



**UNIVERSIDADE FEDERAL DO CEARÁ
CENTRO DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA QUÍMICA
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

LUIS FELIPE ALVES FRUTUOSO

**OBTENÇÃO DE PARÂMETROS CARACTERÍSTICOS DO MEIO POROSO DE
REATORES DE LEITO GOTEJANTE**

FORTALEZA

2018

LUIS FELIPE ALVES FRUTUOSO

OBTENÇÃO DE PARÂMETROS CARACTERÍSTICOS DO MEIO POROSO DE
REATORES DE LEITO GOTEJANTE

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial à obtenção do título de mestre em Engenharia Química. Área de concentração: Processos Químicos e Bioquímicos.

Orientador: Prof. Dr. Sebastião Mardônio Pereira de Lucena.

FORTALEZA

2018

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação
Universidade Federal do Ceará
Biblioteca Universitária
Gerada automaticamente pelo módulo Catalog, mediante os dados fornecidos pelo(a) autor(a)

F962o Frutuoso, Luis Felipe Alves.
Obtenção de parâmetros característicos do meio poroso de reatores de leito gotejante / Luis Felipe Alves Frutuoso. – 2018.
106 f. : il. color.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal do Ceará, Centro de Tecnologia, Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Fortaleza, 2018.
Orientação: Prof. Dr. Sebastião Mardônio Pereira de Lucena.

1. Unidade Piloto. 2. Diferencial de pressão. 3. Reprodutibilidade. 4. Carregamento. I. Título.
CDD 660

LUIS FELIPE ALVES FRUTUOSO

OBTENÇÃO DE PARÂMETROS CARACTERÍSTICOS DO MEIO POROSO DE
REATORES DE LEITO GOTEJANTE

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal do Ceará, como requisito parcial à obtenção do título de mestre em Engenharia Química. Área de concentração: Processos Químicos e Bioquímicos.

Aprovada em: 02/08/2018

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Sebastião Mardônio Pereira de Lucena (Orientador)
Universidade Federal do Ceará (UFC)

Dr. Marcelo Edral Pacheco
Petróleo Brasileiro S.A. - PETROBRAS

Dr. José Carlos de Alexandre Oliveira
Universidade Federal do Ceará (UFC)

À minha amada mãe, Sebastiana, por todo
amor e incentivo.

AGRADECIMENTOS

À PETROBRAS, pela oportunidade de capacitação.

Ao engenheiro Marcelo Edral Pacheco, amigo e orientador, pelas reflexões e valiosas sugestões.

Ao Alex Bicudo, gerente do Núcleo Experimental de Fortaleza, pelo apoio ao desenvolvimento deste trabalho.

Ao Prof. Dr. Sebastião Mardônio, orientador, pelo suporte, orientação e todas as contribuições.

Ao engenheiro Leon Oliveira, pela inestimável ajuda na etapa de modelagem deste trabalho.

À técnica de operação Jocilane, pelo zelo e diligência durante a execução dos experimentos.

Aos técnicos de operação do Núcleo Experimental de Fortaleza, que contribuíram com a realização deste trabalho.

Aos colegas Rafael, Leonardo, Alessandra, Gabriel, Bruno e Núbia pela excelente convivência, que tem sido importantíssima ao longo desses anos.

“Faça a cada dia algo que o aproxime um pouco mais de um amanhã melhor.” (Doug Firebaugh).

RESUMO

Reatores de leito gotejante são amplamente utilizados na indústria, principalmente em sistemas catalíticos heterogêneos como no processo de hidrorrefino (HDR). A otimização operacional desses reatores ou o projeto de novas unidades é fundamentado em dados experimentais obtidos em escala reduzida, por exemplo, em unidades piloto. O carregamento destes reatores tem recebido bastante atenção da comunidade científica, visto a sua importância na obtenção de dados confiáveis. A metodologia proposta neste trabalho propõe caracterizar o leito catalítico através da obtenção de uma constante característica, intrínseca ao carregamento que está relacionada com o grau de empacotamento, a partir de experimentos em fluxo monofásico para medição do diferencial de pressão no leito. Foram avaliadas quatro formas distintas de carregar o reator propostas a partir de variáveis relevantes como a vibração, a distribuição do fluido e a granulometria do diluente. Os resultados indicaram que os procedimentos apresentam boa reproduzibilidade e que as variações impostas acarretaram em carregamentos diferentes. Foram realizadas estimativas do diferencial de pressão no leito através do modelo de Ergun em sua forma original e na forma ajustada, com a substituição pela constante característica determinada experimentalmente, e visto que os erros observados nas estimativas são reduzidos com o ajuste. Os carregamentos foram modelados através de CFD onde foi observada boa concordância do modelo de Brinkman com os dados experimentais, além disso, o modelo proposto apresentou sensibilidade ao representar o comportamento do sistema frente à variação da porosidade e do diâmetro de partícula do leito.

Palavras-chave: Unidade Piloto. Diferencial de pressão. Reproduzibilidade. Carregamento.

ABSTRACT

Trickle bed reactors are widely used in industry, especially for heterogeneous catalytic systems as in hydroprocessing units (HDR). The optimization of existing units or the design of new reactors is based on data obtained in laboratory scale units. The bed loading procedure has been one of the main concerns between researches due to its influence on data. The main goal of the proposed methodology here is to characterize the bed packing through a constant, which is strongly related to the bed packing condition, obtained from differential pressure data from single phase flow experiments. In this study four packing procedures have been evaluated that have been proposed based on important variants such as vibration, the internal distribution and the dilution material's particle size. The results have shown that all packing procedures are reproducible and confirmed that all the packing variants evaluated have led to different bed conditions. The differential pressure data was evaluated using Ergun's equation in the original version and in the adjusted one, which is obtained replacing the first term constant, thus it was seen a substantial improvement in the results using the adjusted model. The four packings have been modeled using CFD. It was found a good agreement between the experimental data with the Brinkman equation. Furthermore, the proposed model has shown sensitivity to describe the packing behavior under different porosity and particle size condition.

Keywords: Pilot Plant. Diferencial Pressure. Reproducibility. Packing.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Evolução dos limites de emissões na União Europeia para veículos pesados.....	22
Figura 2 - Capacidade de processamento mundial por processo, análise 2016-2014	23
Figura 3 - Formatos típicos dos catalisadores de HDT.	25
Figura 4 - Esquema de processo de uma unidade de hidrotratamento de gasóleos pesados ..	26
Figura 5 - Reator de leito gotejante	28
Figura 6 - Problemas de molhamento em um reator de leito gotejante	30
Figura 7 - Comprimento mínimo do leito em função da conversão e tamanho da partícula. Linhas cheias correspondem a reações de segunda ordem. Linhas pontilhadas correspondem a reações de primeira ordem.	32
Figura 8 - Esquemático do carregamento diluído.....	33
Figura 9 - Representação do fluxograma de processo da unidade piloto.	37
Figura 10 - Adaptação da unidade piloto para medição do diferencial de pressão no leito (alinhamento vermelho).....	44
Figura 11 - Interface Model Builder do Porous Media no COMSOL Multiphysics 5.2a.	46
Figura 12 - Dimensões do reator piloto	48
Figura 13 - Ilustração das propostas de carregamento com ênfase na posição dos materiais..	49
Figura 14 - Diagrama de carregamento.	51
Figura 15 - Medições do diferencial de pressão para a proposta 01 (carregamento de referência - REF).	53
Figura 16 - Medições do diferencial de pressão para a proposta 02 (C02).....	54
Figura 17 - Medições do diferencial de pressão para a proposta 03 (C03).....	54
Figura 18 - Medições do diferencial de pressão para a proposta 04 (C04).....	55
Figura 19 - Comparação do dP de todos os carregamentos.....	56
Figura 20 - Diferencial de pressão do carregamento REF linearizado.....	60
Figura 21 - Diferencial de pressão do carregamento C02 linearizado	61
Figura 22 - Diferencial de pressão do carregamento C03 linearizado	61
Figura 23 - Diferencial de pressão do carregamento C04 linearizado	62
Figura 24 - Comportamento do diferencial de pressão para variados sistemas.....	63
Figura 25 - Comportamento do diferencial de pressão com variações no diâmetro de partícula	67
Figura 26 - Comportamento do diferencial de pressão com variações na porosidade	68
Figura 27 - Comportamento do diferencial de pressão para variações na porosidade e do diâmetro de partícula	68

Figura 28 - Campo de pressão ao longo do reator para os casos REF, AS1 e AS3.69

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Densidade energética de diferentes combustíveis fósseis	21
Tabela 2 - Principais reações da tecnologia de hidrorrefino	24
Tabela 3 - Condições operacionais típicas de unidades de hidrotatamento.	24
Tabela 4 - Dados sobre reatores de diferentes escalas.....	31
Tabela 5 - Condições operacionais para medição do dP	43
Tabela 6 - Propriedades do gás nitrogênio	43
Tabela 7 - Propriedades do catalisador.....	49
Tabela 8 - Propriedades do carbeto de silício.....	50
Tabela 9 - Diferença relativa dos valores médios do dP.	57
Tabela 10 - Limites do intervalo de confiança dos dados experimentais de medição do dP ...	58
Tabela 11 - Porosidade dos carregamentos.	59
Tabela 12 - Valores da constante E1 para os carregamentos avaliados	63
Tabela 13 - Valores da constante E1 a partir dos resultados experimentais e simulados.....	66
Tabela 14 - Quadro-resumo dos parâmetros da análise de sensibilidade da simulação CFD ..	67

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

°API	Grau API (American Petroleum Institute)
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
C02	Proposta de carregamento 02
C03	Proposta de carregamento 03
C04	Proposta de carregamento 04
CENPES	Centro de Pesquisas Leopoldo Américo Miguez de Mello
CFD	Fluidodinâmica Computacional
CHO	Aldeídos
CO	Monóxido de carbono
DMDS	Dimetil dissulfeto
FCC	Craqueamento Catalítico Fluidizado
HC	Hidroconversão
HCC	Hidrocraqueamento
HDA	Hidrogenação de aromáticos
HDN	Hidrodesnitrogenação
HDS	Hidrodesulfurização
HDT	Hidrotratamento
HO	Hidrogenação de olefinas
LHSV	Velocidade espacial, h^{-1}
mb/d	Milhões de barris por dia
MJ/kg	MegaJoule por quilograma
Nl/h	Normal litro por hora
NOx	Óxidos de nitrogênio
NPSH	Net Pressure Suction Head
OPEP	Organização dos Países Exportadores de Petróleo
ppm	partes por milhão
QAV	Querosene
REF	Proposta de carregamento 01
TBR	Reator de leito gotejante (trickle bed reactor)

