38	108,33	105,13	100,59	96,88
Ano 18	89,19	86,50	82,66	79,53	107,50	104,25	99,62	95,85
Ano 19	88,5	85,76	81,86	78,67	106,66	103,36	98,66	94,82
Ano 20	87,85	85,07	81,10	77,87	105,88	102,53	97,75	93,85

Tabela 16 – cont.

	Pressão de Ruptura [bar]: 15 mm, médio			
Tipo do Aço	X70			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	168,71	167,77	166,43	165,34
Ano 2	160,88	159,42	157,33	155,63
Ano 3	154,84	152,98	150,32	148,15
Ano 4	150,71	148,57	145,52	143,04
Ano 5	147,15	144,78	141,39	138,63
Ano 6	144,35	141,79	138,14	135,16
Ano 7	141,85	139,12	135,23	132,05
Ano 8	139,68	136,81	132,71	129,37
Ano 9	137,63	134,62	130,33	126,83
Ano 10	135,88	132,75	128,29	124,66
Ano 11	134,30	131,07	126,46	122,70
Ano 12	132,80	129,47	124,72	120,85
Ano 13	131,43	128,00	123,12	119,14
Ano 14	130,16	126,65	121,64	117,57
Ano 15	128,93	125,34	120,22	116,05
Ano 16	127,86	124,20	118,98	114,72
Ano 17	126,77	123,04	117,71	113,37
Ano 18	125,80	122,00	116,59	112,17
Ano 19	124,83	120,96	115,45	110,96
Ano 20	123,91	119,99	114,39	109,83

Como pode ser visto na tabela 16, deve-se tomar cuidado com os aços X42 e X52, já que em casos máximos podemos ver falhas ocorrendo. Para o aço tipo X70, as falhas em casos máximos não parecem ocorrer nem quando considerando períodos de até 30 anos.

Por fim, para o caso de 20 mm os resultados estão apresentados nas tabelas 17 e 18. Finalmente, para o caso de 20 mm podemos ver que não há expectativa de falha por ruptura nem para o caso das taxas de corrosão máxima, nem mesmo considerando períodos de 30 anos.

Tabela 17 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 20 mm quando temos as taxas de corrosão médias.

Pressão de Ruptura [bar]: 20 mm de espessura, caso médio								
Tipo do Aço	X42				X52			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	167,60	167,26	166,76	166,36	202,00	201,58	200,99	200,50
Ano 2	164,55	164,00	163,22	162,58	198,32	197,66	196,71	195,94
Ano 3	162,44	161,75	160,77	159,96	195,78	194,95	193,76	192,79
Ano 4	160,82	160,02	158,88	157,95	193,82	192,86	191,49	190,37
Ano 5	159,50	158,62	157,35	156,32	192,24	191,17	189,65	188,40
Ano 6	158,40	157,44	156,07	154,95	190,90	189,75	188,10	186,75
Ano 7	157,44	156,41	154,95	153,76	189,75	188,52	186,76	185,32
Ano 8	156,60	155,51	153,97	152,72	188,73	187,43	185,57	184,06
Ano 9	155,84	154,71	153,10	151,78	187,82	186,46	184,52	182,93
Ano 10	155,16	153,98	152,30	150,94	187,00	185,58	183,56	181,91
Ano 11	154,53	153,32	151,58	150,16	186,25	184,78	182,69	180,98
Ano 12	153,96	152,71	150,92	149,46	185,56	184,04	181,89	180,13
Ano 13	153,43	152,14	150,30	148,80	184,92	183,36	181,14	179,34
Ano 14	152,94	151,61	149,73	148,19	184,32	182,73	180,45	178,60
Ano 15	152,47	151,12	149,19	147,61	183,77	182,13	179,80	177,91
Ano 16	152,04	150,65	148,68	147,07	183,24	181,57	179,19	177,25
Ano 17	151,63	150,22	148,20	146,56	182,75	181,04	178,62	176,64
Ano 18	151,24	149,80	147,75	146,08	182,28	180,55	178,08	176,06
Ano 19	150,87	149,41	147,32	145,62	181,83	180,07	177,56	175,51
Ano 20	150,52	149,03	146,92	145,19	181,41	179,62	177,07	174,99

Tabela 17 – cont.

	Pressão de Ruptura [bar]: 20 mm, caso médio			
Tipo do Aço	X70			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	236,40	235,91	235,21	234,64
Ano 2	232,09	231,32	230,21	229,31
Ano 3	229,12	228,14	226,75	225,62
Ano 4	226,83	225,70	224,10	222,79
Ano 5	224,97	223,72	221,94	220,49
Ano 6	223,41	222,06	220,12	218,55
Ano 7	222,06	220,62	218,56	216,88
Ano 8	220,87	219,35	217,17	215,40
Ano 9	219,81	218,21	215,94	214,08
Ano 10	218,84	217,18	214,82	212,89
Ano 11	217,96	216,24	213,80	211,80
Ano 12	217,16	215,38	212,86	210,80
Ano 13	216,41	214,59	211,99	209,87
Ano 14	215,71	213,84	211,18	209,01
Ano 15	215,06	213,15	210,42	208,20
Ano 16	214,44	212,49	209,71	207,44
Ano 17	213,86	211,87	209,03	206,72
Ano 18	213,32	211,29	208,40	206,04
Ano 19	212,80	210,73	207,79	205,40
Ano 20	212,30	210,21	207,22	204,79

Tabela 18 – Pressões de ruptura para espessura de duto de 20 mm quando temos as taxas de corrosão máximas.

Pressão de Ruptura [bar]: 20 mm de espessura, caso máximo								
Tipo do Aço	X42				X52			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	163,2	162,56	161,65	160,91	196,70	195,93	194,83	193,93
Ano 2	157,9	156,87	155,45	154,29	190,27	189,07	187,35	185,96
Ano 3	153,8	152,48	150,67	149,20	185,31	183,78	181,60	179,82
Ano 4	150,9	149,48	147,40	145,71	181,92	180,16	177,66	175,61
Ano 5	148,5	146,90	144,59	142,71	178,99	177,04	174,26	171,99
Ano 6	146,6	144,86	142,37	140,34	176,70	174,59	171,59	169,15
Ano 7	144,9	143,04	140,39	138,23	174,64	172,40	169,20	166,60
Ano 8	143,4	141,46	138,67	136,40	172,86	170,50	167,13	164,39
Ano 9	142	139,98	137,05	134,67	171,18	168,70	165,18	162,31
Ano 10	140,8	138,70	135,67	133,19	169,74	167,17	163,51	160,52
Ano 11	139,8	137,55	134,41	131,86	168,44	165,78	162,00	158,92
Ano 12	138,7	136,47	133,23	130,59	167,21	164,47	160,57	157,39
Ano 13	137,8	135,46	132,14	129,43	166,08	163,27	159,26	155,99
Ano 14	136,9	134,54	131,13	128,36	165,04	162,15	158,05	154,70
Ano 15	136,1	133,65	130,17	127,32	164,03	161,08	156,88	153,45
Ano 16	135,4	132,88	129,32	126,42	163,15	160,14	155,86	152,36
Ano 17	134,6	132,08	128,46	125,50	162,26	159,19	154,82	151,25
Ano 18	134	131,38	127,69	124,68	161,46	158,34	153,89	150,27
Ano 19	133,3	130,67	126,92	123,86	160,66	157,49	152,96	149,28
Ano 20	132,7	130,00	126,19	123,08	159,91	156,68	152,09	148,34

Tabela 18 – cont.

	Pressão de Ruptura [bar]			
Tipo do Aço	X70			
Lc/L	0,05	0,1	0,25	0,5
Ano 1	230,19	229,29	228,00	226,95
Ano 2	222,66	221,26	219,26	217,63
Ano 3	216,86	215,07	212,52	210,44
Ano 4	212,89	210,84	207,91	205,52
Ano 5	209,47	207,19	203,93	201,28
Ano 6	206,78	204,32	200,81	197,95
Ano 7	204,38	201,75	198,01	194,96
Ano 8	202,29	199,53	195,59	192,38
Ano 9	200,32	197,43	193,31	189,94
Ano 10	198,64	195,63	191,35	187,86
Ano 11	197,12	194,01	189,59	185,98
Ano 12	195,68	192,48	187,91	184,19
Ano 13	194,36	191,07	186,38	182,55
Ano 14	193,14	189,77	184,96	181,04
Ano 15	191,96	188,51	183,59	179,58
Ano 16	190,94	187,41	182,40	178,31
Ano 17	189,89	186,30	181,18	177,01
Ano 18	188,95	185,30	180,10	175,85
Ano 19	188,02	184,30	179,01	174,69
Ano 20	187,14	183,37	177,99	173,60

Apesar do design de 20 mm parecer o mais adequado ao fim destes resultados, ele é possivelmente exagerado, não é necessário fazer um duto com 20 mm de espessura se é possível fazer dutos de espessuras menores e ser diligente com manutenção contra a corrosão por pites em períodos de 3 a 5 anos. Hu et al. (2014) por exemplo, estimou 4,71 anos entre essas manutenções. Dutos de espessuras muito grandes podem ter outros problemas, sendo que os principais seriam: seu custo, transporte e instalação.

Além disso, é importante reparar que apesar da análise de “falha ou não falha” ter sido feita aqui para uma pressão constante de 100 bar, a pressão pode variar bastante. Na simulação feita, podemos chegar em valores de até 500 bar, praticamente causando ruptura em qualquer um dos casos. Logo, apesar da análise

ser interessante, ultimamente, não substitui um regime regular de manutenção para evitar que pites de tornem profundos o suficiente para causar falhas por ruptura.

Os tempos de vida finais para os casos estudados estão dados na tabela 19. A espessura de 20 mm não é apresentada, pois o tempo de vida foi considerado 30 anos em todos os casos.

Tabela 19 – Resultados resumidos do tempo de vida de dutos considerando as espessuras de 10 e 15 mm.

10 mm, taxas médias			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	0	0	5
0,1	0	0	4
0,25	0	0	4
0,5	0	0	3

15 mm, taxas médias			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	30	30	30
0,1	30	30	30
0,25	27	30	30
0,5	22	30	30

10 mm, taxas máximas			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	0	0	1
0,1	0	0	1
0,25	0	0	1
0,5	0	0	1

15 mm, taxas máximas			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	7	30	30
0,1	6	23	30
0,25	5	17	30
0,5	4	14	30

Considerando os 54 casos estudados aqui, o tempo de vida médio de uma pipeline seria de 18,26 anos, que não está distante do valor encontrado por Hu et al. (2014) de 20,55 anos. Se considerarmos apenas os casos com taxas médias, o tempo de vida sobe para 20,14 anos, e quando consideramos apenas casos com as taxas máximas temos um tempo de vida de 16,39 anos.

6 CONCLUSÃO

6.1 Contribuições do trabalho

Uma análise extensa foi feita sobre a corrosão durante o tempo de vida de uma pipeline. Ao fim, é possível ver que os resultados são dependentes de muitos fatores que vão diferir de um caso ao outro – uma tentativa de ser o mais abrangente possível foi feita ao se considerar três tipos de aço, três tipos de espessura, e 4 tipos de relações entre o comprimento do defeito e o comprimento do duto.

É possível ver que temos casos em que a falha pode ocorrer muito rapidamente, o que seria completamente inadequado; casos em que a falha pode demorar mais de 30 anos para ocorrer, onde a combinação dos fatores pode ser um exagero e afetar outros processos negativamente. E outros casos entre estes dois, um design bem-feito provavelmente está em um caso no meio, com manutenções frequentes.

Tendo os 54 casos considerados, chegou-se a três resultados:

- Vida média de 18,26 anos considerando todos os casos;
- Vida média de 16,38 anos quando considerando apenas as taxas máximas de corrosão.
- Vida média 20,13 anos quando considerando apenas as taxas médias de corrosão.

Este trabalho demonstra que é possível fazer uma simulação de corrosão a partir de diversos dados encontrados na literatura, e apesar de não ter sido possível a realização de testes ou a obtenção de dados reais, no modelo desenvolvido é possível mudar praticamente todos os dados considerados, sem uma grande dificuldade. Desta forma, uma flexibilidade interessante foi obtida.

6.2 Trabalhos futuros

A sugestão para trabalhos futuros é realizar uma comparação com casos reais, para se saber o quão confiável seria essa modelagem e uma melhor análise de estatística sobre os dados obtidos para estimativa mais adequada dos períodos de manutenção e duração dos dutos.

Além disso uma das possibilidades é realizar uma análise considerando-se diferentes cenários além do médio e máximo, como 80% e 70% e o uso de probabilidades quando se considerando a falha do duto ao invés de um sistema mais determinístico como foi feito.