LISTA DE SÍMBOLOS

ε	Porosidade
∇^2	Laplaciano
ε_L	Holdup
Ga_α	Número de Galileo da fase α ($\alpha = L$ ou G)
Re_α	Número de Reynolds da fase α ($\alpha = L$ ou G)
U_α	Velocidade superficial da fase α ($\alpha = L$ ou G)
μ_α	Viscosidade absoluta da fase α ($\alpha = L$ ou G), kg/m.s
ρ_G	Massa específica do gás, kg/m ³
ρ_L	Massa específica do líquido, kg/m ³
φ_α	Diferencial de pressão adimensional na fase α ($\alpha = L$ ou G)
A	Área de escoamento
Bo	Número de Bodenstein
C _f	Concentração final
C _i	Concentração inicial
CoMo	Cobalto-Molibdênio
d _{cat}	Diâmetro do catalisador
D _P	Diâmetro da partícula
dP	Diferencial de pressão
D _R	Diâmetro do reator
d _{SiC}	Diâmetro do diluente carbeto de silício
E ₁	Constante do termo viscoso da equação de Ergun
E ₂	Constante do termo cinético da equação de Ergun
F	Termo representativo das forças gravitacionais
f _{wall}	Fator de atrito
g	Aceleração da gravidade, m/s ²
G _{α}	Velocidade mássica ($\rho_\alpha U_\alpha$)
I	Matriz identidade
L _B	Comprimento do leito
L _S	Menor distância entre dois pontos no leito
L _H	Distância efetivamente percorrida pelo fluido no leito
NiMo	Níquel-Molibdênio
q	Fluxo através do meio poroso

R Termo de geração de massa

SiC Carbeto de silício

T Tortuosidade

X Conversão

k Permeabilidade

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	18
1.1	Contextualização	18
1.2	Objetivos.....	19
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA	21
2.1	Introdução ao Hidrorrefino.....	21
2.1.1	<i>Reações Químicas.....</i>	23
2.1.2	<i>Catalisadores.....</i>	24
2.1.3	<i>Esquema de Processo</i>	26
2.2	Reator de Leito Fixo Gotejante (Trickle Bed Reactor - TBR)	27
2.2.1	<i>Não idealidades.....</i>	29
2.2.1.1	<i>Escoamento pistonado.....</i>	29
2.2.1.2	<i>Molhamento do leito.....</i>	29
2.2.1.3	<i>Efeitos de parede</i>	30
2.2.2	<i>Carregamento</i>	31
2.2.2.1	<i>Diferencial de pressão (dP)</i>	34
2.2.2.3	<i>Modelagem</i>	34
2.3	Unidade Piloto.....	36
2.3.1	<i>Seção de Carga</i>	37
2.3.2	<i>Seção de Reação</i>	38
2.3.3	<i>Seção de Tratamento</i>	38
2.4	CFD: fluidodinâmica computacional.....	39
3	METODOLOGIA	41
3.1	Caracterização do carregamento	41
3.2	Modelagem e simulação do sistema	44
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES	47
4.1	Procedimentos de carregamento avaliados.....	47
4.2	Caracterização dos carregamentos: cálculo das constantes E_1 e E_2	51
4.3	Modelagem dos carregamentos.....	65
4.3.1	<i>Cálculo da constante característica E_1</i>	65
4.3.2	<i>Análise de sensibilidade do modelo</i>	66
5	CONCLUSÕES	70

REFERÊNCIAS	71
APÊNDICE A – DETALHAMENTO DAS PROPOSTAS DE CARREGAMENTO.....	75
APÊNDICE B – RESULTADOS DA MEDAÇÃO DO DIFERENCIAL DE PRESSÃO.....	79
APÊNDICE C – MEMÓRIA DE CÁLCULO PARA DETERMINAÇÃO DA POROSIDADE	83
APÊNDICE D – MEMÓRIA DE CÁLCULO PARA DETERMINAÇÃO DAS CONSTANTES CARACTERÍSTICAS	87
APÊNDICE E – COMPARAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DOS CARREGAMENTOS COM AS ESTIMATIVAS ATRAVÉS DO MODELO DE ERGUN ORIGINAL E DO MODELO DE ERGUN AJUSTADO	91
APÊNDICE F – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO PARA CÁLCULO DA CONSTANTE CARACTERÍSTICA.....	99
APÊNDICE G – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DA ANÁLISE DE SENSIBILIDADE.....	103

1 INTRODUÇÃO

1.1 Contextualização

O aumento da demanda por derivados médios, as mudanças restritivas na especificação dos combustíveis motivadas por mudanças nas regulamentações ambientais, e a piora na qualidade das cargas processadas são exemplos dos desafios enfrentados pelos refinadores de petróleo. A União Europeia, por exemplo, vem comercializando apenas óleo diesel com teor de enxofre abaixo de 10 ppm desde 2009 (STANISLAUS; MARAFI; RANA, 2010).

A resposta encontrada para superar esses desafios vem sendo os constantes investimentos e melhorias na tecnologia de hidrorrefino. Em linhas gerais, as unidades de hidrorrefino processam as frações do petróleo junto com hidrogênio na presença de um sistema catalítico para promover a remoção dos contaminantes através das reações de hidrogenação. A existência das unidades de hidrorrefino no processamento do petróleo e seus derivados tem se tornado indiscutível. De acordo com o levantamento feito pela Organização dos Países Exportadores de Petróleo [OPEP] (2016), até 2021 o aumento global na capacidade de processamento em unidades de hidrorrefino corresponderá a 53% do aumento na capacidade em unidades de destilação, ao passo que até o ano de 2040, esse aumento será de 119%.

As melhorias nessas unidades envolvem ajustes das variáveis operacionais, modificações no esquema de processo e o desenvolvimento de novos sistemas catalíticos, todavia esse conjunto de ações deve ser dirigido. A título de exemplo, o desenvolvimento de novos catalisadores envolve diversos estágios de pesquisa, tais como o *screening* de novas formulações, otimização das condições de processo, estudos de desativação e regeneração e a obtenção de dados cinéticos para subsidiar o projeto de unidades industriais. Além disso, o desempenho de formulações existentes no processamento de novas cargas é frequentemente necessário (BEJ, 2002). Desta forma, a utilização de unidades de escala reduzida tem sido a forma encontrada para que essas melhorias e as alterações operacionais sejam avaliadas. Essa estratégia é bastante interessante já que minimiza os custos (logística, custo de produção, gastos com reagentes) e os ricos operacionais (BURKHARDT *et al.*, 2002).

O processamento em escala reduzida (*downscaling*) faz com que a velocidade dos reagentes no interior do reator piloto seja significativamente menor quando comparada com a

escala comercial, à vista disso, problemas relacionados à hidrodinâmica e com a transferência de massa se tornam significativos. Se nenhuma estratégia para minimizar esses problemas for adotada, os dados obtidos em menor escala não serão representativos e sua aplicação para prever o desempenho de unidades industriais será falho e poderá impedir o atendimento da especificação dos produtos. (BURKHARDT *et al.*, 2002).

As estratégias experimentais para superar os problemas intrínsecos da redução de escala são diversas, com destaque para o modo de operação ascendente (*upflow*) e a técnica de diluição do leito catalítico com material inerte. A operação *upflow* em escala piloto proporciona um melhor molhamento do leito, evitando que haja regiões secas que não irão contribuir para a conversão. Apesar dessa vantagem, essa estratégia não é unanimidade na literatura, alguns autores acreditam que o modo convencional (*downflow*) pode ser mantido sem maiores prejuízos desde que alguns cuidados sejam adotados (CHANDER *et al.*, 2001).

A técnica de diluição vem sendo amplamente empregada para mitigar os efeitos da redução de escala. Uma vez que o tamanho correto do material diluente seja empregado, os efeitos de parede, difusivos e térmicos são contornados por conta da redução dos espaços vazios e pelo aumento da saturação de líquido no leito. (BEJ, 2002).

Apesar das vantagens apresentadas pela técnica de diluição no carregamento dos reatores piloto serem abundantemente reconhecidas, esta ainda é uma arte empírica (CARRUTHERS; DiCAMILLO, 1988). Al-Dahhan *et al.* (1995) afirmam que os ganhos obtidos com a técnica de diluição não são garantidos caso o procedimento de carregamento do reator não possa ser reproduzido, para isso eles conduziram um estudo no qual foi possível formular um procedimento prático e reproduzível.

Aparentemente simples, o procedimento de carregamento de um reator piloto é uma técnica manual e está suscetível à influência de diversos fatores, tais como, o número de porções carregadas, a granulometria e a quantidade de diluente utilizado (razão de diluição), o grau de compactação do leito, etc. No entanto, muito pouca informação sobre os efeitos das variações no procedimento de carregamento dos reatores piloto está disponível na literatura.

1.2 Objetivos

Este trabalho busca identificar e investigar os efeitos das incertezas associadas ao procedimento de carregamento dos reatores de leito gotejante de unidades piloto de hidrorrefino.

Os objetivos específicos são:

- a) formular uma metodologia de avaliação de carregamentos de reatores piloto;
- b) avaliar a influência das incertezas associadas à técnica de carregamento através da estimativa de parâmetros de forma experimental e numérica.

2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 Introdução ao Hidrorrefino

A presença do petróleo no dia a dia da sociedade moderna é incontestável. Diversos produtos químicos como solventes, fertilizantes, pesticidas e plásticos são obtidos a partir dessa matéria-prima (VISWANATHAN, 2017). De forma simplificada, o petróleo é constituído por uma mistura de hidrocarbonetos de ocorrência natural, com traços de compostos sulfurados e nitrogenados, que representa aproximadamente 40% da matriz energética mundial graças a seu alto valor energético (TABELA 1).

Tabela 1 - Densidade energética de diferentes combustíveis fósseis

Combustível	Densidade energética
Petróleo	45 MJ/kg
Carvão	24 MJ/kg
Gás Natural	34-38 MJ/kg

Fonte: Viswanathan (2017).

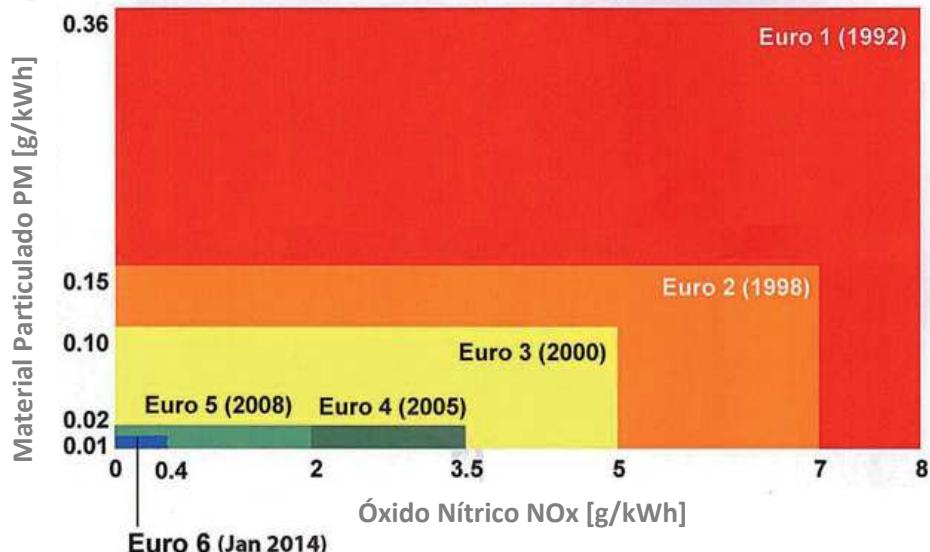
De acordo com os dados publicados no boletim mensal da produção nacional de petróleo e gás natural pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis [ANP] (2018), o óleo pesado corresponde a 14,1% da produção brasileira, sendo 27,2 o °API médio do óleo produzido nas reservas nacionais. Por conta da maior presença de contaminantes (ex.: enxofre, nitrogênio e metais), maior viscosidade e menor rendimento em frações leves, o processamento de óleos com menor °API para produção de combustíveis tem se tornado bastante desafiador. Além disso, o aumento da demanda global, principalmente óleo diesel, e mudanças nos limites máximos de emissões (FIGURA 1), que se traduzem em novas especificações para os combustíveis, têm estimulado o desenvolvimento de tecnologias que permitam o processamento e valoração de óleos pesados, entre elas o hidrorrefino. Essa tecnologia consiste no processamento do petróleo, ou de suas frações, com hidrogênio na presença de um sistema catalítico. As condições operacionais e o sistema catalítico são definidos de acordo com os objetivos do processo (ANCHEYTA; SPEIGHT, 2007).

As unidades de hidrorrefino são usualmente classificadas em unidades de hidrotratamento (HDT) e de hidrocraqueamento (HCC), as condições operacionais e o sistema catalítico da unidade são definidos de acordo com o tipo de carga e o objetivo. As unidades de

HDT visam melhorar as propriedades do produto final através da remoção de contaminantes (olefinas, compostos sulfurados, nitrogenados, metais, etc), também é bastante comum encontrar unidades de HDT dedicadas ao pré-tratamento de cargas que serão processadas em outras unidades, por exemplo, na reforma catalítica. Nestes casos, o principal objetivo é a proteção do sistema catalítico, geralmente metais nobres. Já as unidades de HCC maximizam a produção de frações mais leves em detrimento das frações mais pesadas. O critério de classificação do processo em HDT ou HCC pode ser baseado no valor da conversão (EQUAÇÃO 1), definida como a parcela da carga com ponto de ebulição verdadeiro (PEV) acima de 380 °C que é craqueada em frações mais leves (BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011).

$$\text{Conversão (\%)} = \left(1 - \frac{X_{380^\circ\text{C}^+} \text{ produto}}{X_{380^\circ\text{C}^+} \text{ carga}} \right) * 100\% \quad (1)$$

Figura 1 - Evolução dos limites de emissões na União Europeia para veículos pesados.

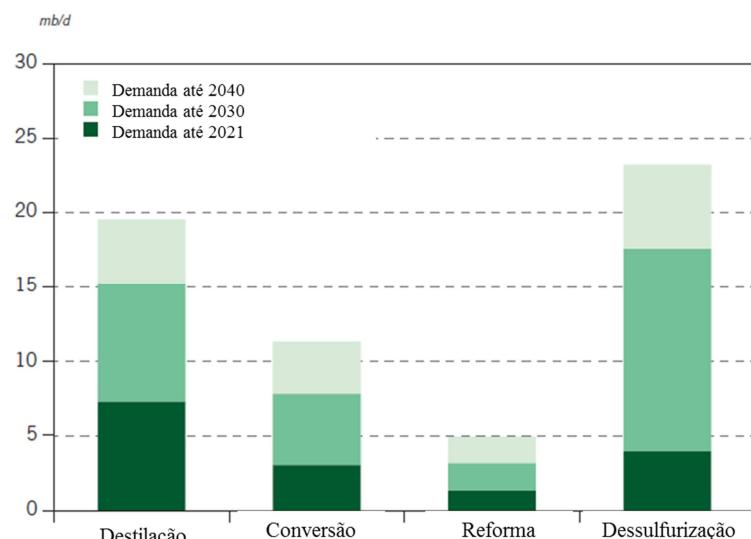


Fonte: Adaptado de Transport Resources International Ltd (2018).

A participação das unidades de HDT e HCC no esquema de processamento e nos investimentos das refinarias tem aumentado cada vez mais. Em sua publicação anual, que retrata os cenários, desafios e perspectivas da indústria do petróleo, a Organização dos Países Exportadores de Petróleo [OPEP] (2016), relata que, até 2040, é esperado um aumento de 23,2 mb/d na capacidade de processamento das unidades de dessulfurização, HDT para

remoção de enxofre, representando o maior aumento dentre as unidades de refino (FIGURA 2).

Figura 2 - Capacidade de processamento mundial por processo, análise 2016-2014



Fonte: Adaptado de Organization of the Petroleum Exporting Countries (2016).

2.1.1 Reações Químicas

Seja a melhoria na qualidade dos produtos hidrotratados ou a obtenção de frações mais leves, os objetivos do hidrorrefino são alcançados graças à ocorrência de algumas reações, em sua maioria de caráter exotérmico, que envolvem a remoção de heteroátomos, saturação de compostos aromáticos e/ou craqueamento, as reações mais relevantes e os respectivos objetivos são apresentados na Tabela 2.

O grau de ocorrência dessas reações, isto é, o grau de extensão, depende do tipo de carga processada, do sistema catalítico empregado e dos objetivos almejados. Por exemplo, a remoção de enxofre no HDS de Nafta de FCC deve ser cuidadosa ao ponto de causar poucas alterações nos teores de olefinas e aromáticos visando minimizar a perda de octanagem, enquanto que unidades de HDT de destilados médios empregam condições operacionais mais severas para promover uma redução mais acentuada nos teores de enxofre e então obter um produto final especificado (ex.: Diesel S10). De forma geral, cargas mais refratárias, ricas em compostos de maior peso molecular e com uma maior quantidade de contaminantes, necessitam de condições operacionais mais severas (TABELA 3).

Tabela 2 - Principais reações da tecnologia de hidrorrefino

Reação	Sigla	Objetivo
Hidrodessulfurização	HDS	Redução do teor de enxofre e corrosividade dos produtos.
Hidrogenação das olefinas	HO	Minimização da formação de goma.
Hidrodesnitrogenação	HDN	Proteção de catalisadores sensíveis aos compostos nitrogenados e melhoria quanto à cor e estabilidade a oxidação.
Hidrodesaromatização	HDA	Facilitar o craqueamento da carga em processos de convesão subsequentes, ajustar a densidade do produto e conferir melhores características de queima.
Hidroconvesão	HC	Aumentar a produção de corrente de interesse a partir de frações residuais.

Fonte: Brasil; Araújo; Sousa (2011).

Tabela 3 - Condições operacionais típicas de unidades de hidrotatamento.

Objetivo	Pressão (barg)	LHSV (h^{-1})	Temperatura (°C)
HDT de Nafta	13 – 51	2,0 – 8,0	287 – 370
HDT de QAV / Diesel	35 – 100	0,5 – 3,0	315 – 398
Pré-tratamento de carga de FCC	70 - 200	0,5 – 2,0	370 – 426

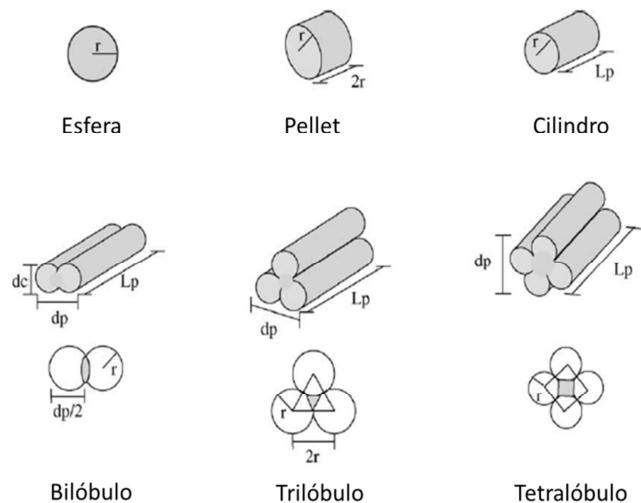
Fonte: Shiflett (2002).

2.1.2 Catalisadores

Os catalisadores empregados neste processo são constituídos por óxidos de metais de transição (usualmente combinações de níquel, cobalto, molibdênio e/ou tungstênio) dispersos em um suporte de alta área superficial, por exemplo, γ -alumina. A escolha dos metais depende dos objetivos do processo e da composição da carga. Geralmente, catalisadores bimetálicos de CoMo são os mais apropriados quando o objetivo é o HDS, já os catalisadores de NiMo se sobressaem quando as cargas apresentam altos teores de compostos nitrogenados (BRASIL; ARAÚJO; SOUSA, 2011).

O diâmetro dos catalisadores de hidrorrefino é da ordem de 1 mm a 3,2 mm, apresentando uma relação comprimento/diâmetro de 1:1 a 2:1. Sua estrutura é definida para não causar um elevado diferencial de pressão na unidade e para suportar o peso do leito catalítico carregado (SHIFLETT, 2002). Em suas formas mais comuns, apresentam três ou quatro lóbulos aglomerados, entretanto outros formatos também podem ser empregados (FIGURA 3).

Figura 3 - Formatos típicos dos catalisadores de HDT.



Fonte: Adaptado de Ancheyta, Rana e Furimsky (2005).

A forma óxida dos catalisadores não possui a atividade requerida para que as reações de hidrorrefino ocorram. A ativação do catalisador ocorre na etapa de sulfetação. Nesta etapa, a obtenção da forma sulfetada dos óxidos é feita através da reação com hidrogênio e compostos sulfurados (EQUAÇÕES 2 a 5). No procedimento habitualmente empregado, utiliza-se uma carga efluente da unidade de destilação atmosférica, sem correntes craqueadas, dopada com agente sulfetante (H_2S , CS_2 , DMDS, etc). Apesar do alto custo envolvido, os aditivos sulfurados, como o DMDS, são amplamente empregados por conta da alta flexibilidade operacional, permitindo um melhor controle da temperatura no leito e minimizando a ocorrência de disparos de temperatura. A temperatura do reator é incrementada em rampas e estabilizada em patamares pré-definidos pelos fabricantes dos catalisadores. O controle e a correta execução dessa etapa é crucial para que a forma mais ativa do catalisador seja obtida, resultando em menores temperaturas de reação e em um tempo de campanha prolongado (SHIFLETT, 2002).