REFERÊNCIAS

- AHMAD, Z. CHAPTER 4 - TYPES OF CORROSION: Materials and Environments. In: AHMAD, Z. (Ed.). **Principles of Corrosion Engineering and Corrosion Control**. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2006. p. 120–270.
- BALAN, K. P. Chapter Nine - Corrosion. In: BALAN, K. P. (Ed.). **Metallurgical Failure Analysis**. [s.l.] Elsevier, 2018. p. 155–178.
- BAHADORI, A. Chapter 15 - Corrosion in Pipelines and Piping Systems. In: BAHADORI, A. (Ed.). **Oil and Gas Pipelines and Piping Systems**. Boston: Gulf Professional Publishing, 2017. p. 395–481.
- BHANDARI, J. et al. Modelling of pitting corrosion in marine and offshore steel structures – A technical review. **Journal of Loss Prevention in the Process Industries**, v. 37, p. 39–62, 1 set. 2015.
- BP. Bp Statistical Review of World Energy 2020. n. 69th, p. 68, 2020.
- BYBEE, K. An Alternative Approach To Evaluate Internal Pipeline Condition. **Journal of Petroleum Technology**, v. 58, n. 12, p. 53–55, 1 dez. 2006.
- CASE, R. **The Stochastic Approach Applied to CO2 Corrosion Modelling**. . In: CORROSION 2012. OnePetro, 11 mar. 2012. Disponível em: <<https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR12/All-CORR12/NACE-2012-1463/120074>>. Acesso em: 13 maio. 2021
- CETESB. **Principais acidentes - Emergências Químicas do Estado de São Paulo**. São Paulo, 2005. Disponível em: <https://cetesb.sp.gov.br/emergencias-quimicas/tipos-de-acidentes/dutos/principais-acidentes/>. Acesso em: 4 jun. 2021
- CHALGHAM, W.; WU, K.-Y.; MOSLEH, A. System-Level Prognosis and Health Monitoring Modeling Framework and Software Implementation for Gas Pipeline System Integrity Management. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 84, p. 103671, dez. 2020.
- CHILINGAR, G. V.; MOURHATCH, R.; AL-QAHTANI, G. D. CHAPTER 2 - TYPES OF CORROSION. In: CHILINGAR, G. V.; MOURHATCH, R.; AL-QAHTANI, G. D. (Ed.). **The Fundamentals of Corrosion and Scaling for Petroleum & Environmental Engineers**. [s.l.] Gulf Publishing Company, 2008. p. 35–48.
- CRAGNOLINO, G. A. 2 - Corrosion fundamentals and characterization techniques. In: YANG, L. (Ed.). **Techniques for Corrosion Monitoring (Second Edition)**. Woodhead Publishing Series in Metals and Surface Engineering. [s.l.] Woodhead Publishing, 2021. p. 7–42.

DAI, L. et al. Analysis and Comparison of Long-Distance Pipeline Failures. **Journal of Petroleum Engineering**, v. 2017, p. 1–7, maio 2017.

EGIG (Europa). **11th EGIG Report**. Europa, 2020. Disponível em: <https://www.egig.eu/reports>. Acesso em: 4 jun. 2021.

GENTLE, J. E. Computational Statistics. In: PETERSON, P.; BAKER, E.; MCGAW, B. (Eds.). . **International Encyclopedia of Education (Third Edition)**. Oxford: Elsevier, 2010. p. 93–97.

GUO, B. et al. Chapter 3 - Diameter and Wall Thickness. In: GUO, B. et al. (Eds.). . **Offshore Pipelines (Second Edition)**. Boston: Gulf Professional Publishing, 2014. p. 21–27.

HAILE, T.; PAPAVINASAM, S.; ZINTEL, T. **Validation of Corrosion Models Using Field Data Obtained from Oil and Gas Production Pipelines**. . In: CORROSION 2013. OnePetro, 17 mar. 2013. Disponível em: <https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR13/All-CORR13/NACE-2013-2170/121347>>. Acesso em: 16 jul. 2021

HEIDERSBACH, R. **Metallurgy and Corrosion Control in Oil and Gas Production**. 2º edição ed. [s.l.] Wiley, 2018.

HU, J. et al. The Probabilistic Life Time Prediction Model of Oil Pipeline Due to Local Corrosion Crack. **Theoretical and Applied Fracture Mechanics**, v. 70, p. 10–18, abr. 2014.

HUSSAIN, M. I. et al. Chapter 5 - Corrosion resistance of nanostructured metals and alloys. In: RAJENDRAN, S. et al. (Ed.). **Corrosion Protection at the Nanoscale**. Micro and Nano Technologies. [s.l.] Elsevier, 2020. p. 63–87.

HWANG, S. S. et al. ROLE OF GRAIN BOUNDARY CARBIDES IN CRACKING BEHAVIOR OF Ni BASE ALLOYS. **Nuclear Engineering and Technology**, v. 45, n. 1, p. 73–80, 1 fev. 2013.

KERMANI, M. B.; HARROP, D. The Impact of Corrosion on Oil and Gas Industry. **SPE Production & Facilities**, v. 11, n. 03, p. 186–190, 1 ago. 1996.

KIEFNER, J. F.; KOLOVICH, K. M. **Calculation Of A Corrosion Rate Using Monte Carlo Simulation**. . In: CORROSION 2007. OnePetro, 11 mar. 2007. Disponível em: <https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR07/All-CORR07/NACE-07120/126613>>. Acesso em: 15 jul. 2021

KOCH, G. et al. Corrosion Cost and Preventive Strategies in the United States. 2001.

LITTLE, B. J. et al. Microbially Influenced Corrosion—Any Progress? **Corrosion Science**, v. 170, p. 108641, jul. 2020.

LITTLE, B. J.; HINKS, J.; BLACKWOOD, D. J. Microbially Influenced Corrosion: Towards an Interdisciplinary Perspective on Mechanisms. **International Biodeterioration & Biodegradation**, v. 154, p. 105062, out. 2020.

NATARAJAN, K. A. Chapter 12 - Biofouling and Microbially Influenced Corrosion. In: NATARAJAN, K. A. (Ed.). **Biotechnology of Metals**. Amsterdam: Elsevier, 2018. p. 355–393.

PALMER, A. C.; KING, R. A. **Subsea Pipeline Engineering**. [s.l.] PennWell Corporation, 2008.

PAPAVINASAM, S. et al. **Predicting Internal Pitting Corrosion of Oil and Gas Pipelines: A Corrosion Engineering Approach**. . In: CORROSION 2005. OnePetro, 3 abr. 2005. Disponível em: <<https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR05/All-CORR05/NACE-05645/115546>>. Acesso em: 13 maio. 2021

PAPAVINASAM, S. et al. **Predicting Internal Pitting Corrosion of Oil and Gas Pipelines: Hydrocarbon Wet to Water-Wet Transition**. . In: CORROSION 2006. OnePetro, 12 mar. 2006. Disponível em: <<https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR06/All-CORR06/NACE-06641/118337>>. Acesso em: 13 maio. 2021

PAPAVINASAM, S. et al. **A Model To Predict Internal Pitting Corrosion Of Oil And Gas Pipelines**. . In: CORROSION 2007. OnePetro, 11 mar. 2007. Disponível em: <<https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR07/All-CORR07/NACE-07658/118661>>. Acesso em: 13 maio. 2021

PAPAVINASAM, S. et al. Further Validation Of An Internal Pitting Corrosion Model. 16 mar. 2008. . Acesso em: 20 maio. 2021

PAPAVINASAM, S.; PANNEERSELVAM, T.; DOIRON, A. **Integration of Localized Internal Pitting Corrosion And Flow Models**. . In: CORROSION 2012. OnePetro, 11 mar. 2012. Disponível em: <<https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR12/All-CORR12/NACE-2012-1262/119930>>. Acesso em: 22 jul. 2021

PAPAVINASAM, S. Chapter 4 - The Main Environmental Factors Influencing Corrosion. In: PAPAVINASAM, S. (Ed.). . **Corrosion Control in the Oil and Gas Industry**. Boston: Gulf Professional Publishing, 2014a. p. 179–247.

PAPAVINASAM, S. Chapter 6 - Modeling – Internal Corrosion. In: PAPAVINASAM, S. (Ed.). **Corrosion Control in the Oil and Gas Industry**. Boston: Gulf Professional Publishing, 2014. p. 301–360.

PHMSA. **Significant Incident 20 Year Trend**. Estados Unidos, 2021. Disponível em: <https://www.phmsa.dot.gov/data-and-statistics/pipeline/pipeline-incident-20-year-trends> . Acesso em: 3 jun. 2021.

RAMACHANDRAN, S. 20 - Advances in monitoring technologies for corrosion inhibitor performance. In: EL-SHERIK, A. M. (Ed.). . **Trends in Oil and Gas Corrosion Research and Technologies**. Woodhead Publishing Series in Energy. Boston: Woodhead Publishing, 2017. p. 471–487.

RENPU, W. Chapter 3 - Selection and Determination of Tubing and Production Casing Sizes. In: RENPU, W. (Ed.). . **Advanced Well Completion Engineering (Third Edition)**. [s.l.] Gulf Professional Publishing, 2011. p. 117–170.

SOOKNAH, R.; PAPAIVINASA, S.; REVIE, R. W. **Modelling The Occurrence Of Microbiologically Influenced Corrosion**. . In: CORROSION 2007. OnePetro, 11 mar. 2007. Disponível em: <https://onepetro.org/NACECORR/proceedings/CORR07/All-CORR07/NACE-07515/127539>>. Acesso em: 16 jul. 2021

SRIDHAR SRINIVASAN; VISHAL LAGAD; RUSSELL D. KANE. Internal Corrosion Assessment for Dry Gas and Multiphase Pipelines using Corrosion Prediction Models. 2008.

TRASATTI, S. Electrochemical corrosion nomenclature. **Pure and Applied Chemistry**, v. 61, n. 1, p. 19–22, jan. 1989.

UKOPA. **UKOPA Product Loss Incidents and Fault Report (1962 - 2018)**. Reino Unido, 2018. Disponível em: <https://www.ukopa.co.uk/published-documents/ukopa-reports/>. Acesso em: 4 jun. 2021

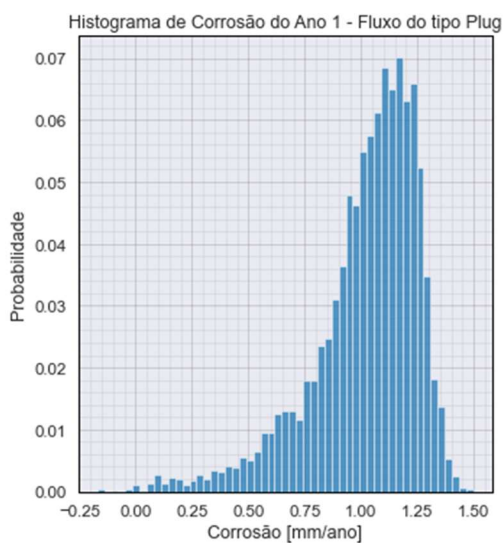
WILLIAMSON, H. S.; SAWARYN, S. J.; MORRISON, J. W. Monte Carlo Techniques Applied to Well Forecasting: Some Pitfalls. **SPE Drilling & Completion**, v. 21, n. 03, p. 216–227, 1 set. 2006.

ZHOU, W. System reliability of corroding pipelines. **International Journal of Pressure Vessels and Piping**, v. 87, n. 10, p. 587–595, 1 out. 2010.

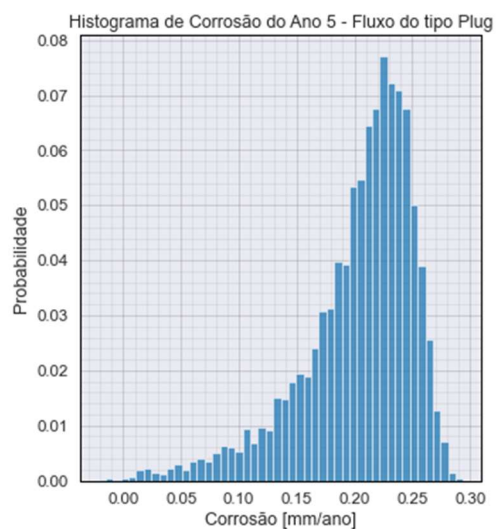
APÊNDICE A– HISTOGRAMAS DA TAXA DE CORROSÃO OBTIDA PELO MÉTODO DE MONTE CARLO

Os histogramas estão separados por tipo de fluxo, e são apresentados para os anos 1, 5, 10 e 20.

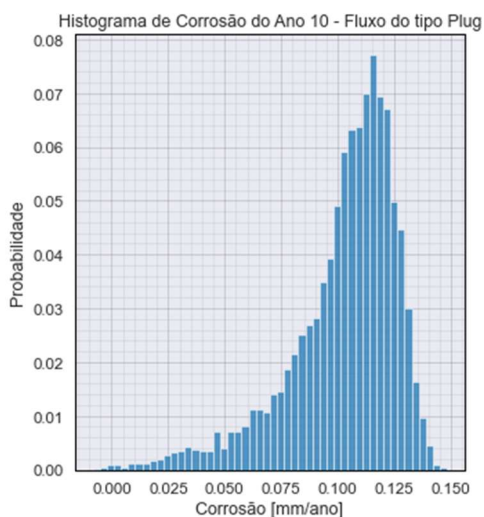
- *Plug*



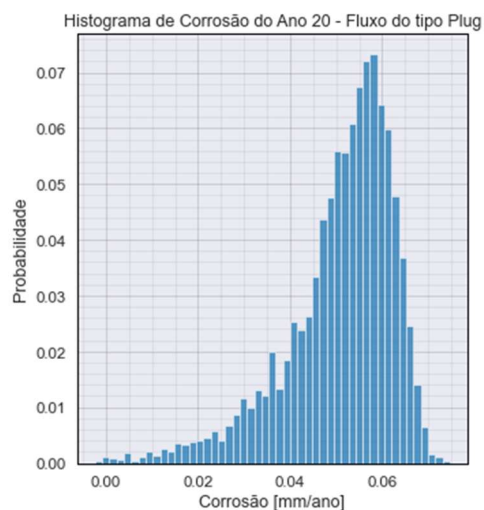
a.



b.



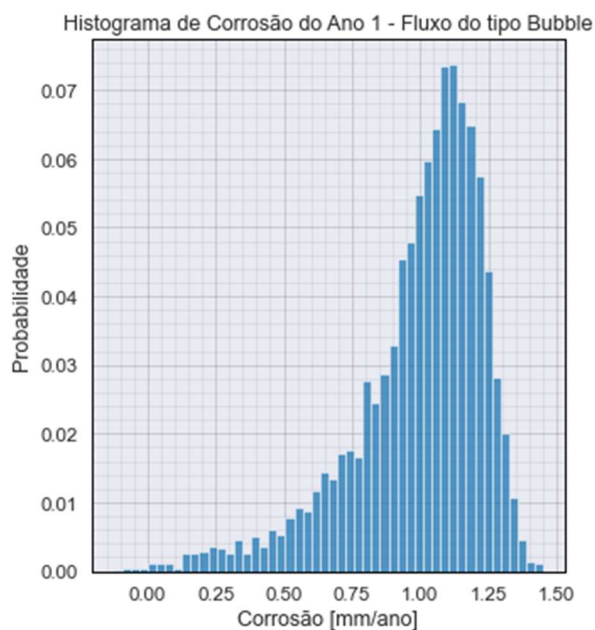
c.