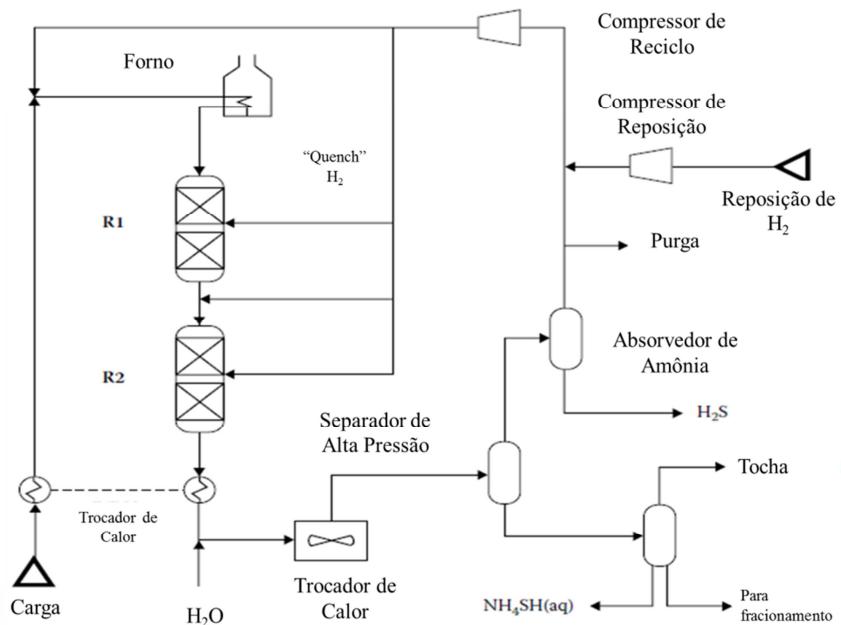


2.1.3 Esquema de Processo

A Figura 4 apresenta um esquema de processo típico de uma unidade de hidrotratamento de gasóleos pesados. No limite de bateria, a carga processada, cuja temperatura ainda está baixa, troca calor com o efluente do reator. Após a troca térmica, a carga é misturada com o gás hidrogênio e encaminhada para o forno de pré-aquecimento, cuja função é elevar a temperatura até as condições reacionais.

Na sequência, os reagentes, carga/hidrogênio, são encaminhados ao reator. A maioria das unidades de HDT/HCC é projetada com reatores de leito fixo gotejante (*trickle bed reactors*). Neste tipo de equipamento, o catalisador é a fase estacionária pela qual os reagentes escoam em fluxo descendente. Uma discussão mais detalhada será feita posteriormente. Por conta do caráter exotérmico das reações, é necessário que hidrogênio seja adicionado (*quench*) para evitar disparos de temperatura. Geralmente, gasóleos pesados possuem grandes quantidades de compostos sulfurados, aromáticos e olefínicos que, ao serem hidrogenados, podem fazer com que o aumento de temperatura no reator supere 100 °C caso um único leito seja utilizado. Por esta razão, costuma-se dividir o leito catalítico. No esquema apresentado, o catalisador foi dividido em quatro leitos, dois por reator.

Figura 4 - Esquema de processo de uma unidade de hidrotratamento de gasóleos pesados



Fonte: Adaptado de Robinson e Dolbear (2007).

Ao deixar o reator e realizar a troca térmica com a carga, é realizada a injeção de água de lavagem para converter parte do H₂S e a quase totalidade da NH₃ em bissulfeto de amônio, NH₄SH (aq.). Esse sal será removido na corrente de água ácida no separador de baixa pressão. Após um resfriamento subsequente, através de um *air cooler*, o efluente do reator é encaminhado para o separador de alta pressão onde a corrente de topo, rica em H₂ e com presença de H₂S, segue para um absorvedor de amônia para remoção do gás sulfídrico. Visto que a corrente de topo retornará ao reator através do compressor de reciclo, esse tratamento é importante para manter a pressão parcial de H₂ elevada e minimizar os efeitos de inibição do H₂S no reator.

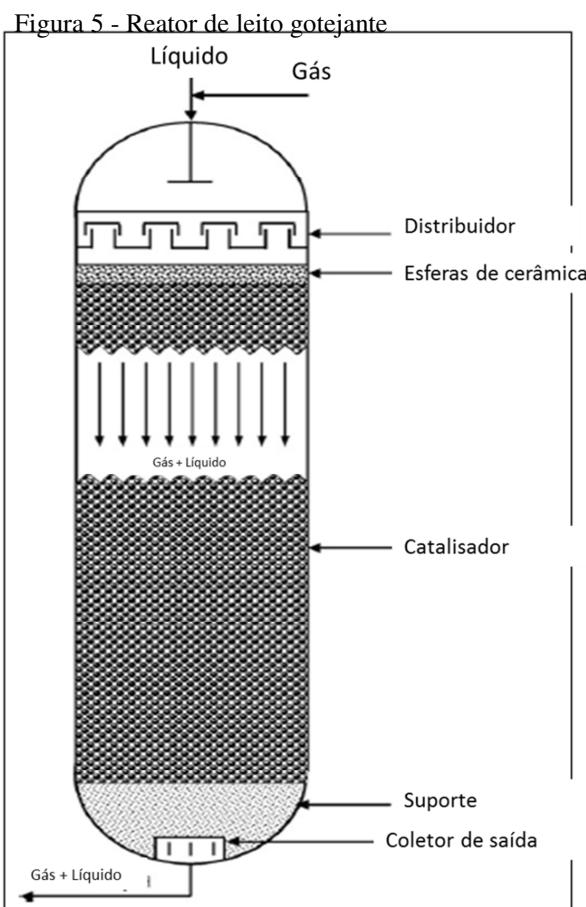
É desejável que o teor de H₂ no gás de reciclo seja a máxima possível, por isso, é prevista uma purga de parte desse gás para reduzir o teor de contaminantes presentes. Para compensar o H₂ consumido nas reações e/ou perdido na purga, unidades de HDT/HCC dispõem de um compressor de reposição, *make up*, para manter a pressão parcial de hidrogênio elevada.

A corrente de fundo do separador de alta pressão segue para o separador de baixa pressão, onde três correntes são obtidas. O produto de topo desse separador pode ser encaminhado para o sistema de gás da refinaria, a corrente de água ácida segue para tratamento e o produto de fundo para a seção de fracionamento. Os objetivos da seção de fracionamento dependerão do tipo de carga processada. Em unidades para o tratamento de gasóleos pesados, por exemplo, a seção de fracionamento pode conter uma torre pré-flash, para remoção dos compostos leves, e uma torre atmosférica para separação em diversos produtos.

2.2 Reator de Leito Fixo Gotejante (Trickle Bed Reactor - TBR)

Os reatores de leito fixo gotejante (FIGURA 5) são equipamentos que operam em regime trifásico. O catalisador é a fase estacionária e os reagentes na fase gás e líquido correspondem às fases contínua e distribuída, respectivamente. Em sua configuração mais usual nos processos de hidrotratamento de destilados médios, o escoamento dos reagentes é concorrente e no sentido descendente (*downflow*). Por conta do caráter exotérmico das reações de HDT/HCC, é usual que o leito catalítico seja dividido em leitos menores para melhorar o controle térmico e evitar disparos de temperatura. A fase líquida escoa através do leito catalítico em forma de filmes. Para que as reações ocorram, é preciso que a fase gás se

difunda pelo filme líquido e alcance os sítios ativos nos poros do catalisador. Uma de suas principais vantagens está no regime de escoamento, que se assemelha ao de um reator ideal (escoamento empistonado), essa característica faz com que altas conversões sejam obtidas. Porém, a impossibilidade de retirada de contaminantes, por exemplo, H₂S e NH₃ formados nas reações, e as limitações quanto ao diferencial de pressão são exemplos de desvantagens dessa configuração (MEDEROS; ANCHEYTA; CHEN, 2009).



Fonte: Adaptado de Mederos, Ancheyta e Chen (2009).

Além dos pontos citados, Mederos, Ancheyta e Chen (2009) ressaltam que esse tipo de equipamento apresenta algumas dificuldades quando a redução de escala é necessária. Por exemplo, ao operar unidades piloto com a mesma velocidade espacial (LHSV) de unidades industriais, o surgimento de caminhos preferenciais, regiões secas e desvios do escoamento pistonado são pronunciados por conta da baixa velocidade linear dos reagentes. Em seguida, uma breve discussão sobre os principais direcionadores e problemas envolvidos na redução de escala, bem como a forma usual de minimizá-los será apresentada.

2.2.1 Não idealidades

2.2.1.1 Escoamento pistonado

O escoamento pistonado é uma condição ideal na qual inexistem gradientes mássicos e térmicos nas direções radial e axial, essa hipótese traz uma série de simplificações matemáticas na modelagem de reatores químicos. Os macrogradientes de concentração e temperatura existentes nos reatores reais são as principais causas do escoamento não ideal. (MEDEROS; ANCHEYTA; CHEN, 2009). A não idealidade no regime de escoamento exerce influência nos níveis de conversão alcançados e consequentemente na interpretação dos dados experimentais. Para que os resultados obtidos sejam representativos, e que problemas associados à redução de escala sejam minimizados, por exemplo, efeitos de parede e a dispersão axial, é preciso que algumas estratégias experimentais sejam adotadas.

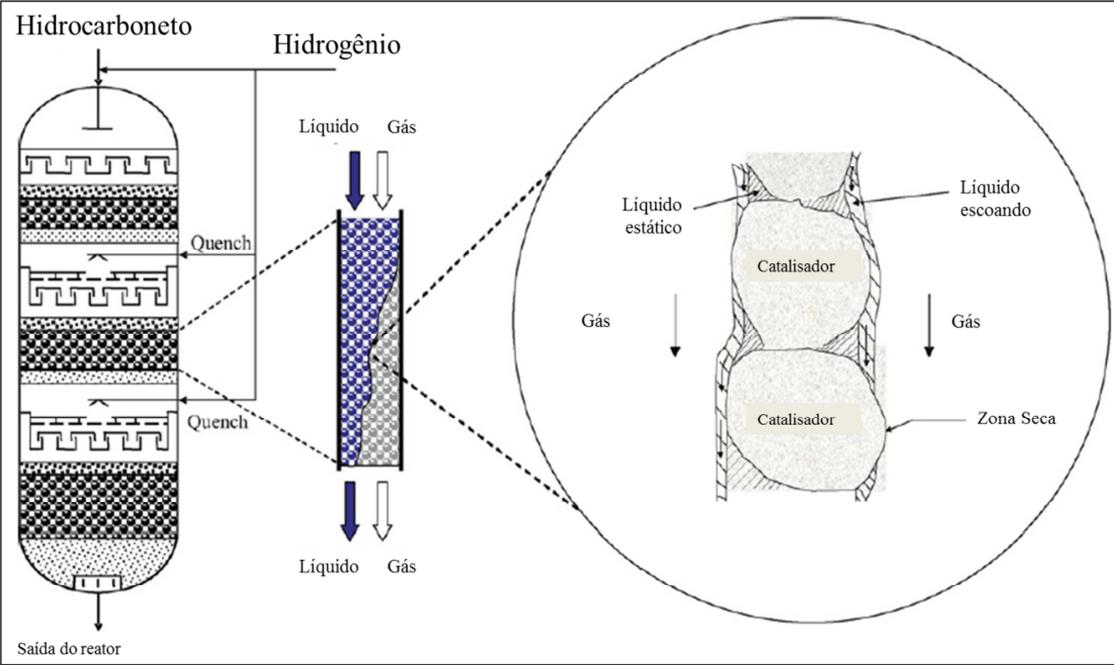
Operar o reator com uma elevada razão entre o comprimento do leito e o diâmetro das partículas de catalisador (L_B/d_{Cat}) é uma forma de minimizar os efeitos da dispersão axial. Segundo Mear (1971), caso o comprimento do leito catalítico atenda ao critério apresentado pela Equação 6, é possível que os desvios do escoamento pistonado sejam inferiores a 5%. Uma breve análise desta equação nos permite afirmar que o comprimento mínimo do leito é maior para altos valores de conversão, enquanto que será menor em cenários de dispersão axial nula nas partículas, isto é, para número de Bodenstein elevados (Bo).

$$\frac{L_B}{d_{Cat}} > \frac{20n}{Bo} \ln \frac{C_i}{C_f} \quad (6)$$

2.2.1.2 Molhamento do leito

Na condição ideal, todas as partículas do leito catalítico estão circundadas por um filme líquido e exercem uma influência uniforme sobre a conversão. Porém, por conta da baixa velocidade dos reagentes, característica da redução de escala, é comum que o escoamento tenha caminhos preferenciais e assim surjam zonas secas que não contribuirão na conversão (FIGURA 6).

Figura 6 - Problemas de molhamento em um reator de leito gotejante



Fonte: Adaptado de Mederos, Ancheyta e Chen (2009).

Mederos, Ancheyta e Chen (2009) afirmam que deve haver um compromisso entre o diâmetro das partículas do leito catalítico e a velocidade dos reagentes para evitar caminhos preferenciais no reator. A predominância das forças de atrito sobre as forças gravitacionais é determinante, pois, o diferencial de pressão, a força motriz do escoamento, faz com que a fase líquida seja dispersa de maneira uniforme por toda a seção transversal do reator.

2.2.1.3 Efeitos de parede

Em reatores de leito gotejante que operam em fluxo descendente (*downflow*), é esperado que o escoamento da fase líquida seja em direção às paredes do reator por conta da menor resistência oferecida ao escoamento nessa região. Caso nenhuma estratégia seja adotada, os efeitos de parede farão com que a conversão obtida seja inferior à esperada por causa da distribuição nos tempos de residência observada. (MEDEROS; ANCHEYTA; CHEN, 2009).

O critério mais difundido e utilizado para minimizar os efeitos de parede é a razão mínima entre o diâmetro do reator e o diâmetro das partículas de catalisador (D_R/d_{Cat}). Não há um valor absoluto para este critério devido às particularidades dos sistemas avaliados

(orientação, tamanho das partículas, modo de operação, etc), porém, é consenso que quanto menor o diâmetro do reator, mais relevante serão os efeitos de parede (SIE, 1991). Entretanto, deve-se tomar cuidado com valores muito elevados desta razão, especialmente no modo de operação isotérmica, pois podem prejudicar a transferência de calor entre o leito catalítico e as paredes do reator, permitindo o surgimento de gradientes radiais de temperatura (DORAISWAMY, 1974).

2.2.2 Carregamento

Independente da escala de trabalho, industrial ou piloto, o carregamento do reator é uma etapa crítica para o processo. O surgimento de alguns problemas operacionais, tais como, má distribuição, baixa eficiência de contato e caminhos preferenciais podem ser atribuídos a um mau carregamento (CARRUTHERS; DiCAMILLO, 1988).

O regime de escoamento dos reatores industriais é bastante diferente do regime de escoamento dos reatores piloto, a velocidade dos reagentes é muito inferior na escala experimental (TABELA 4). As particularidades da redução de escala e a presença de alguns dispositivos internos (ex: pratos de distribuição, panelas, coletores, etc.) em reatores industriais faz com que a distribuição dos reagentes nesses reatores seja completamente distinta (KLINKEN; VAN DONGEN, 1980). Por não fazer parte do escopo deste trabalho, as particularidades do carregamento industrial não serão discutidas.

Tabela 4 - Dados sobre reatores de diferentes escalas

Dimensão	Unidade	Industrial	Piloto	Bancada	Microfluxo
Volume de catalisador	L	100000	10	0,15	0,008
Diâmetro	cm	250	4	2	1
Comprimento	cm	2000	800	50	10
Velocidade do líquido	cm/s	1,1	0,4	0,03	0,006
Re	-	55	22	1,4	0,3

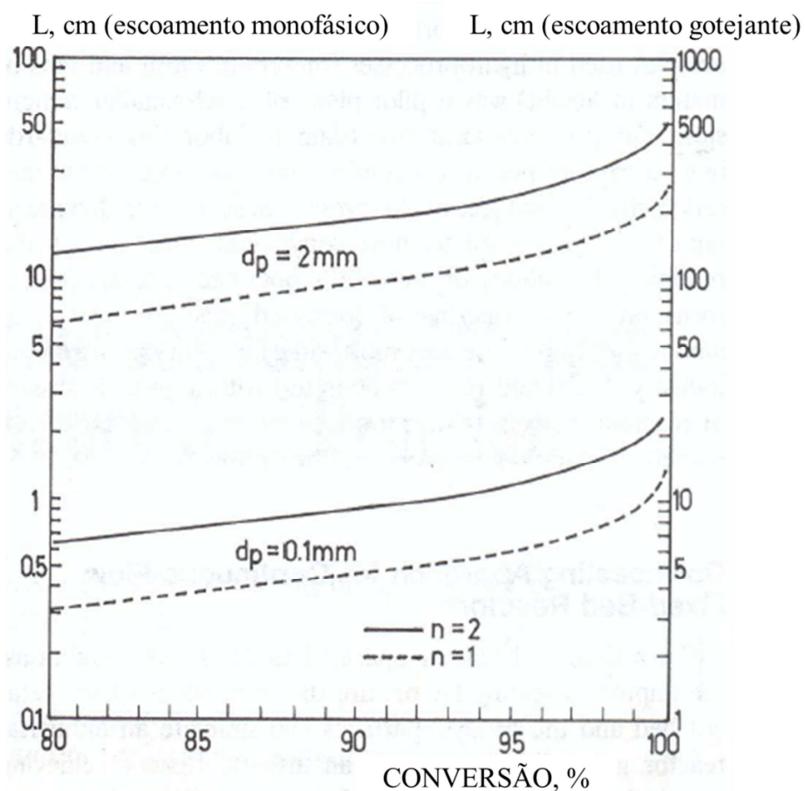
Fonte: Sie (1991).

Os estudos exploratórios podem ter o objetivo de mensurar parâmetros operacionais relevantes, por exemplo, o diferencial de pressão, ou de obter dados cinéticos representativos do sistema reacional. É comum que os experimentos conduzidos em unidades piloto sejam realizados na mesma LHSV da unidade industrial. Porém, testar catalisadores industriais em reatores de menor escala é um tanto quanto desafiador. Uma das dificuldades

está no tamanho típico das partículas ($d_{Cat} \approx 1,0 - 2,0$ mm) que, por conta dessas dimensões, pode agravar as diferenças na distribuição do tempo de residência do reator em relação ao escoamento empistonado, além de intensificar os efeitos de parede (AL-DAHHAN; WU; DUDUKOVIC, 1995).

Sie (1996) correlaciona o tamanho da partícula e a conversão desejada com comprimento mínimo que o leito deve ter para minimizar a ocorrência dos problemas de redução de escala. Uma análise da Figura 7 para reações de segunda ordem ($n = 2$) e partículas de 2 mm de diâmetro, no regime de escoamento gotejante em altas conversões (~95%), mostra que o comprimento mínimo do leito deve ser na ordem de 3 metros.

Figura 7 - Comprimento mínimo do leito em função da conversão e tamanho da partícula. Linhas cheias correspondem a reações de segunda ordem. Linhas pontilhadas correspondem a reações de primeira ordem.



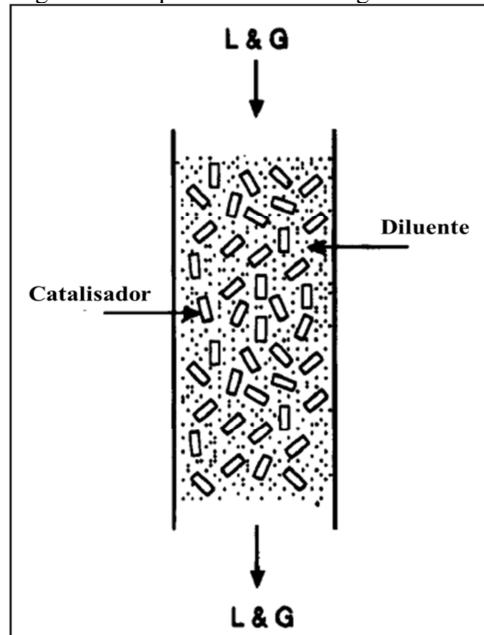
Fonte: Adaptado de Sie (1996).

Seria preciso que as partículas do catalisador tivessem seu tamanho reduzido para que os testes experimentais pudessem ser conduzidos em reatores de dimensões aceitáveis. Esse problema pode ser abordado de duas formas: a primeira através da redução do tamanho das partículas, impraticável do ponto de vista operacional por conta do elevado diferencial de pressão, e a segunda pela a Trituração da amostra de catalisador para o tamanho de partícula

desejado, entretanto as características dos poros do catalisador poderiam ser alteradas e o teste não ter representatividade.

Sie (1991) destaca que a comunidade científica tem contornado os desafios associados à redução de escala através da diluição do leito. Essa técnica de carregamento consiste na adição de um material inerte, não poroso, de dimensões bastante reduzidas (~ 0,10.d_{Cat}) junto com o catalisador para aumentar os pontos de contato sólido-sólido e diminuir a porosidade do leito catalítico, oferecendo uma maior resistência ao escoamento (FIGURA 8). Ao empregar essa técnica, o material inerte governa os efeitos da hidrodinâmica, enquanto que a cinética continua sendo ditada pelo catalisador. Esse desacoplamento aproxima o desempenho dos reatores industrial e piloto muito por conta das melhorias no regime de escoamento, que se aproxima do escoamento pistonado e promove uma melhor utilização do leito, e pela redução dos efeitos de parede e de dispersão (AL-DAHHAN; WU; DUDUKOVIC, 1995).