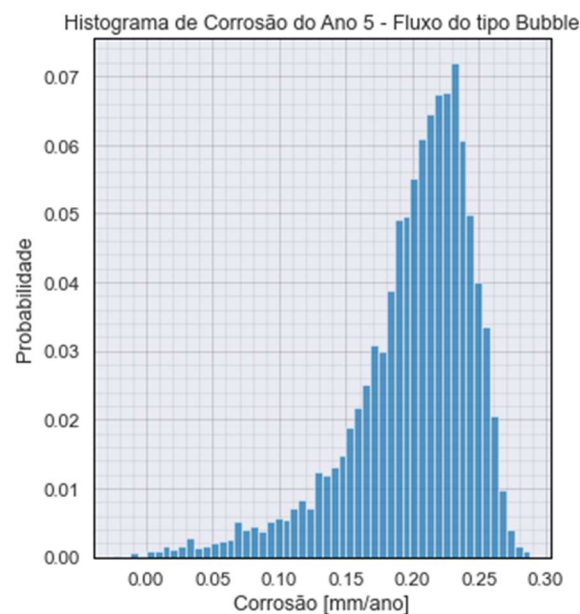
d.

Figura A-1: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *plug*

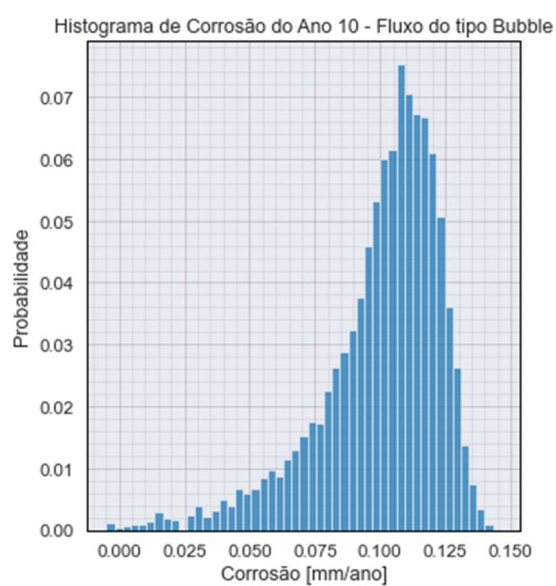
- *Bubble*



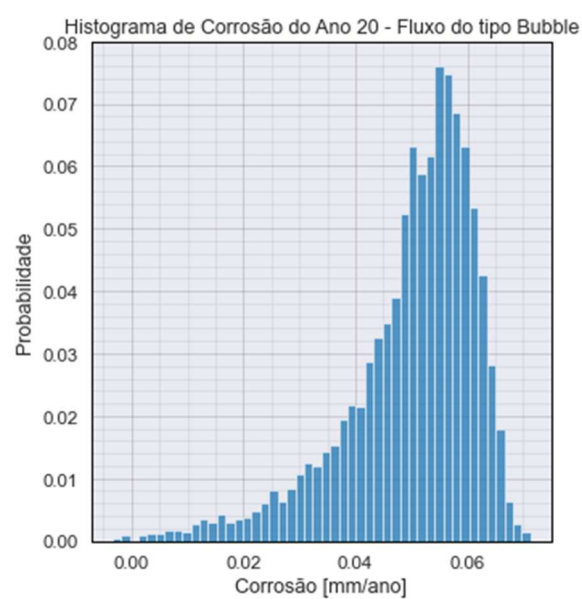
a.



b.



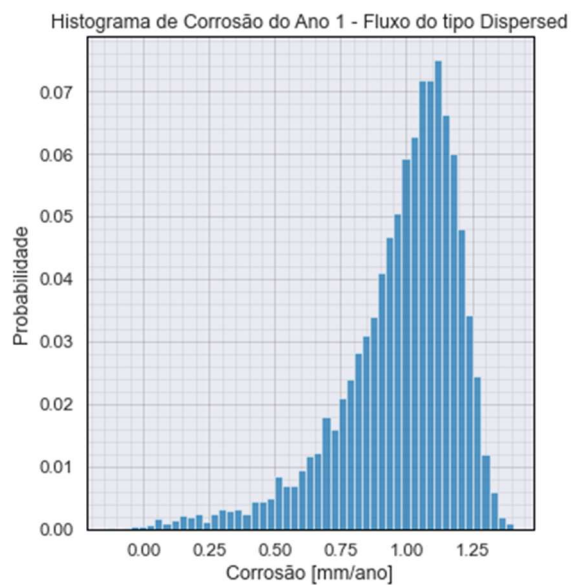
c.



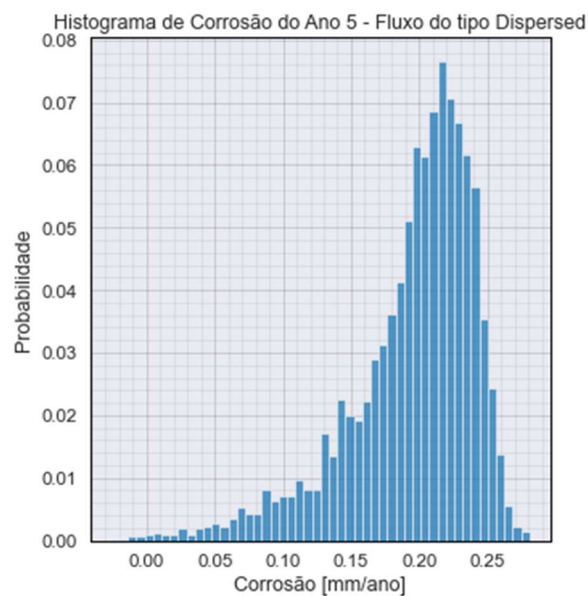
d.

Figura A-2: Figura B-1: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *bubble*

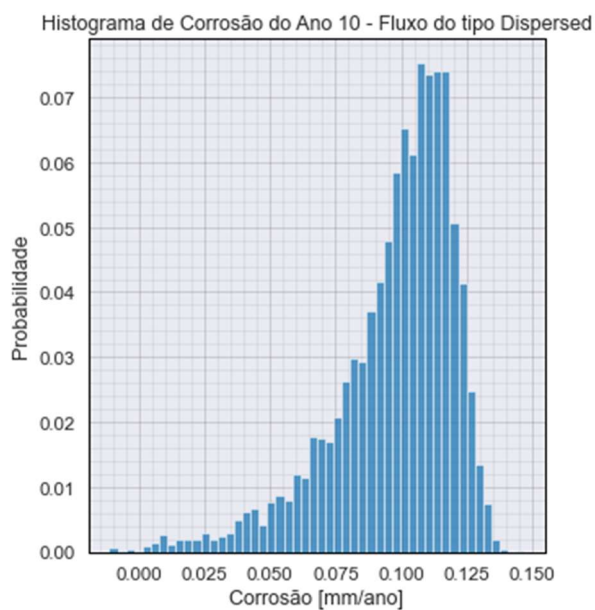
- *Dispersed*



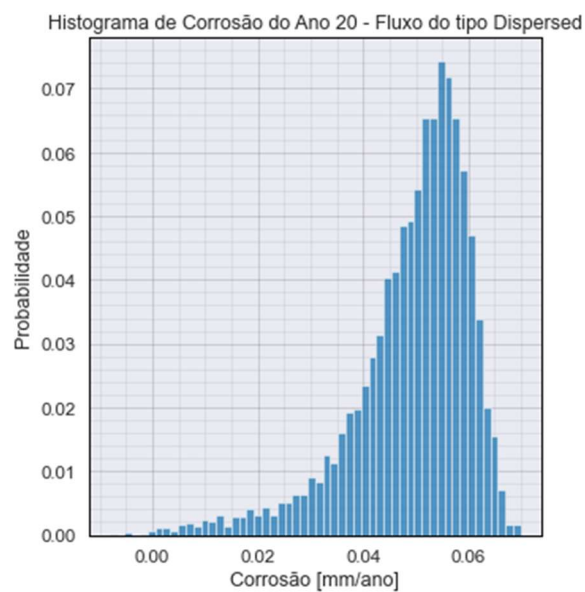
a.



b.



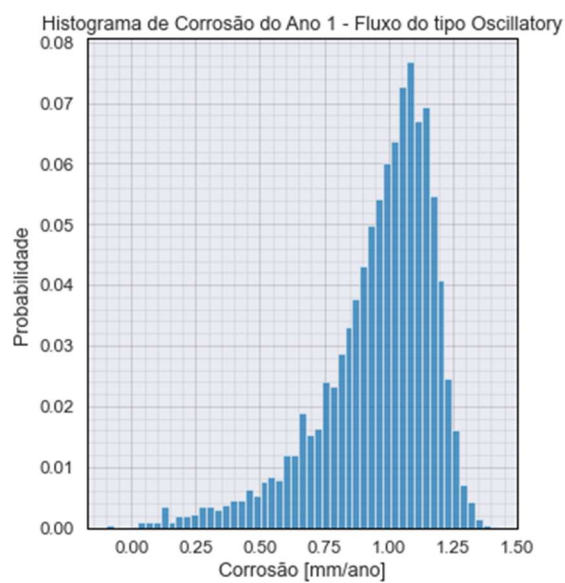
c.



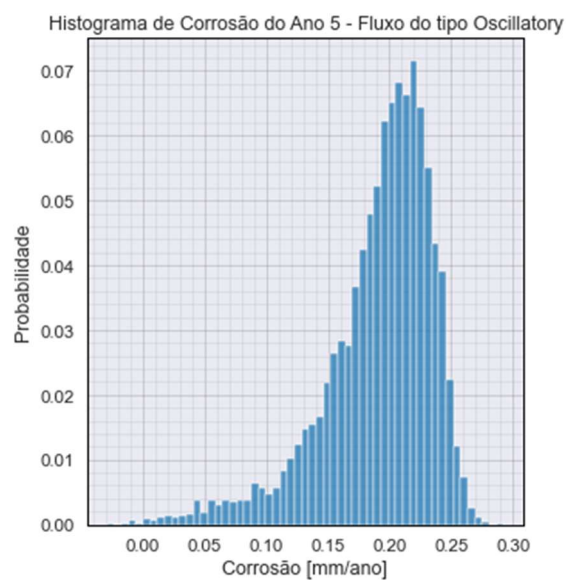
d.

Figura A-3: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *dispersed*

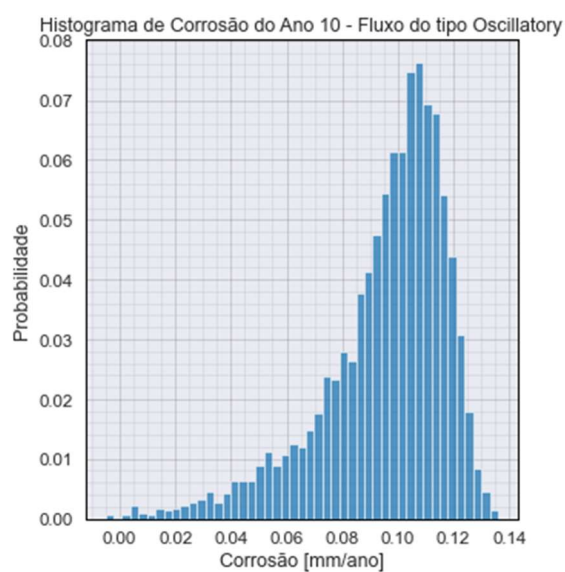
- *Oscillatory*



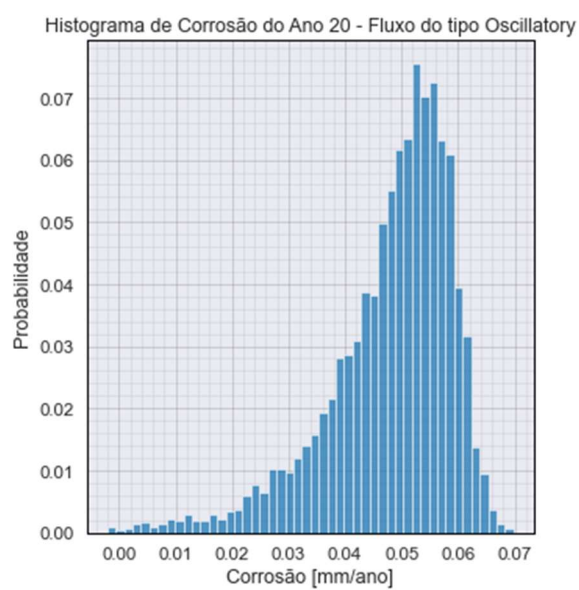
a.



b.



c.



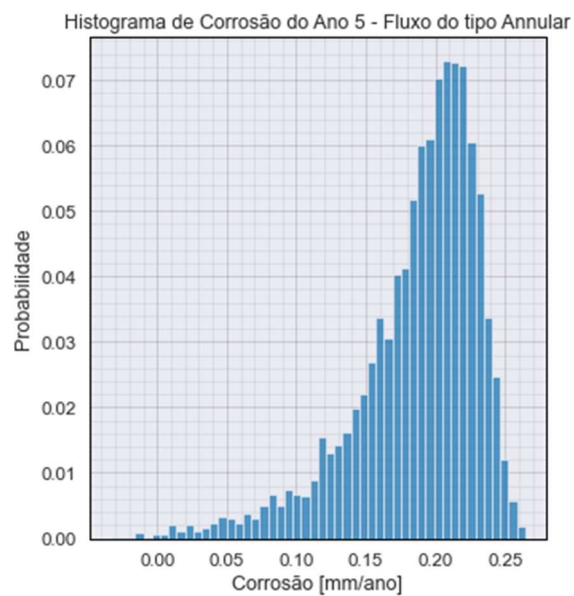
d.