Figura 8 - Esquemático do carregamento diluído



Fonte: Adaptado de Al-Dahhan, Wu e Dudukovic (1995).

Sie (1996) destaca que os principais benefícios da técnica de diluição no âmbito da hidrodinâmica são a redução dos efeitos da dispersão axial, a redução na porosidade do leito, principalmente na região próxima à parede do reator, o que reduz os efeitos de parede, e a melhor eficiência de contato sólido-líquido. Além disso, a boa condutividade térmica dos

diluentes empregados (ex: SiC) melhoram a troca de calor e a uniformidade da temperatura no leito.

Através de alguns experimentos, Al-Dahhan (1993) correlacionou a eficiência de contato sólido-líquido com o diferencial de pressão (dP) e com a saturação de líquido no leito (*holdup*), os resultados obtidos mostraram que o dP e o *holdup* foram maiores em carregamentos diluídos. O aumento do diferencial de pressão é um indicativo de que as forças de atrito são predominantes sobre as forças gravitacionais, implicando em uma melhoria na dispersão do líquido. Por sua vez, o aumento no *holdup* resulta em mais pontos de contato sólido-líquido e, consequentemente, em uma melhor utilização do leito catalítico.

Em seguida, uma breve descrição do significado físico, da importância desses dois parâmetros e uma proposta de modelagem do escoamento será apresentada.

2.2.2.1 Diferencial de pressão (dP)

O diferencial de pressão representa a energia dissipada pelo fluxo dos reagentes ao longo do reator. Como já dito, valores elevados desse parâmetro significam uma melhor dispersão do líquido devido à predominância das forças de atrito sobre as forças gravitacionais. Essa informação pode ser utilizada para estimar outros parâmetros hidrodinâmicos, tais como, o *holdup*, a eficiência de contato, coeficientes de transferência de massa, etc. Além disso, esse parâmetro é importantíssimo para o dimensionamento de compressores e outros equipamentos (AL-DAHHAN; WU; DUDUKOVIC, 1995).

2.2.2.3 Modelagem

A complexa interação entre os reagentes no regime gotejante (*trickle flow regime*) torna a modelagem desses sistemas um tanto quanto difícil. Holub, Dudukovic e Ramachandran (1993) propuseram um modelo no qual o dP e o *holdup* são parâmetros interdependentes (EQUAÇÕES 7 a 12).

$$\varphi_L = \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon_L}\right)^3 \left[\frac{E_1 Re_L}{G a_L} + \frac{E_2 Re_L^2}{G a_L} \right] \quad (7)$$

$$\varphi_G = \left(\frac{\varepsilon}{\varepsilon - \varepsilon_L} \right)^3 \left[\frac{E_1 Re_G}{Ga_G} + \frac{E_2 Re_G^2}{Ga_G} \right] \quad (8)$$

$$\varphi_L = 1 + \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) [\varphi_G - 1] \quad (9)$$

$$\varphi_\alpha = \frac{dP/L_B}{\rho_\alpha g} + 1, \quad \alpha = L \text{ ou } G \quad (10)$$

$$Re_G = \frac{U_G D_P \rho_G}{\mu_G (1-\varepsilon)} \quad (11)$$

$$Ga_G = \frac{\rho_G^2 g D_P^3 \varepsilon^3}{\mu_G^2 (1-\varepsilon)^3} \quad (12)$$

As equações do modelo têm a forma da equação de Ergun, modelo empregado para descrever o diferencial de pressão em um leito poroso fixo, sendo sua aplicação restrita à pressão atmosférica. De forma contrária ao proposto por Ergun, que utilizou valores universais para as constantes E1 e E2, os autores concluíram que elas devem ser determinadas para o sistema de interesse através de experimentos em fluxo monofásico (gás), sendo essa sua maior vantagem (HOLUB; DUDUKOVIC; RAMACHANDRAN, 1993). Após a determinação das constantes características, é preciso que o diferencial de pressão ou o holdup seja conhecido para que a outra variável possa ser determinada através do modelo proposto pelas Equações 7 a 12.

Apesar de não realizar uma discussão teórica sobre o significado dessas constantes e de sugerir valores universais para as constantes, Ergun (1952) afirma que outros pesquisadores reconhecem a existência de uma dependência dessas constantes com a porosidade do sistema. As constantes E1 e E2 estão relacionadas com a tortuosidade hidráulica, que consiste no caminho efetivamente percorrido pelo fluido no leito, e com a rugosidade do leito, respectivamente, através das Equações 13 e 14.

$$E_1 = 72T^2 \quad (13)$$

$$E_2 = 6f_{wall} T^3 \quad (14)$$

Ghanbarian *et al.* (2013) apresenta a definição da tortuosidade hidráulica como o quadrado da razão entre o menor caminho possível entre dois pontos no leito pelo caminho efetivamente percorrido pelo fluido (EQUAÇÃO 15). O autor afirma que o valor típico da razão entre os comprimentos é da ordem de 0,56 a 0,8 e que o caminho percorrido pelo fluido no escoamento (L_H) varia de acordo com a porosidade do leito, sendo maior à medida que a porosidade diminui.

$$T = \left(\frac{L_S}{L_H} \right)^2 \quad (15)$$

2.3 Unidade Piloto

A otimização de processos industriais pode ser entendida como uma busca pelo conjunto de variáveis operacionais (ex: pressão, temperatura, vazão, etc) que maximizam a margem de lucro e minimizam os custos operacionais. Mudanças de cenário são comuns e exigem que essa busca seja contínua. A piora na qualidade do petróleo (aumento de contaminantes), a crescente demanda por destilados médios e o aumento das restrições impostas pelos agentes ambientais têm exigido ajustes constantes nas unidades de HDT/HCC das refinarias (KAM; AL-BAZZAZ; AL-FADHLI, 2008).

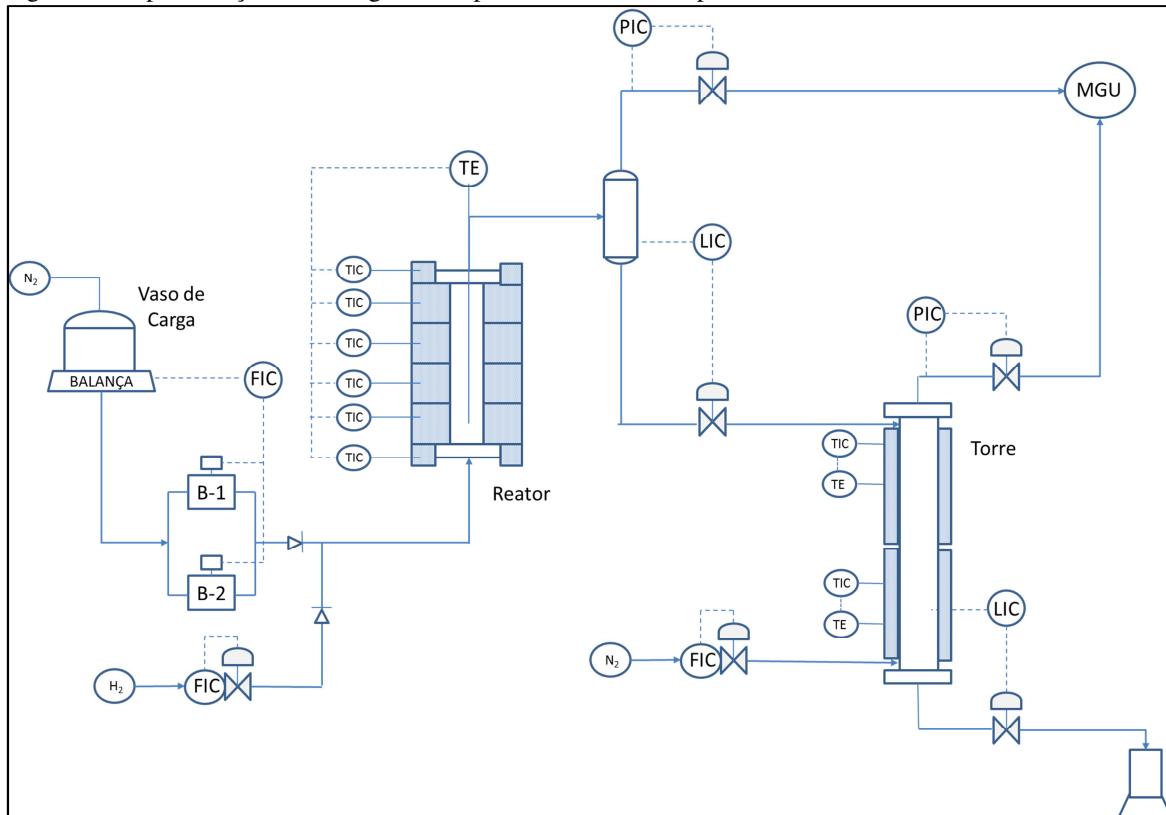
Avaliar o efeito das variáveis operacionais em escala industrial é financeiramente inviável por conta dos volumes processados e da quantidade de material desperdiçado. A estratégia adotada consiste em utilizar unidades de menor escala (ex: piloto) para realizar as avaliações e testes desejados. A redução de escala apresenta uma série de vantagens, tais como, o consumo reduzido de materiais, reagentes e utilidades, menor custo logístico e o aumento da segurança operacional (SIE, 1991).

Não é esperado, e nem necessário, que as unidades piloto sejam uma réplica das unidades industriais em menor escala, entretanto é fundamental que os dados obtidos em escala reduzida sejam confiáveis e representativos da escala industrial. Para que isso seja válido, alguns artifícios são utilizados para superar as dificuldades encontradas na redução de escala. Por exemplo, a operação em fluxo descendente (downflow) em unidades piloto é geralmente ineficiente, muito por conta da baixa eficiência de molhamento (seção 2.2), e para que os efeitos disso possam ser minimizados e não venham a interferir nos resultados experimentais, é comum que as unidades piloto operem com o sentido de fluxo invertido,

upflow, conferindo um melhor molhamento do leito, reduzindo os efeitos de dispersão axial e aproximando o escoamento do padrão pistonado (CARRUTHERS; DiCAMILLO, 1988).

A obtenção dos dados experimentais será conduzida em uma das unidades piloto de hidrotratamento do parque de plantas piloto do Núcleo Experimental de Fortaleza do CENPES, a HDT-7. O fluxograma de processo da unidade é apresentado na Figura 9. Para facilitar a compreensão, a unidade será dividida em três seções: carga, reação e tratamento dos produtos.

Figura 9 - Representação do fluxograma de processo da unidade piloto.



Fonte: elaborada pelo autor.

2.3.1 Seção de Carga

Nesta seção estão presentes todos os equipamentos necessários para o abastecimento e condicionamento dos reagentes (hidrocarbonetos e o hidrogênio). A carga processada fica armazenada em um vaso posicionado sobre uma balança eletrônica de precisão que, por sua vez, envia os valores de massa registrados para o sistema de supervisão e controle da unidade. O vaso de carga é fechado, sua configuração permite que a carga possa ser inertizada com nitrogênio o que, além de reduzir os problemas com cargas instáveis,

melhora as condições de bombeamento da carga, conferindo um maior NPSH disponível para a bomba. A unidade dispõe de duas bombas dosadoras de pistão, principal e reserva, para que não haja interrupção na injeção da carga. O cálculo da vazão é feito através da diferença de massa registrada pela balança em intervalos de tempo predeterminados. O controle e o ajuste da vazão de hidrogênio são realizados através de um transmissor/controlador mássico. Antes de entrarem no reator, a carga e o hidrogênio são misturados em linha.

2.3.2 Seção de Reação

Após o casamento da carga com o hidrogênio, a mistura é encaminhada para a seção de reação. Essa seção é composta pelo reator cuja função é suportar o catalisador e promover as reações de hidrogenação. Esse equipamento consiste em um tubo de aço inox com um poço de termopares concêntrico cujos diâmetros internos são 21 mm e 6,5 mm respectivamente. O volume interno disponível para carregamento é de aproximadamente 200 ml.

A temperatura do sistema catalítico é ajustada através de uma fornalha elétrica que envolve o reator ao longo de seis zonas de aquecimento, duas zonas são responsáveis por manter a temperatura nas extremidades do equipamento para reduzir a perca de calor com o ambiente, enquanto que as demais zonas atuam para manter a temperatura do leito catalítico.

A instalação dos termopares no poço é tal que cada calha de aquecimento tenha apenas um termopar associado a ela. Essa instalação permite que o controle de temperatura da fornalha seja feito para manter a temperatura do leito catalítico no setpoint desejado. Durante a realização dos testes, a malha de controle é ajustada para que as oscilações de temperatura não sejam superiores a 1 °C. O efluente do reator é encaminhado para a seção de tratamento dos produtos.

2.3.3 Seção de Tratamento

A primeira etapa consiste em uma separação por expansão brusca do efluente em outras duas correntes, uma corrente de topo e uma de fundo, essa separação é feita através de um vaso separador a jusante do reator. A corrente de topo do vaso encontra-se no estado gasoso, segue através de uma válvula de controle do tipo globo onde é feito o controle de

pressão da unidade. Essa corrente é constituída pelo hidrogênio em excesso, por hidrocarbonetos leves e pelos gases característicos das reações de hidrotratamento, H₂S e NH₃. Por sua vez, ao deixar o fundo do vaso separador a corrente líquida segue, através de uma válvula de controle de nível do tipo globo, para uma torre de esgotamento, cujo objetivo é a remoção dos gases dissolvidos que estão presentes no produto hidrotratado.

A torre de esgotamento dispõe de um sistema de aquecimento e de injeção de nitrogênio. Essas duas variáveis são ajustadas para que o produto final possa ser caracterizado e isento de gases dissolvidos.

A fim de garantir a confiabilidade dos dados gerados, a carga processada e os efluentes da unidade são contabilizados através de balanços materiais. Devido às incertezas associadas aos equipamentos, o balanço material é considerado válido caso seu fechamento esteja entre 98-102%.

2.4 CFD: fluidodinâmica computacional

A fluidodinâmica computacional (CFD) é uma técnica de simulação bastante poderosa que permite analisar sistemas através da solução numérica dos respectivos modelos, seria como realizar experimentos numéricos em um laboratório virtual. Essa técnica tem sido utilizada em diversas aplicações, por exemplo, na análise das forças de atrito e arraste em aeronaves como também na análise da dispersão de poluentes na atmosfera (VERSTEEG; MALALASEKERA, 2007).

Versteeg (2007) destaca que a simulação CFD, apesar da complexidade, vem ganhando bastante destaque devido ao avanço tecnológico dos hardwares, reduzindo significativamente o tempo de simulação, e à grande quantidade de softwares com interface amigável com o usuário, dentre alguns exemplos temos: ANSYS CFX®, COMSOL MULTIPHYSICS®, FLUENT®, STAR-CD®, FEMLAB®, etc.

A obtenção de dados através de simulação CFD possui uma série de vantagens quando comparada à obtenção por experimentos, tais como:

- a) maior agilidade na obtenção dos resultados, sendo possível avaliar o sistema em diversos cenários;
- b) permite avaliação em condições extremas sem comprometer a segurança;

c) menor custo quando comparado com experimentos, mesmo considerando os custo de aquisição e manutenção dos equipamentos.

Entretanto, todas as vantagens associadas à simulação são prejudicadas caso o modelo e as hipóteses consideradas não sejam representativos e confiáveis. Uma simulação CFD segue etapas pré-definidas. O primeiro passo consiste na determinação da geometria, definindo o domínio onde todos os fenômenos de interesse ocorrem (o escoamento, a troca de calor, as reações, etc.). Na sequência, é criada a malha dividindo a geometria em diversos subdomínios, volumes de controle, para em seguida descrever o sistema através dos modelos (equações), das condições de contorno e dos fluidos em questão. Essas etapas podem ser agrupadas em um estágio chamado de pré-processamento. Com o sistema conhecido e especificado, o usuário deve determinar a técnica numérica de discretização das equações do modelo, isto é, o solver. As técnicas comumente empregadas são: elementos finitos, volumes finitos e diferenças finitas, as quais apresentam vantagens e desvantagens quando comparadas entre si devido à forma de obtenção das equações algébricas e tratamento dos termos específicos (convectivo, difusivo, de geração, etc.). As etapas anteriores permitem a determinação de informações relevantes do sistema, entretanto caso não haja um processamento adequado dos dados, todas as vantagens de utilizar a simulação ficam comprometidas. Portanto, o pós-processamento, a última etapa da simulação, é tão importante quanto às etapas anteriores. Cabe ao usuário avaliar a melhor forma de apresentar e visualizar os dados, os softwares permitem a geração de gráficos, animações, figuras, etc. que enriquem e facilitam a interpretação dos resultados (VERSTEEG; MALALASEKERA, 2007).

3 METODOLOGIA

Esta seção apresenta a metodologia empregada para comparar e diferenciar as formas de carregamento do reator piloto. Primeiramente, foram formulados diferentes procedimentos de carregamento, em seguida os carregamentos foram realizados e na sequencia avaliados experimentalmente na unidade piloto, a fim de obter dados que permitissem a caracterização, e por fim os dados experimentais foram confrontados com as informações obtidas através de simulação CFD do sistema.

3.1 Caracterização do carregamento

A caracterização do carregamento se dará através da estimativa e comparação das constantes do modelo de Ergun (E_1 e E_2) para cada proposta. Após realizar uma extensa revisão de literatura e diversos experimentos, Ergun (1952) conseguiu formular um modelo capaz de estimar o diferencial de pressão em leitos recheados (EQUAÇÃO 16). O primeiro termo no lado direto da Equação 16 representa a contribuição das forças viscosas, enquanto que o segundo termo corresponde às forças iniciais no regime turbulento.

$$\frac{dP}{L_B} g_c = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu_\alpha U_\alpha}{D_p^2} + 1.75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{G_\alpha U_\alpha}{D_p} \quad (16)$$

Além de considerar as características e comportamento do fluido, essa equação contém informações representativas do leito como a porosidade (ε) e o diâmetro da partícula (D_p), por exemplo. As constantes 150 e 1,75 foram determinadas após a análise de mais de 60 experimentos envolvendo diversos tipos de materiais (coque, areia, esferas, etc.) e gases (CO_2 , CH_4 , N_2 , H_2 , etc.), elas buscam correlacionar os efeitos da porosidade e da orientação das partículas na determinação do diferencial de pressão do leito, respectivamente (ERGUN, 1952).

No entanto, a imprecisão na determinação de algumas informações a cerca do leito pode fazer com que as estimativas do diferencial de pressão através do modelo de Ergun falhem apresentando erros significativos. Por exemplo, o cálculo da porosidade pressupõe o conhecimento da densidade da partícula dos materiais, contudo os fabricantes costumam disponibilizar apenas a densidade de carregamento, que por si só é insuficiente, sendo então

necessário basear as estimativas em valores de referência na estrutura e composição do material. Outra fonte de imprecisão é a definição do diâmetro da partícula utilizado na equação do modelo. Em sistemas cuja geometria da partícula do leito é bem definida, por exemplo, uma esfera, essa informação é clara e facilmente obtida, porém os materiais utilizados no leito podem assumir as mais diversas formas (FIGURA 3), sendo necessário definir uma dimensão característica da partícula. Geralmente, utiliza-se o diâmetro equivalente de uma esfera de mesma área superficial do material de interesse. Além disso, a utilização de diversos materiais no carregamento do leito, como é o caso dos reatores piloto de hidrorrefino, torna ainda mais difícil a aplicação do modelo de Ergun.

Holub (1990) propôs um modelo para descrever o escoamento gotejante em leitos recheados. No modelo proposto o leito é descrito como uma fenda na qual o líquido forma um filme na superfície e o gás escoa paralelamente a fase líquida. Ele utiliza a equação de Ergun (1952) na forma adimensional, em termos do número de Reynolds e do número de Galileo, para descrever o comportamento do fluxo monofásico em leitos recheados (EQUAÇÃO 17).

$$\varphi_\alpha = \left[\frac{E_1 Re_\alpha}{Ga_\alpha} + \frac{E_2 {Re_\alpha}^2}{Ga_\alpha} \right] \quad (17)$$

As constantes E_1 e E_2 são parâmetros característicos do leito que estão relacionados com a tortuosidade, caminho percorrido pelo fluido, e com a rugosidade do material, respectivamente. Na Equação 16 as constantes E_1 e E_2 assumem os valores 150 e 1.75, respectivamente. A utilização desses valores universais pode acarretar em erros de até 300% na determinação do diferencial de pressão, portanto a determinação dessas constantes para o leito de interesse é importantíssima. Holub (1990) e Ergun (1952) afirmam que a determinação dessas constantes deve ser feita através de experimentos em fluxo monofásico no leito de interesse. Buscou-se realizar o experimento de determinação das constantes de forma similar ao experimento feito por Holub (1990). As condições operacionais e as propriedades do gás são apresentadas nas Tabelas 5 e 6, respectivamente.

O carregamento do reator é feito de forma criteriosa. Todos os materiais utilizados têm sua altura e quantidade registradas para que ao término do carregamento a porosidade do leito possa ser estimada. Essa informação precisa ser determinada para que a Equação 17 possa ser utilizada.