Figura A-4: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *oscillatory*

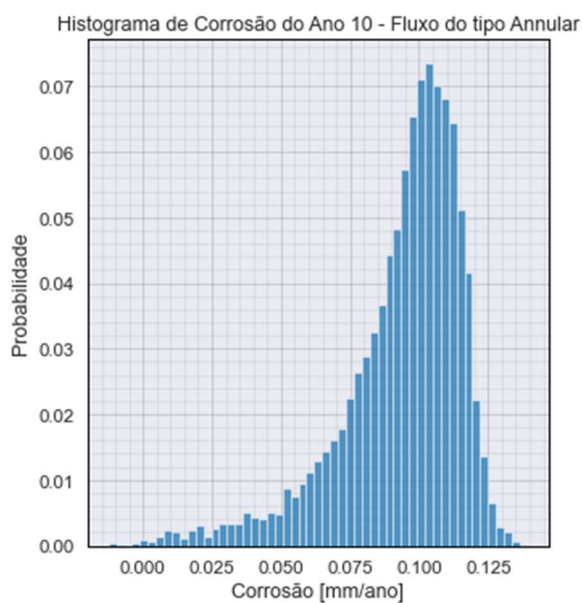
- *Annular*



a.



b.



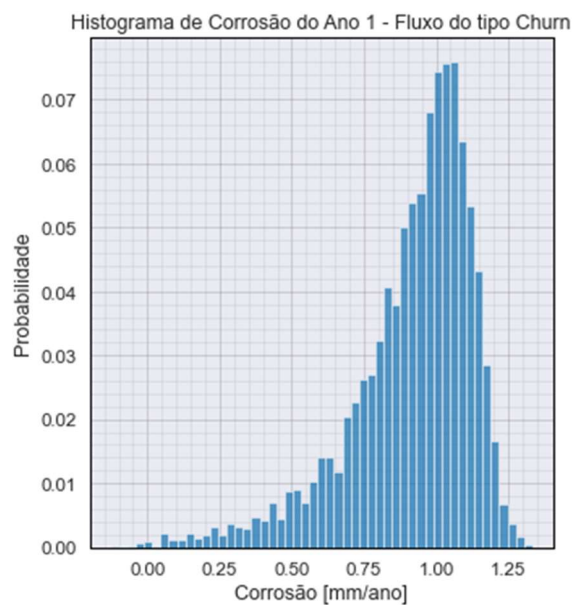
c.



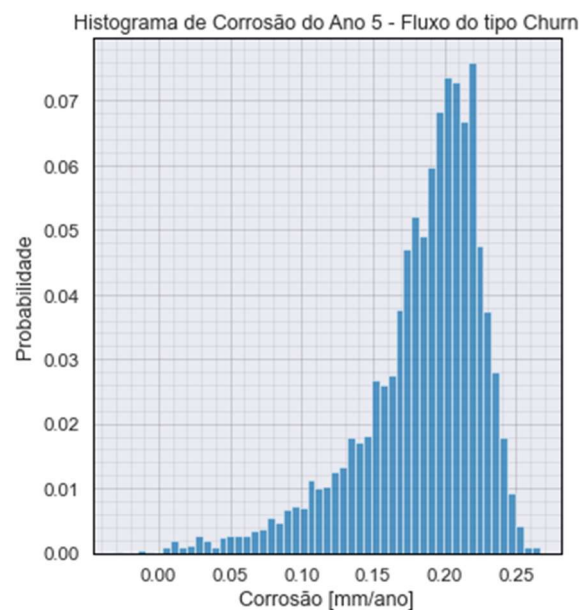
d.

Figura A-5: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *anular*

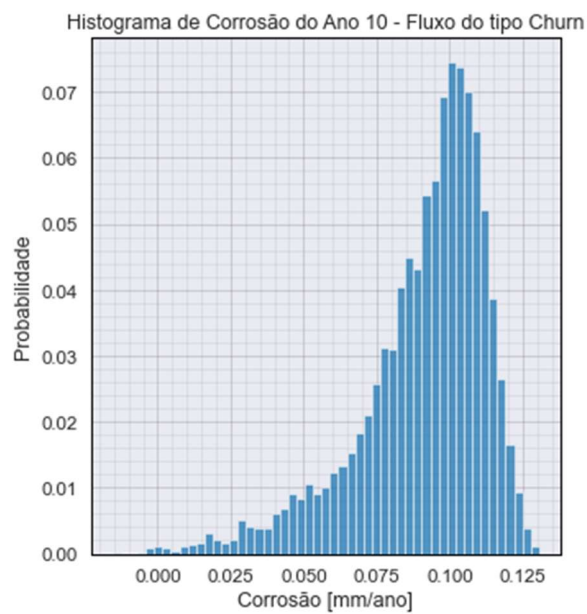
- *Churn*



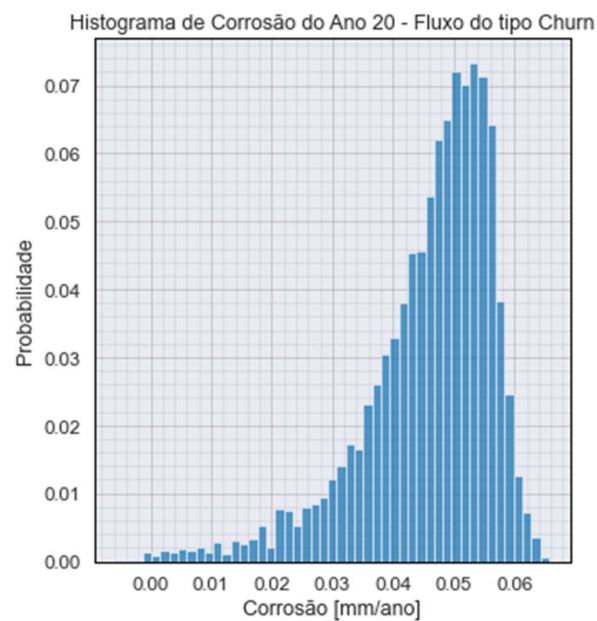
a.



b.



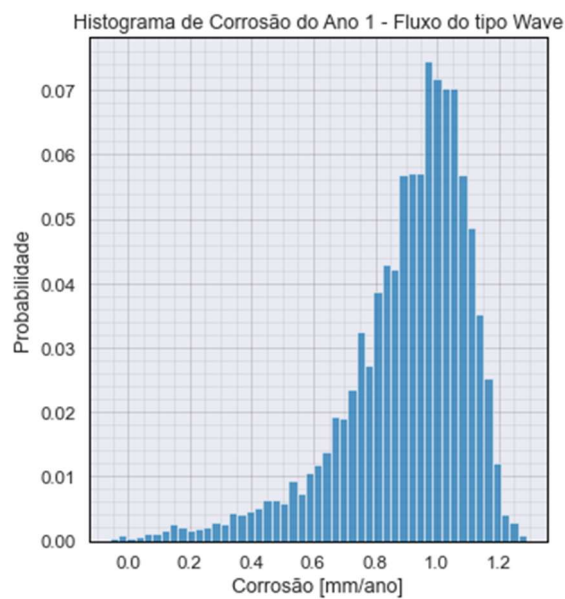
c.



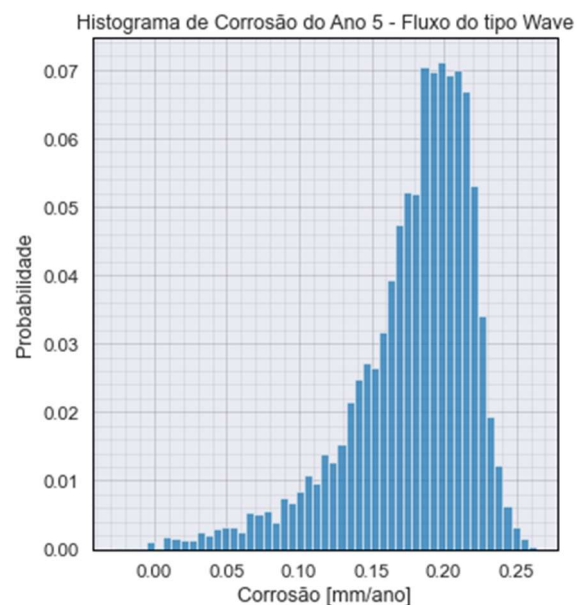
d.

Figura A-6: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *churn*

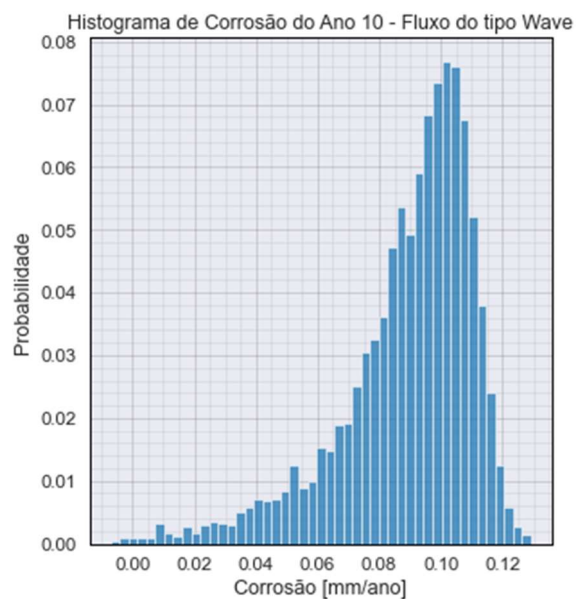
- Wave



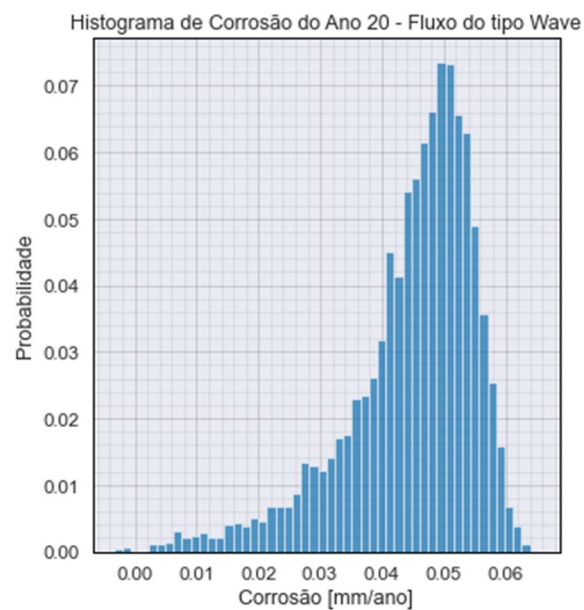
a.



b.



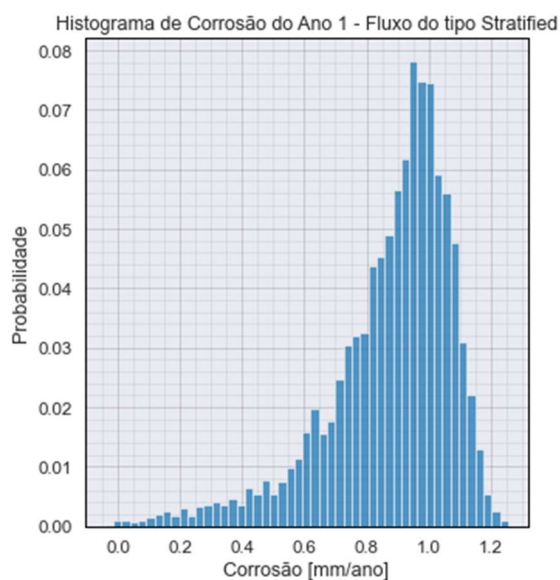
c.



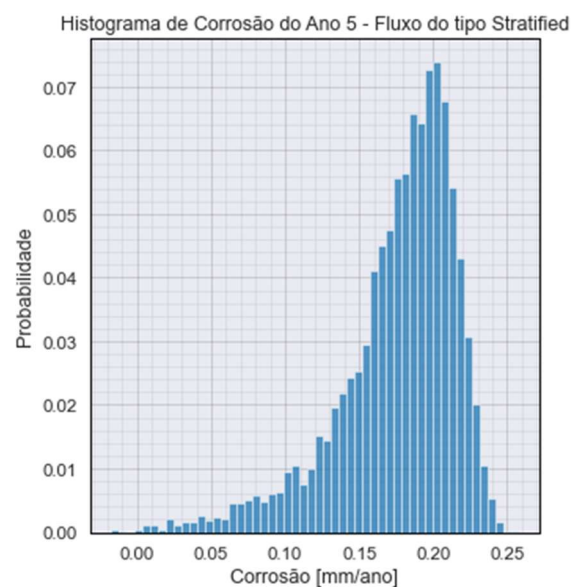
d.

Figura A-7: Histogramas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo wave

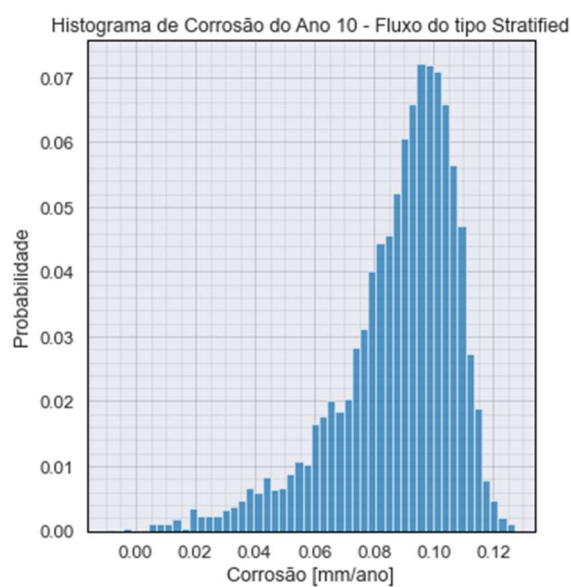
- *Stratified*



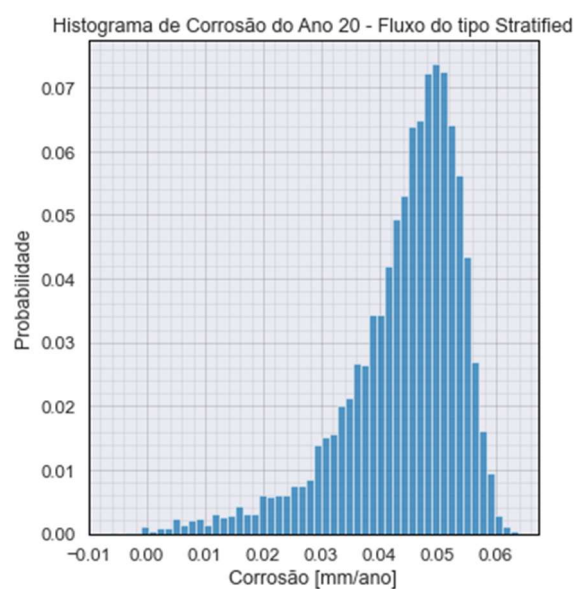
a.



b.



c.



d.

Figura A-8: Histogramas de corrosão anuais para o fluxo tipo *stratified*

APÊNDICE B – TABELA COMPARATIVA DE DADOS DA TAXA DE CORROSÃO PARA DIFERENTES TIPOS DE FLUXO

	Slug				Plug		
	Média	Mediana	Máxima		Média	Mediana	Máxima
Ano 1	1,0585	1,0905	1,8138		1,03427	1,07328	1,71520
Ano 2	0,5297	0,5490	0,8606		0,51771	0,53683	0,84677
Ano 3	0,3513	0,3655	0,6372		0,34565	0,35953	0,60038
Ano 4	0,2644	0,2740	0,4263		0,25838	0,26774	0,41429
Ano 5	0,2113	0,2193	0,3618		0,20570	0,21355	0,34181
Ano 6	0,1758	0,1832	0,2815		0,17242	0,17897	0,28167
Ano 7	0,1506	0,1557	0,2500		0,14750	0,15290	0,26081
Ano 8	0,1319	0,1369	0,2146		0,12952	0,13482	0,20764
Ano 9	0,1173	0,1213	0,2017		0,11503	0,11929	0,18826
Ano 10	0,1054	0,1099	0,1716		0,10388	0,10799	0,16439
Ano 11	0,0960	0,0996	0,1541		0,09337	0,09689	0,16593
Ano 12	0,0876	0,0910	0,1455		0,08711	0,08994	0,13921
Ano 13	0,0811	0,0837	0,1334		0,07960	0,08268	0,14054
Ano 14	0,0751	0,0784	0,1225		0,07444	0,07727	0,11672
Ano 15	0,0703	0,0729	0,1178		0,06894	0,07190	0,11664
Ano 16	0,0660	0,0684	0,1028		0,06483	0,06690	0,10811
Ano 17	0,0620	0,0643	0,1044		0,06118	0,06328	0,10520
Ano 18	0,0584	0,0604	0,0928		0,05745	0,05961	0,09083
Ano 19	0,0557	0,0577	0,0928		0,05433	0,05660	0,08804
Ano 20	0,0524	0,0545	0,0871		0,05164	0,05354	0,08626
Soma	3,8008	3,9362	6,3723		3,72293	3,86351	6,17869
Média	0,1900	0,1968	0,3186		0,18615	0,19318	0,30894

Tabela B-1: Taxas de corrosão máxima, média e mediana anuais para fluxos do tipo *slug* e *plug*.

	Bubble				Dispersed		
	Média	Mediana	Máxima		Média	Mediana	Máxima
Ano 1	1,0068	1,0510	1,6645		0,9934	1,0297	1,6092
Ano 2	0,5071	0,5255	0,8396		0,4975	0,5176	0,8029
Ano 3	0,3393	0,3522	0,5927		0,3307	0,3431	0,5413
Ano 4	0,2533	0,2623	0,4075		0,2480	0,2562	0,4063
Ano 5	0,2027	0,2094	0,3614		0,1981	0,2057	0,3286
Ano 6	0,1689	0,1755	0,2779		0,1653	0,1724	0,2682
Ano 7	0,1449	0,1499	0,2354		0,1415	0,1468	0,2428
Ano 8	0,1265	0,1314	0,1996		0,1241	0,1288	0,2014
Ano 9	0,1131	0,1171	0,1802		0,1113	0,1157	0,1834
Ano 10	0,1017	0,1056	0,1612		0,0987	0,1025	0,1581
Ano 11	0,0922	0,0960	0,1507		0,0901	0,0928	0,1509
Ano 12	0,0842	0,0871	0,1388		0,0827	0,0856	0,1363
Ano 13	0,0779	0,0802	0,1267		0,0764	0,0795	0,1246
Ano 14	0,0723	0,0752	0,1202		0,0713	0,0737	0,1191
Ano 15	0,0674	0,0697	0,1056		0,0660	0,0687	0,1102
Ano 16	0,0632	0,0658	0,1015		0,0622	0,0645	0,1049
Ano 17	0,0596	0,0617	0,0970		0,0585	0,0609	0,0966
Ano 18	0,0563	0,0584	0,0910		0,0553	0,0574	0,0880
Ano 19	0,0532	0,0551	0,0859		0,0522	0,0541	0,0823
Ano 20	0,0507	0,0526	0,0832		0,0499	0,0518	0,0875
Soma	3,6413	3,7819	6,0207		3,5733	3,7076	5,8424
Média	0,1821	0,1891	0,3010		0,1787	0,1854	0,2921

Tabela B-2: Taxas de corrosão máxima, média e mediana anuais para fluxos do tipo *bubble* e *dispersed*.

	Oscillatory		
	Média	Mediana	Máxima
Ano 1	0,9715	1,0078	1,5770
Ano 2	0,4875	0,5040	0,7877
Ano 3	0,3236	0,3363	0,5348
Ano 4	0,2423	0,2512	0,3994
Ano 5	0,1938	0,1995	0,3216
Ano 6	0,1631	0,1685	0,2599
Ano 7	0,1390	0,1441	0,2273
Ano 8	0,1219	0,1269	0,1949
Ano 9	0,1073	0,1112	0,1807
Ano 10	0,0971	0,1011	0,1589
Ano 11	0,0887	0,0916	0,1556
Ano 12	0,0807	0,0834	0,1271
Ano 13	0,0752	0,0781	0,1223
Ano 14	0,0692	0,0718	0,1137
Ano 15	0,0647	0,0671	0,1074
Ano 16	0,0609	0,0630	0,1076
Ano 17	0,0569	0,0590	0,0942
Ano 18	0,0541	0,0561	0,0884
Ano 19	0,0509	0,0528	0,0799
Ano 20	0,0488	0,0506	0,0785
Soma	3,4969	3,6241	5,7168
Média	0,1748	0,1812	0,2858

	Annular		
	Média	Mediana	Máxima
	0,9500	0,9839	1,5320
	0,4748	0,4920	0,8135
	0,3157	0,3283	0,5349
	0,2370	0,2459	0,3825
	0,1896	0,1972	0,3023
	0,1579	0,1636	0,2589
	0,1374	0,1416	0,2252
	0,1197	0,1238	0,1966
	0,1054	0,1095	0,1691
	0,0950	0,0986	0,1532
	0,0859	0,0891	0,1436
	0,0787	0,0817	0,1270
	0,0726	0,0756	0,1165
	0,0680	0,0704	0,1099
	0,0633	0,0656	0,1022
	0,0591	0,0613	0,0997
	0,0561	0,0584	0,0927
	0,0526	0,0545	0,0835
	0,0499	0,0521	0,0815
	0,0479	0,0496	0,0770
	3,4167	3,5428	5,6020
	0,1708	0,1771	0,2801

Tabela B-3: Taxas de corrosão máxima, média e mediana anuais para fluxos do tipo *oscillatory* e *annular*.

	Churn		
	Média	Mediana	Máxima
Ano 1	0,9282	0,9634	1,5147
Ano 2	0,4651	0,4839	0,7570
Ano 3	0,3075	0,3197	0,5052
Ano 4	0,2323	0,2413	0,3689
Ano 5	0,1860	0,1935	0,3014
Ano 6	0,1541	0,1601	0,2393
Ano 7	0,1327	0,1373	0,2180
Ano 8	0,1163	0,1210	0,1858
Ano 9	0,1040	0,1077	0,1674
Ano 10	0,0922	0,0965	0,1551
Ano 11	0,0848	0,0882	0,1376
Ano 12	0,0775	0,0804	0,1292
Ano 13	0,0713	0,0738	0,1192
Ano 14	0,0663	0,0689	0,1110
Ano 15	0,0620	0,0642	0,1031
Ano 16	0,0582	0,0603	0,0986
Ano 17	0,0546	0,0566	0,0897
Ano 18	0,0518	0,0536	0,0881
Ano 19	0,0492	0,0511	0,0846
Ano 20	0,0466	0,0485	0,0754
Soma	3,3406	3,4700	5,4491
Média	0,1670	0,1735	0,2725

	Wave		
	Média	Mediana	Máxima
	0,9131	0,9463	1,5487
	0,4550	0,4728	0,7810
	0,3031	0,3135	0,4875
	0,2277	0,2356	0,3565
	0,1803	0,1874	0,3165
	0,1507	0,1566	0,2406
	0,1293	0,1342	0,2115
	0,1133	0,1180	0,1921
	0,1009	0,1047	0,1660
	0,0903	0,0939	0,1434
	0,0823	0,0856	0,1354
	0,0760	0,0791	0,1271
	0,0701	0,0726	0,1129
	0,0646	0,0672	0,1111
	0,0606	0,0627	0,0996
	0,0566	0,0589	0,0937
	0,0535	0,0555	0,0860
	0,0504	0,0523	0,0832
	0,0476	0,0494	0,0794
	0,0455	0,0473	0,0742
	3,2709	3,3936	5,4463
	0,1635	0,1697	0,2723

Tabela B-4: Taxas de corrosão máxima, média e mediana anuais para fluxos do tipo *churn* e *wave*.

	Stratified		
	Média	Mediana	Máxima
Ano 1	0,8886	0,9212	1,4370
Ano 2	0,4438	0,4608	0,7383
Ano 3	0,2960	0,3071	0,4723
Ano 4	0,2231	0,2312	0,3483
Ano 5	0,1782	0,1845	0,3047
Ano 6	0,1477	0,1537	0,2439
Ano 7	0,1266	0,1315	0,2086
Ano 8	0,1113	0,1151	0,1767
Ano 9	0,0986	0,1021	0,1771
Ano 10	0,0888	0,0918	0,1515
Ano 11	0,0806	0,0834	0,1282
Ano 12	0,0736	0,0768	0,1179
Ano 13	0,0685	0,0711	0,1083
Ano 14	0,0632	0,0658	0,1029
Ano 15	0,0588	0,0611	0,0970
Ano 16	0,0555	0,0577	0,0879
Ano 17	0,0525	0,0546	0,0867
Ano 18	0,0493	0,0512	0,0808
Ano 19	0,0466	0,0485	0,0753
Ano 20	0,0445	0,0461	0,0735
Soma	3,1960	3,3154	5,2169
Média	0,1598	0,1658	0,2608

Tabela B-5: Taxas de corrosão máxima, média e mediana anuais para fluxos do tipo *stratified*.



Modelo de previsão do tempo de vida probabilístico de pipeline sob corrosão na área de óleo e gás

Isabelly Baldo Jacinto

Orientador: Prof. Jean Vicente Ferrari

Artigo Sumário referente à disciplina PMI3349 – Trabalho de Conclusão de Curso II

Este artigo foi preparado como requisito para completar o curso de Engenharia de Petróleo na Escola Politécnica da USP.

Template versão 2021v01.

Resumo

A corrosão em oleodutos tem custos elevados todos os anos e ainda pode levar à acidentes graves. Uma das formas de se evitar falhas pela corrosão é realizar-se uma gestão com previsão das taxas de crescimento de defeitos. Foi mostrado na literatura que uma das formas de se fazer essa gestão é utilizando-se diferentes modelos de corrosão em conjunto com o método de Monte Carlo. Esta combinação foi mostrada como uma forma de se prever por quanto tempo um duto pode ficar sem manutenção ou quanto tempo pode durar, ou seja, seu tempo de vida. Este trabalho visou obter o tempo de vida de uma pipeline considerando dois modelos de previsão de corrosão com a ajuda de um estudo probabilístico estudo dos modos de falha. Os trabalhos de Papavinasam e Sooknah foram escolhidos para previsão da corrosão por pites e da corrosão microbiológica, especificamente pois a corrosão por pites é considerada a forma mais grave de corrosão e pode ser exacerbada pela corrosão microbiológica. Foram feitas distribuições para todas as parâmetro que podem influenciar os dois modelos, e foram calculadas taxas de corrosão com base em escolhas sobre estas distribuições. Este processo foi feito com auxílio de um programa escrito em *python*. Após isto foi estudado o modo de falha da pipeline para diversos casos de falha por ruptura ou por vazamento. Foram utilizados dois cenários principais de avaliação: a média e o máximo. Ao fim chegou-se ao resultado de 18,26 anos de vida média quando observados todos os casos estudados; 16,38 quando tratando apenas do cenário das taxas máximas e 20,13 quando tratado apenas do cenário médio. Estes resultados são compatíveis com a literatura existente, e podem ser melhorados com uso de uma melhor análise de probabilidade e comparação com resultados reais.

Abstract

Corrosion in pipelines is costly every year and can lead to severe accidents. One of the ways to avoid failure by corrosion is to do management with defects growth prediction. It has been observed that a way of doing this management is the use of different corrosion models with the help of the Monte Carlo method. This combination has been shown as possible ways to predict how long a pipeline can go without maintenance or how long it can last – i.e., its entire lifetime. This work aims to obtain this lifetime of a pipeline, considering two corrosion prediction models, with the help of a probabilistic study and study of the failure mode. The Papavinasam and Sooknah works were used as the main models for pitting corrosion, and microbiological corrosion, specifically because pitting corrosion is considered one of the most severe types and can be exacerbated by microbial corrosion. Distributions were made for all the parameters that can influence, and the corrosion rates were calculated using choices in these distributions. This process was done with the help of a program written in *python*. After that the pipeline failure mode was studied for several cases of failure due to rupture or leakage. Two main evaluations scenarios were used: the average and the maximum. At the end, the result of 18,26 years of average life was reached for all the cases; 16,38 years when dealing only with the maximums scenario and 20,13 years when dealing with only the average scenario. These results are compatible with the existing literature, which can still be improved with the use of better probability analysis and comparison with real results.

1. Introdução

Estima-se que o custo da corrosão no setor de óleo e gás seja de aproximadamente US\$ 24 bilhões por ano nos Estados Unidos (KOCH et al., apud PAPA VINASAM, 2014). Segundo a *Pipeline and Hazardous Materials Safety Administration* (PHMSA), nos últimos 20 anos, nos Estados Unidos, ocorreram em média 287 acidentes, com 14 fatalidades e 59 feridos por ano. Todos esses casos apenas em dutos responsáveis pelo transporte e distribuição de óleo e gás. A corrosão é a principal causa dessas falhas (25% do total).

Para se garantir segurança em operações, é essencial gerenciar a integridade, uma das formas de se realizar esta gestão é prever a taxa de crescimento dos defeitos devido à corrosão. Métodos para medir a taxa de crescimento de defeitos de corrosão podem ser otimizados e então utilizados para se prever o tempo de vida de uma pipeline. Uma dessas formas de otimização é o uso de uma simulação de Monte Carlo para gerar dados aleatórios dentro de uma distribuição e se chegar em diferentes cenários possíveis (CHALGHAM, WU e MOSLEH, 2020; HU et al., 2014). Neste trabalho será desenvolvido um modelo de estudo da corrosão em dutos que transportam óleo e gás, com o uso da simulação de Monte Carlo para se obter previsões do tempo de vida de pipelines dados diferentes cenários.

2. Metodologia

2.1. Modelos de Corrosão

Serão utilizados dois modelos de corrosão: o de Papavinasam para corrosão por pites e o de Sooknah para a corrosão microbiológica. Os dois modelos são apresentados em Papavinasam (2014).

O modelo de Papavinasam considera os efeitos de diferentes variáveis para fazer uma previsão da taxa de crescimento dos pites. Cada parâmetro terá um efeito diferente na taxa de corrosão, chamado de PCR (*Pitting Corrosion Rate*). As PCRs estão apresentadas na tabela 1.

Tabela 1 – Efeitos dos parâmetros individuais da corrosão localizada por pites no modelo de Papavinasam

Efeito do:	Variável	Equação da Taxa de Corrosão Local por Pites
Óleo	θ_{CAW} em graus, o ângulo de contato	$PCR_{\text{óleo}} = -0,33\theta_{CAW} + 55$
Água	$W\%$ é o <i>watercut</i> em %.	$PCR_{\text{água}} = 0,51W\% + 12.13$
Gás	W_{ss} é a tensão de cisalhamento na parede em Pascal	$PCR_{\text{gás}} = 0,19W_{ss} + 64$
Sólidos	$R_{\text{sólidos}}$ vale 1 quando tem presença de sólidos e 0 quando não há.	$PCR_{\text{sólidos}} = 50 + 25R_{\text{sólidos}}$
Temperatura	T em graus Celsius	$PCR_{\text{temperatura}} = 0,57T + 20$
Pressão	P em psi	$PCR_{\text{pressão}} = -0,081P + 88$
Pressão Parcial de H_2S	pH_2S em psi	$PCR_{H_2S} = -0,54pH_2S + 67$
Pressão Parcial de CO_2	pCO_2 em psi	$PCR_{CO_2} = -0,63pCO_2 + 74$
Concentração do Íons de Sulfato	$[SO_4^{2-}]$ em ppm	$PCR_{\text{sulfato}} = -0,013[SO_4^{2-}] + 81$
Concentração do Íons de Bicarbonato	$[HCO_3^-]$ em ppm	$PCR_{\text{bicarbon}} = -0,014[HCO_3^-] + 81$
Concentração do Íons de Cloreto	$[Cl^-]$ em ppm	$PCR_{\text{cloreto}} = 0,0007[Cl^-] + 9.2$

Fonte: Adaptado de Papavinasam (2014)

Com os valores de PCR calculados da tabela 1, é possível calcular a PCR_{adicional}, que é a média das taxas de corrosão obtidas para os fatores de temperatura, pressão, pH_2S , pCO_2 , cloreto, *watercut*, molhabilidade (efeito do óleo) e dos sólidos. A PCR_{adicional} não tem como objetivo mudar a taxa de corrosão final obtida, mas aumenta a incerteza presente.

Utilizando as 11 PCR calculados da tabela 1, mais a PCR adicional obtemos a taxa média de crescimento dos pites em mpy (milipolegadas ao ano) utilizando a equação (1).

$$PCR_{\text{médio}_i}(\text{mpy}) = \frac{PCR_{\text{óleo}} + PCR_{\text{água}} + PCR_{\text{sólidos}} + PCR_{\text{temp}} + PCR_{\text{pressão}} + PCR_{pH_2S} + PCR_{pCO_2} + PCR_{\text{bicarb}} + PCR_{\text{cloreto}} + PCR_{\text{adicional}}}{12} \quad (1)$$

O efeito da duração também é considerado no modelo de Papavinasam. A taxa de corrosão por pites tende a diminuir parabolicamente como uma função do tempo, de acordo com a equação (2).

$$PCR_{\text{médio}}(\text{mpy}) = \frac{\frac{PCR_{\text{médio}_1}}{1} + \frac{PCR_{\text{médio}_2}}{2} + \frac{PCR_{\text{médio}_3}}{3} + \dots + \frac{PCR_{\text{médio}_t}}{t}}{t} \quad (2)$$

Onde t é uma constante correspondente ao número de anos, onde a corrosão por pites é prevista; e cada $PCR_{médio_i}$ corresponde a diferentes anos de operação, ou seja, $PCR_{médio_1}$ representa a taxa obtida para o primeiro ano, e assim em diante.

Então, $PCR_{médio}$ é alterado de acordo com o regime de fluxo, utilizando a equação (3), assim obtemos a $PCR_{non-mic}$ que a taxa de corrosão por pites, sem a considerar a corrosão microbiológica.

$$PCR_{non-mic}(mpy) = PCR_{médio} F_{fluxo} \quad (3)$$

Onde F_{fluxo} é o fator de fluxo dado na tabela 2.

Tabela 2 – Fatores de fluxo para o modelo de Papavinasam

Tipo de Fluxo	Fator de fluxo (F_{fluxo})
<i>Slug</i>	Sem mudança
<i>Plug</i>	0,98
<i>Bubble</i>	0,96
<i>Dispersed</i>	0,94
<i>Oscillatory</i>	0,92
<i>Annular</i>	0,90
<i>Churn</i>	0,88
<i>Wave</i>	0,86
<i>Stratified</i>	0,84

Fonte: Adaptado de Papavinasam (2014)

Aqui, começa o modelo de Sooknah, que utiliza o modelo de Papavinasam como base para calcular a taxa de corrosão de corrosão e microbiológica, a partir da equação (4).

$$PCR_{final} = PCR_{non-mic} \times \left(\frac{R_{MIC}}{50} \right) \quad (4)$$

Onde R_{MIC} é o chamado fator de risco, que é calculado de acordo com diferentes variáveis, como mostrado na tabela 3. Cada parâmetro corresponde a uma pontuação, as quais todas são somadas ao fim para o cálculo de R_{MIC} . A soma máxima de todos os riscos é 100.

De acordo com Sooknah, Papavinasam e Revie (2007) dos parâmetros apresentados na tabela 3, LSI, TDS e TSS são utilizados para avaliar a água e sua influência no ambiente:

TDS reflete o conteúdo mineral da água, podendo ser convertido para a condutividade elétrica que fornece indicação sobre os principais cátions e ânions na solução.

LSI, é um cálculo que determina se a água tem natureza corrosiva ou de incrustação, baseado em seu pH, temperatura, alcalinidade e dureza. Um LSI entre -0,5 e -2,0 indica uma água corrosiva, entre 0,5 e 2,0 indica uma água com tendência de formação de incrustação, e um LSI de zero indica que a água é balanceada.

TSS são sólidos presentes na solução. Estes sólidos podem fornecer um ambiente propício para microrganismos quando presentes em velocidades abaixo de 3 m/s.

2.2. Método de Monte Carlo

O método de Monte Carlo pode ser dividido em 5 passos básicos dados por Williamson (2006): Definição do modelo; Coleta de dados; Definição das distribuições de dados; Amostragem das distribuições; e Interpretação e uso dos resultados. No item 2.1. passamos pela definição dos modelos que serão usados.

A coleta dos dados pode ser experimental, utilizando dados reais, ou utilizando dados da literatura, como demonstram Chalgham, Wu e Mosleh (2020) e Papavinasam (2014). Este trabalho optou por utilizar dados da literatura, ou seja, foram definidos valores médios para os parâmetros necessários, seus desvios padrões e sua distribuição. Estes valores são apresentados na tabela 4.

As distribuições dos intervalos para o modelo de Papavinasam foram feitas de acordo com o trabalho de Chalgham, Wu e Mosleh (2020). Estas distribuições têm como intenção cobrir toda a faixa de dados determinada por Papavinasam, Doiron e Panneerselvam (2012) como pertinentes a corrosão por pites. Já os dados para o modelo de Sooknah são baseados em seu artigo de validação apresentado por Haile, Papavinasam e Zintel (2013).

É importante notar que apesar de “definidos” aqui, estes valores são facilmente modificáveis no programa desenvolvido, e não devem ser considerados como absolutos.

Neste item então definimos a coleta de dados e suas distribuições. Sua amostragem e sua interpretação serão dadas nas próximas seções.

Tabela 3 – Pontuações de risco para a corrosão microbiológica de acordo com o modelo de Sooknah

Parâmetro	Faixas do Parâmetro	Pontuação de Risco	Unidade	Observações
Velocidade de fluxo	Acima de 3 2 – 3 1 – 2 0 – 1	1 2 – 12 12 – 18 18 – 20	m/s	
Temperatura	Abaixo de -10 -10 – 15 15 – 45 45 – 70 70 – 120 Acima de 120	0 1 7 – 10 7 – 4 4 – 1 0	°C	
Razão da pressão parcial de gases ácidos	Acima de 20 Abaixo de 20	10 2	pCO ₂ /pH ₂ S	Apenas se a quantidade de H ₂ S for maior que 10 mol/kmol (1%) de volume
pH	Abaixo de 1 1 – 4 4 – 9 9 – 14 Acima de 14	0 5 10 1 0		
Parâmetro	Faixas do Parâmetro	Pontuação de Risco	Unidade	Observações
Índice de Saturação de Langelier (LSI)	Abaixo de -6 -6 – -1 -1 – 1 1 – 8 Acima de 8	10 10 – 5 0 1 – 8 8		A tendência da MIC diminui conforme o valor do LSI aumenta na direção negativa, pois a tendência da corrosão não-MIC aumenta. A tendência da MIC aumenta conforme o valor do LSI aumenta, já que mais incrustações são formadas.
Total de sólidos suspensos (TSS)	Presente Presente Ausente	10 0 0		Se a velocidade de fluxo for entre 0 e 3 m/s. Se a velocidade de fluxo for acima de 3 m/s
Total de Sólidos dissolvidos (TDS)	Abaixo de 15 mil 15 mil – 150 mil Acima de 150 mil	1 1 – 10 10	ppm	
Potencial Redox (Eh)	Abaixo de -15 -15 – +150 Acima de 150	1 1 – 10 10	mV	
Enxofre	Presente Ausente	10 1		

Fonte: Traduzido de Papavinasam (2014).

Tabela 4 – Variáveis, distribuições e dados utilizados para o método de Monte Carlo no Modelo de Papavinasam

Modelo de Papavinasam			
Variáveis Utilizadas	Distribuições	Valores médios	Desvio Padrão
Temperatura (T [°C])	Normal	60	12,5
Pressão total (P [bar])	Lognormal	100	0,7
Pressão parcial de H ₂ S (pH ₂ S [bar])	Lognormal	0,1	0,7
Pressão parcial de CO ₂ (pCO ₂ [bar])	Lognormal	3,5	0,7
Concetrção de Sulfatos ([SO ₄ ⁻²] ppm)	Lognormal	1500	0,3
Concentração de Bicarbonatos ([HCO ₃ ⁻] ppm)	Lognormal	2000	0,4
Concentração de Cloretos ([Cl ⁻] ppm]	Lognormal	55000	0,3
Porcentagem de água (%W)	Lognormal	50	0,7
Tensão de cisalhamento na parede (W _{ss} [Pa])	Lognormal	20	0,7
Molhabilidade	-	Molhável à água	
Presença de Sólidos	-	Sem (0) ou com (1) presença	
Modelo de Sooknah			
Velocidade (v [m/s])	Lognormal	1	0,7
Regime <i>sweet/sour</i> (dado por pCO ₂ /pH ₂ S)	Lognormal	3,5	0,7
pH	Lognormal	6	0,7
Índice de Langelier (LSI)	Lognormal	1	0,7
Total de sólidos dissolvidos (TDS [ppm])	Lognormal	15000	0,7
Potencial Redox (Eh [mV])	Lognormal	120	0,7
Presença de Enxofre	-	Sem presença de enxofre (0)	
Total de Sólidos Suspensos (TSS [ppm])	-	Sem presença de sólidos suspensos (0)	

Fonte: Elaboração própria

2.3. Implementação

Foi utilizada a linguagem de programação *Python* para se desenvolver o método. Para facilitar o entendimento foi desenvolvido um fluxograma apresentado na figura 1. Foi decidido calcular 100 mil pontos na distribuição para cada parâmetro, destes 100 mil pontos serão escolhidos 5 mil valores para serem partes do cálculo dos modelos. Estes 5 mil valores são escolhidos com base nas distribuições mostradas na tabela 4. Algumas variáveis fixas não participam dessa escolha: molhabilidade e presença de sólidos no modelo de Papavinasam, e TSS e presença de enxofre no modelo de Sooknah.

É utilizada a biblioteca *Pandas*, e são feitos *dataframes* (tabelas de dados) para cada modelo. Cada um dos modelos implementados roda em um loop para 20 anos inicialmente. Este período pode ser modificado também, mas por questão de consistência foi mantido como 20 aqui. Após a implementação dos modelos e seu loop por 20 anos, é aplicada a influência do tempo da equação (2) nas taxas obtidas. Com isso podemos dizer que temos as taxas finais com a junção dos dois modelos a partir do R_{MIC} obtido de acordo com a equação (4). Cada vez que executamos o código precisamos definir o tipo de fluxo anteriormente, ou seja, para cada execução teremos um tipo diferente.

No término do programa são obtidos histogramas anuais das taxas de corrosão obtidas, e uma comparação anual das taxas de corrosão para cada tipo de fluxo, mostradas na figura 2.

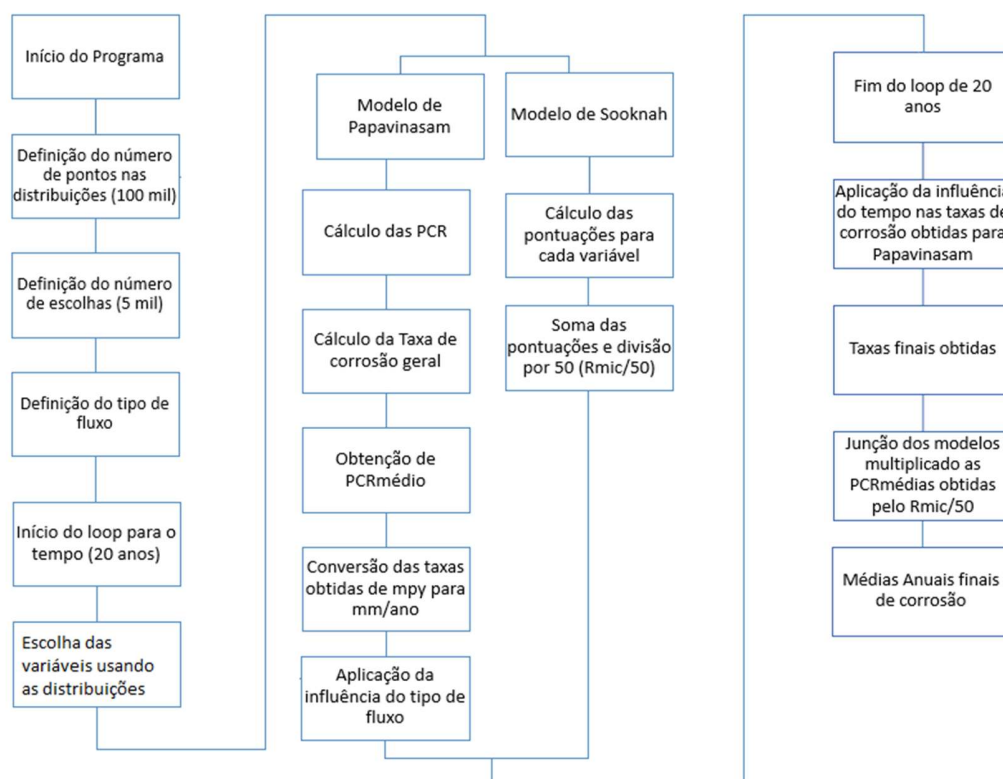


Figura 1 – Fluxograma do programa implementado em Python (Elaboração Própria)

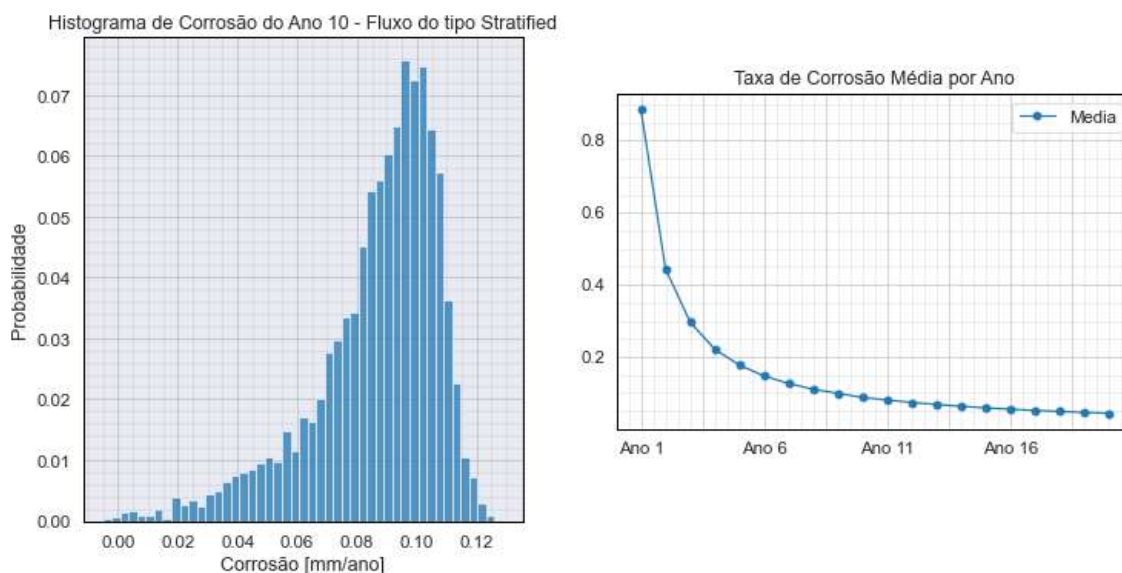


Figura 2 – Exemplificação dos histogramas anuais obtidos e da taxa de corrosão média por ano (Elaboração Própria)

Todos os *dataframes* criados são exportados para arquivos em Excel, onde podem ser posteriormente conferidos e usados para outros tipos de análise.

2.4. Modos de Falha

Após a obtenção das taxas de corrosão é necessário determinar se ocorre ou não falha. Tanto Chalgham, Wu e Mosleh (2020), quanto Hu et al. (2014) analisam dois tipos de falha, por vazamento e por ruptura. Estes dois eventos são assumidos como independentes e formulados com diferentes expressões.

Para a falha por vazamento, foi considerada a abordagem de Zhou (2010) para a qual temos a equação (5):

$$g_1 = 0,8h - d_{\max} \quad (5)$$

Onde g_1 é a chamada função de vazamento, h é a espessura da parede do duto e $d_{\max}$ é a profundidade máxima que a corrosão atinge. Quando g_1 é menor que zero, temos falha.

A espessura do duto não é um número fácil de se obter, então foi optado por se realizar o cálculo para 10, 15 e 20 mm. Entretanto, 20 mm já é considerado um duto de grande espessura, enquanto 10 mm pode ser considerado mais comum já que aparece como uma espessura comum em Renu (2011).

Para a falha por ruptura, o problema ocorre quando a resistência do duto é reduzida pela corrosão e não consegue mais suportar a pressão de operação, como visto na equação (6).

$$g_2 = P_b - P_{op} \quad (6)$$

Onde P_b é a pressão de ruptura e P_{op} é a pressão operacional. Da mesma forma que na falha por vazamento, se $g_2 < 0$, a ruptura ocorre. É necessário adotar um modelo para a falha por ruptura, neste trabalho optou-se por usar o modelo FEA apresentado por Fahed et al. (2020) dado nas equações (7) e (8).

$$P_b = P_{bi} \left[1 - 1,128 \left(\frac{d_c}{h} \right)^{1,138} \left(\frac{l_c}{L} \right)^{0,09312} \right] \quad (7)$$

Onde

$$P_{bi} = 2,0447 \sigma_u \left(\frac{h}{D_i} \right) \quad (8)$$

Nas equações acima temos d_c como profundidade do defeito, que será obtida a partir dos cálculos das profundidades dos pites. D_i é o diâmetro interno do tubo considerado como 914,4 mm (36 in) assim como no trabalho de Chalgham, Wu e Mosleh (2020). Temos também l_c como o comprimento do defeito e L como o comprimento da tubulação, como estes são dados não muito bem relacionados com a profundidade dos defeitos de corrosão serão utilizados como frações mostradas na tabela 5.

Tabela 5 - Valores considerados para a fração l_c/L , chamada de comprimento normalizado de defeito

l_c/L
0,05
0,1
0,25
0,5

Fonte: Adaptado de Fahed et al. (2020).

Por fim temos σ_u que é a resistência a tração do material, seguindo o exemplo de Fahed et al. (2020) foram considerados três tipos de aço, mostrados na tabela 6.

Tabela 6 - Valores considerados para a resistência a tração de três tipos de aço.

Tipo de Aço	σ_u (MPa)
X42	386,4
X52	465,7
X70	545,0

Fonte: Adaptado de Fahed et al. (2020).

Na equação (8) temos o cálculo de P_{bi} chamada de pressão de ruptura para tubulações intactas. Para os três tipos de aços considerados, temos os valores que P_{bi} apresentados na Tabela 7 que foram obtidos usando a equação (8).

Tabela 7 - Valores da pressão de ruptura para tubulações intactas considerados

Tipo de Aço	P_{bi} (MPa)
X42	21,95
X52	26,45
X70	30,95

A partir daqui, temos o suficiente para apresentar resultados.

3. Resultados

3.1. Análise do fluxo tipo *slug*

A análise neste artigo será feita principalmente com o fluxo *slug* em mente, já que este é o caso mais grave. Nas figuras 3 apresentamos 3 histogramas resultados do fluxo *slug* para os anos 1, 5, 10 e 20. No eixo x podemos ver as taxas de corrosão encontradas, e no eixo y a probabilidade dessas taxas.

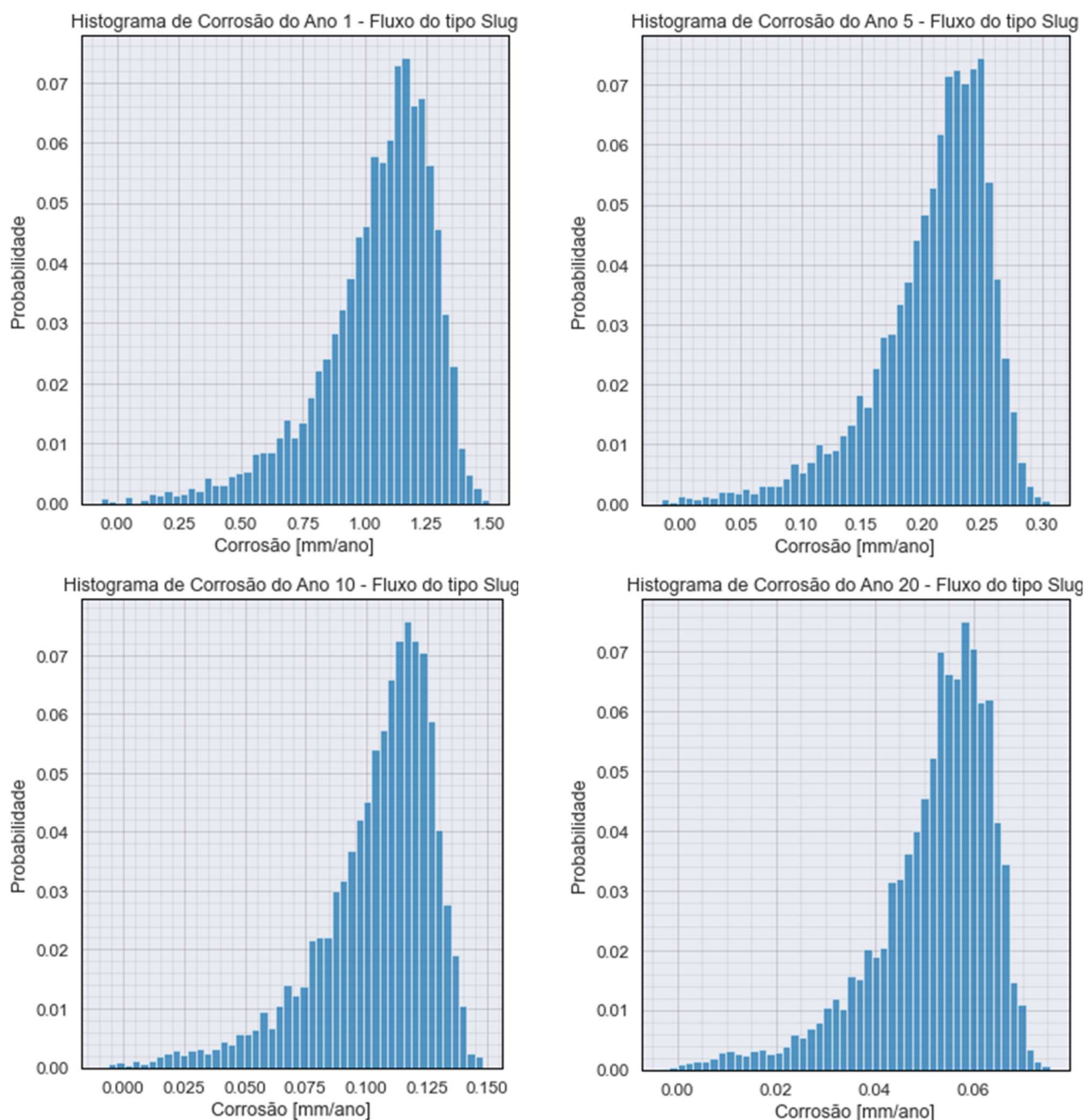


Figura 3 – Histogramas representando as taxas de corrosão dos anos 1, 5, 10 e 20 para o fluxo tipo *slug*

É possível perceber que no ano 1 o eixo x se estende de 0 a 1,5 mm/ano, enquanto no ano 20, já estamos falando de uma taxa entre 0 e 0,08 ao ano. Essa queda das taxas de corrosão é dada pela equação (2) e pode ser explicada pela formação de camadas de proteção pelos próprios produtos da corrosão. Neste caso, ao fim de 20 anos temos pites de 3,8 mm quando tratamos

das taxas de corrosão médias obtidas, e de 6,3 mm quando tratamos das taxas de corrosão máximas. Aqui é possível ver que mesmo para o caso de menor espessura, não temos falha por vazamento (vide equação 5).

Se considerarmos um período de 30 anos, para o caso médio teremos pites de 4,2 mm e para o caso máximo teremos pites de 7 mm o que ainda não é suficiente para causar falha por vazamento. A análise da falha por ruptura será feita na seção 3.4.

3.2. Análise conjunta dos tipos de fluxo

Dada a tabela 2, esperemos uma diferença entre os tipos de fluxo. Pode-se comparar os casos extremos: *slug* (o mais grave) e o *stratified* (menos graves) como pode ser visto na figura 4. Ao analisar as taxas anuais, as diferenças mais significativas estão nos primeiros anos, ficando praticamente impossível de diferenciar os dois tipos ao fim de 20 anos. Ao fim desses 20 anos, a diferença entre os piores casos dos dois fluxos é de 1,12 mm, ou seja, o pior dos casos do fluxo *slug* irá corroer 1,12 mm a mais do que o pior dos casos do fluxo *stratified*.

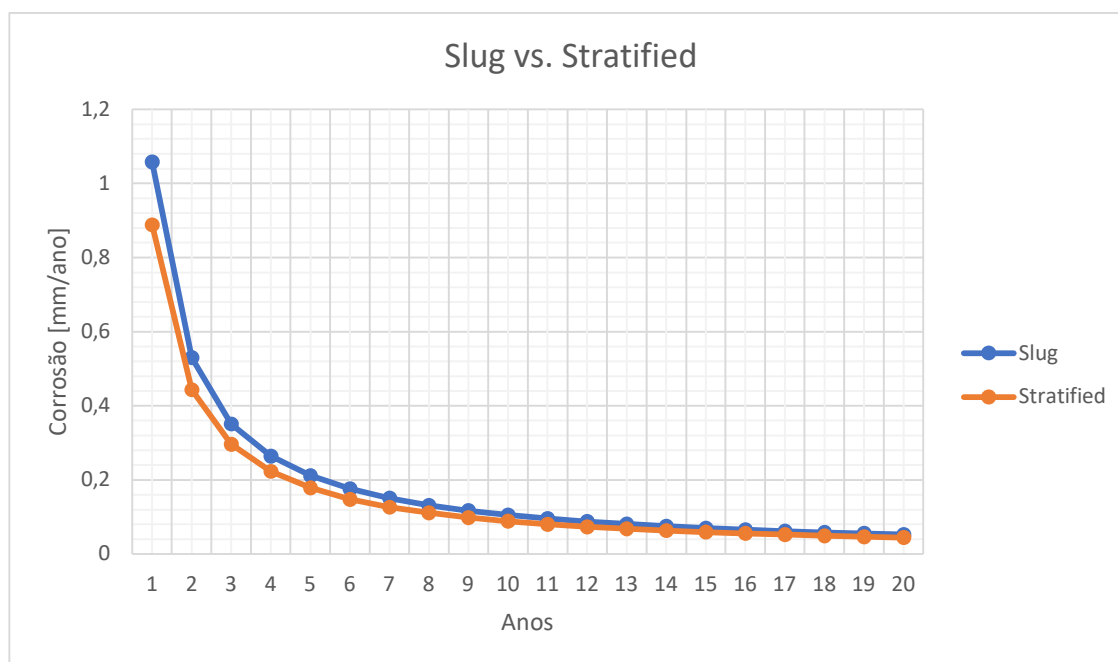


Figura 3 – Taxas de corrosão médias anuais dos fluxos tipo *slug* e *stratified*

3.3. Falha por ruptura

A análise da falha por ruptura é a mais influente neste trabalho – de fato, é quem determina o tempo de vida da pipeline. Considerando novamente o fluxo tipo *slug*, as profundidades dos defeitos para o período de 30 anos estão dadas na tabela 8.

A pressão de operação será considerada como constante e 100 bar – são feitos 54 casos que dependem da razão l_c/L , do tipo de aço, da espessura e se estamos falando das taxas médias ou máximas obtidas.

Para a espessura de 10 mm, no caso das taxas máximas nenhum dos aços irá sobreviver mais de 1 ano. Mesmo quando consideramos apenas as taxas médias, o aço X70 tem vida de 5 anos quando a razão l_c/L é de 0,05 e de 3 anos quando a razão é de 0,5.

Para a espessura de 15 mm já temos uma melhora considerável sobre a falha quando considerarmos as taxas de corrosão médias, já que não haverá falha nesse caso. Entretanto, para as taxas máximas, o aço X42 falha em períodos de 7 a 4 anos a depender de l_c/L ; enquanto o X52 falha entre 27 e 14 anos de operação. O aço X70 continua não falhando até pelo menos 30 anos (que é o máximo considerado para este trabalho).

Para a espessura de 20 mm, não há expectativa de ruptura, nem para os casos de taxas de corrosão máxima, nem mesmo considerando o período de 30 anos.

Os resultados da falha por ruptura estão apresentados na tabela 9.

Para os 54 casos estudados o tempo de vida médio de uma pipeline seria de 18,26 anos. Se considerarmos apenas as taxas médias, temos 20,14 anos, e quando consideramos apenas as taxas máximas temos um tempo de vida de 16,39 anos. Estes valores não estão distantes do valor de 20,55 anos obtido por Hu et al. (2014)

Tabela 8 – Taxas de corrosão e profundidade dos pites ao longo de 20 anos para o fluxo tipo *slug*

	Corrosão Média (mm/ano)	Profundidade do defeito (mm)	Corrosão Máxima (mm/ano)	Profundidade do defeito (mm)
Ano 1	1,058	1,058	1,814	1,814
Ano 2	0,530	1,588	0,861	2,674
Ano 3	0,351	1,940	0,637	3,312
Ano 4	0,264	2,204	0,426	3,738
Ano 5	0,211	2,415	0,362	4,100
Ano 6	0,176	2,591	0,281	4,381
Ano 7	0,151	2,742	0,250	4,631
Ano 8	0,132	2,874	0,215	4,846
Ano 9	0,117	2,991	0,202	5,048
Ano 10	0,105	3,096	0,172	5,219
Ano 11	0,096	3,192	0,154	5,373
Ano 12	0,088	3,280	0,146	5,519
Ano 13	0,081	3,361	0,133	5,652
Ano 14	0,075	3,436	0,123	5,775
Ano 15	0,070	3,506	0,118	5,892
Ano 16	0,066	3,572	0,103	5,995
Ano 17	0,062	3,634	0,104	6,100
Ano 18	0,058	3,693	0,093	6,192
Ano 19	0,056	3,748	0,093	6,285
Ano 20	0,052	3,801	0,087	6,372

4. Conclusão

4.1. Contribuições do trabalho

Uma análise extensa foi feita sobre a corrosão durante o tempo de vida de uma pipeline, ao fim, este tempo de vida acaba sendo dependente de muitos fatores além da taxa de corrosão e da profundidade dos pites – por isso ocorreu uma tentativa de ser o mais abrangente possível, considerando três tipos de aços, três tipos de espessura, e 4 tipos de relação entre o comprimento do defeito e o comprimento do duto.

É possível ver que temos casos em que a falha pode ocorrer muito rapidamente, o que seria completamente inadequado; casos em que a falha pode demorar mais de 30 anos para ocorrer, onde a combinação dos fatores pode ser um exagero e afetar outros processos negativamente, como custo, transporte e instalação. E outros casos entre estes dois, um design bem-feito provavelmente está em um caso no meio, com manutenções frequentes – como por exemplo uma espessura de 12 mm, com expectativa de falha em torno de 10 anos, onde a pipeline terá manutenções frequentes.

Esse trabalho demonstra que é possível realizar uma simulação de corrosão a partir de diversos dados encontradas na literatura, com modelos explicados. Apesar de não ter sido possível a realização de testes ou obtenção de dados reais, praticamente todos os dados utilizados (valores, tamanho da distribuição, número de escolhas para Monte Carlo, período e espessura) podem ser facilmente alterados, podendo gerar ainda mais casos – o que sai deste escopo. Uma flexibilidade interessante foi obtida e os para os 54 casos aqui considerados os resultados:

- Vida média de 18,26 anos considerando todos os casos;
- Vida média de 16,38 anos quando considerando apenas as taxas máximas de corrosão.
- Vida média 20,13 anos quando considerando apenas as taxas médias de corrosão.

Estão adequados de acordo com a literatura existente.

Tabela 9 – Tempo de vida obtido para os dutos a depender do tipo de aço, espessura e da razão dos comprimentos

10 mm, taxas médias			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	0	0	5
0,1	0	0	4
0,25	0	0	4
0,5	0	0	3

10 mm, taxas máximas			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	0	0	1
0,1	0	0	1
0,25	0	0	1
0,5	0	0	1

15 mm, taxas médias			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	30	30	30
0,1	30	30	30
0,25	27	30	30
0,5	22	30	30

15 mm, taxas máximas			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	7	30	30
0,1	6	23	30
0,25	5	17	30
0,5	4	14	30

20 mm, taxas médias			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	30	30	30
0,1	30	30	30
0,25	30	30	30
0,5	30	30	30

20 mm, taxas máximas			
Tipo do Aço	X42	X52	X70
Lc/L	Expectativa de vida [anos]		
0,05	30	30	30
0,1	30	30	30
0,25	30	30	30
0,5	30	30	30

4.2. Trabalhos futuros

A sugestão para trabalhos futuros é realizar uma comparação com casos reais, para se saber o quão confiável seria essa modelagem e uma melhor análise de estatística sobre os dados obtidos para estimativa mais adequada dos períodos de manutenção e duração dos dutos.

5. Referências

CHALGHAM, W.; WU, K.-Y.; MOSLEH, A. System-level prognosis and health monitoring modeling framework and software implementation for gas pipeline system integrity management. **Journal of Natural Gas Science and Engineering**, v. 84, p. 103671, 1 dez. 2020.

FAHED, M. et al. Burst Pressure Prediction of Pipes With Internal Corrosion Defects. **Journal of Pressure Vessel Technology**, v. 142, 1 jun. 2020.

HAILE, T.; PAPA VINASAM, S.; ZINTEL, T. **Validation of Corrosion Models Using Field Data Obtained from Oil and Gas Production Pipelines**. In: CORROSION 2013. OnePetro, 17 mar. 2013.

HU, J. et al. The probabilistic life time prediction model of oil pipeline due to local corrosion crack. **Theoretical and Applied Fracture Mechanics**, v. 70, p. 10–18, 1 abr. 2014.

KOCH, G. et al. Corrosion Cost and Preventive Strategies in the United States. 2001.

PAPAVINASAM, S. Chapter 6 - Modeling – Internal Corrosion. In: PAPAVINASAM, S. (Ed.). . **Corrosion Control in the Oil and Gas Industry**. Boston: Gulf Professional Publishing, 2014. p. 301–360.

PAPAVINASAM, S.; PANNEERSELVAM, T.; DOIRON, A. **Integration of Localized Internal Pitting Corrosion And Flow Models**. . In: CORROSION 2012. OnePetro, 11 mar. 2012.

PHMSA. **Significant Incident 20 Year Trend**. Estados Unidos, 2021. Disponível em: <https://www.phmsa.dot.gov/data-and-statistics/pipeline/pipeline-incident-20-year-trends> .

RENPU, W. Chapter 3 - Selection and Determination of Tubing and Production Casing Sizes. In: RENPU, W. (Ed.). . **Advanced Well Completion Engineering (Third Edition)**. [s.l.] Gulf Professional Publishing, 2011. p. 117–170.

WILLIAMSON, H. S.; SAWARYN, S. J.; MORRISON, J. W. Monte Carlo Techniques Applied to Well Forecasting: Some Pitfalls. **SPE Drilling & Completion**, v. 21, n. 03, p. 216–227, 1 set. 2006.

ZHOU, W. System reliability of corroding pipelines. **International Journal of Pressure Vessels and Piping**, v. 87, n. 10, p. 587–595, 1 out. 2010.