Depois de carregado, o reator é instalado na unidade piloto. Antes de iniciar a passagem de gás e realizar a medição do diferencial de pressão, é realizado um teste de pressão a 10 kgf/cm² para verificar e sanar qualquer vazamento nas instalações para garantir que todo o fluxo de gás está percorrendo o trajeto desejado. Feito isso, a vazão de nitrogênio através do reator é ajustada nos valores de interesse e o diferencial de pressão (dP) para cada valor é registrado. A medição do dP foi realizada através de um transmissor de pressão diferencial (modelo EJA110E da Yokogawa®) com as tomadas de impulso de alta e baixa pressão posicionadas na entrada e na saída do reator, respectivamente. A Figura 10 apresenta um diagrama da unidade piloto dando destaque ao alinhamento e equipamentos utilizados para a obtenção das informações desejadas.

Tabela 5 - Condições operacionais para medição do dP

Variável	Valor
Temperatura	28 °C
Pressão	2 kgf/cm ²
Vazão	0 a 100 NL/h

Fonte: Holub (1990).

Tabela 6 - Propriedades do gás nitrogênio

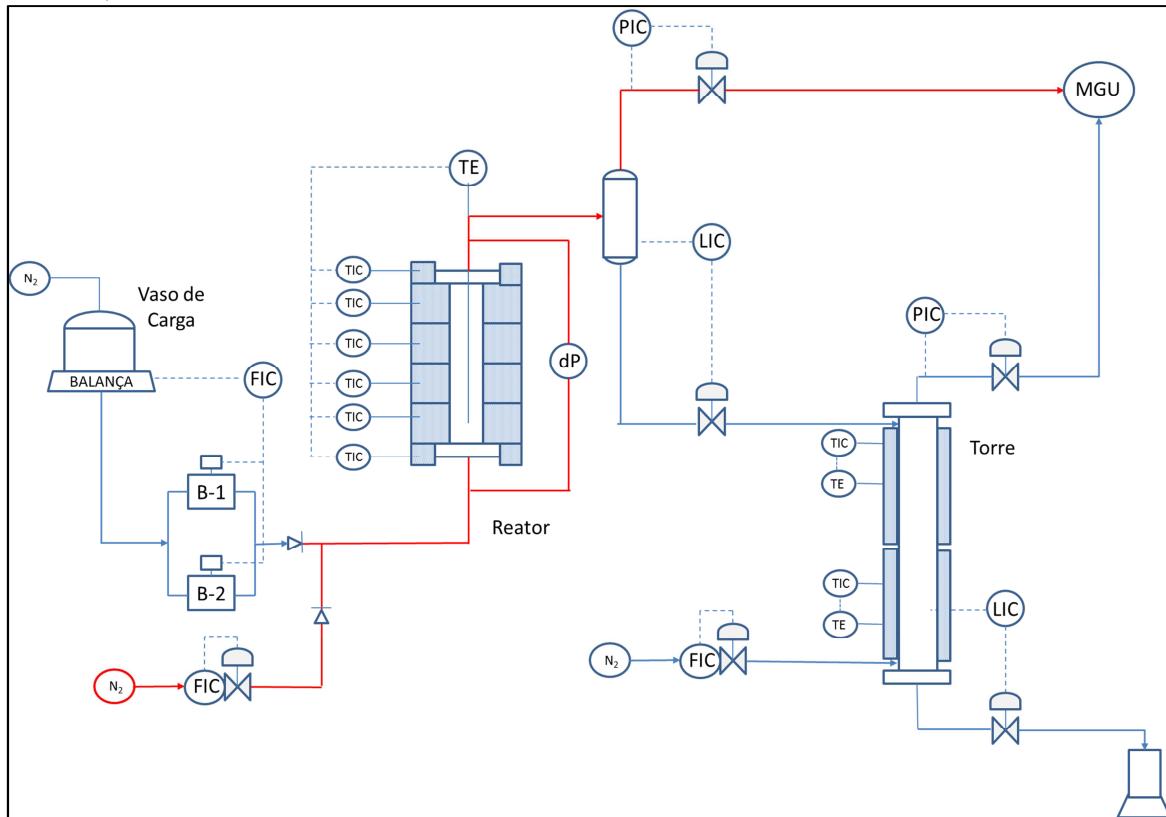
Gás	Nitrogênio (N ₂)
Densidade	1.15 kg/m ³
Viscosidade	1.78 x 10 ⁻⁵ N.s/m ²

Fonte: Al-Dahan (1993).

A determinação do dP permite que os dados experimentais sejam ajustados na forma linearizada da equação de Ergun (EQUAÇÃO 18), sendo possível obter as constantes E₁ e E₂ através do ajustes dos dados experimentais pelo método dos mínimos quadrados.

$$\frac{G a_G \varphi_G}{Re_G} = E_1 + E_2 Re_G \quad (18)$$

Figura 10 - Adaptação da unidade piloto para medição do diferencial de pressão no leito (alinhamento vermelho).



Fonte: elaborada pelo autor.

3.2 Modelagem e simulação do sistema

Foi utilizado o software COMSOL Multiphysics 5.2a para simular o experimento de determinação do dP através de fluidodinâmica computacional (CFD). Esse software possui uma interface gráfica desenvolvida com base no método de elementos finitos. A geometria, a malha, o modelo, as condições de contorno e todas as outras informações relevantes para a simulação foram configuradas através do módulo *Porous Media*, desenvolvido para simular sistemas que possuem uma fase sólida estacionária em conjunto com uma fase fluida móvel. Este módulo utiliza a porosidade e a permeabilidade do leito para tratar o meio poroso de forma macroscópica, simplificando a malha. Essa abordagem reduz o esforço computacional e facilita a convergência do modelo devido à redução na quantidade de volumes onde as equações discretizadas seriam integradas (COMSOL MULTIPHYSICS®, 2018).

As etapas apresentadas na seção 2.4 são realizadas através da interface do COMSOL na aba *Model Builder* (FIGURA 11). O diâmetro e a altura do reator foram utilizados para definir a geometria, a porosidade foi estimada a partir das alturas obtidas de

cada material após o carregamento do leito, enquanto que a permeabilidade, um dos parâmetros do modelo, foi estimada pela calibração do modelo com o experimento de referência. As propriedades físicas do nitrogênio foram carregadas do banco de dados do software e o fluxo através do meio poroso (reator) foi modelado pela equação de Brinkman.

Este modelo é uma extensão da lei de Darcy (EQUAÇÃO 19), pois relaciona o fluxo através do meio poroso não apenas com o gradiente hidráulico, mas também considera a dissipação de energia cinética devido ao atrito do fluido com a matriz porosa e os efeitos da força gravitacional, descrevendo os gradientes de velocidade principalmente na região próxima à parede do reator (GIVLER, 1994).

O modelo de Brinkman pode ser obtido a partir de algumas simplificações nas equações de conservação de massa (EQUAÇÃO 20) e momento (EQUAÇÃO 21) como: estado estacionário, sem ocorrência de reação/geração, porosidade do leito constante e sem interferência de forças gravitacionais no escoamento. Essas hipóteses levam à Equação 22, representativa de sistemas laminares, que foi utilizada para estimar o diferencial de pressão no leito. As condições de contorno na entrada e na saída do sistema foram definidas em função da velocidade superficial, de acordo com a vazão dos experimentos, e da pressão da unidade durante o teste, respectivamente. O resultado da simulação CFD dos quatro carregamentos recebeu tratamento similar ao dos resultados experimentais a fim de obter as constantes características dos carregamentos.

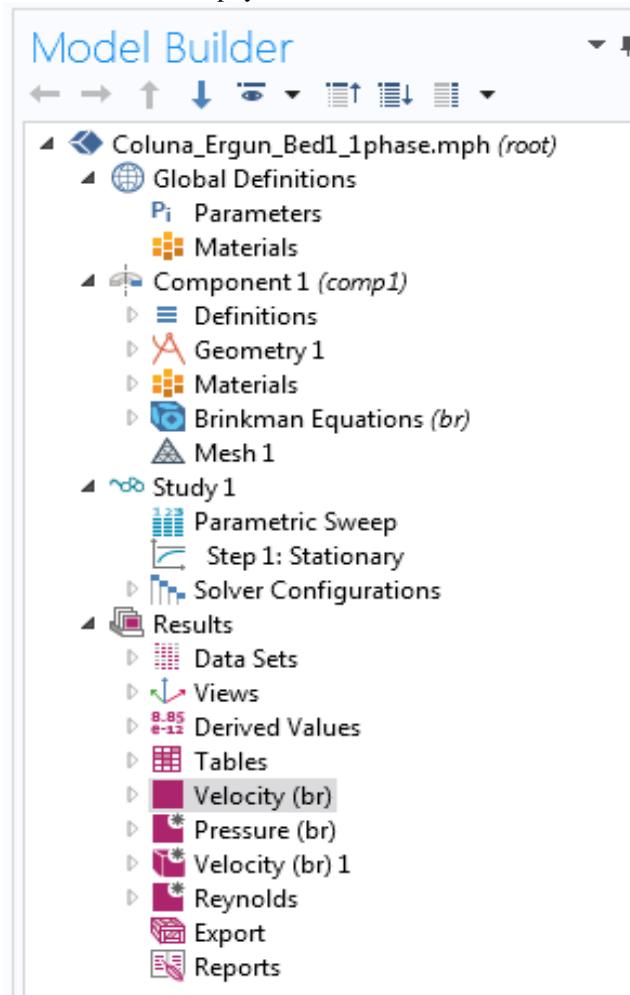
$$\nabla p = \frac{-\mu_\alpha}{k} U_\alpha \quad (19)$$

$$\frac{\partial(\varepsilon\rho)}{\partial t} + \nabla \cdot (\rho_\alpha U_\alpha) = R \quad (20)$$

$$\begin{aligned} \frac{\rho}{\varepsilon} \left(\frac{\partial(U_\alpha)}{\partial t} + (U_\alpha \cdot \nabla) \frac{U_\alpha}{\varepsilon} \right) &= -\nabla p + \nabla \cdot \left[\frac{1}{\varepsilon} \left\{ \mu_\alpha (\nabla U_\alpha + (\nabla U_\alpha)^T) \right\} - \frac{2}{3} \mu_\alpha (\nabla \cdot U_\alpha) I \right] - \\ &\left(k^{-1} \mu_\alpha + \frac{R}{\varepsilon^2} \right) U_\alpha + F \end{aligned} \quad (21)$$

$$\nabla p = \frac{-\mu_\alpha}{k} U_\alpha + \frac{\mu_\alpha}{\varepsilon} \nabla^2 U_\alpha \quad (22)$$

Figura 11 - Interface Model Builder do Porous Media no COMSOL Multiphysics 5.2a.



Fonte: COMSOL MULTIPHYSICS®.

4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

A obtenção dos dados necessários à avaliação e comparação dos carregamentos pressupõe a realização de atividades de planejamento, de experimentos e do tratamento de dados. Assim, a discussão dos resultados será dividida por seções, de forma sequencial, em consonância com a metodologia proposta.

4.1 Procedimentos de carregamento avaliados

Bej *et al.* (1999) destaca que os benefícios da técnica de diluição do leito catalítico com material inerte nos reatores piloto são amplamente reconhecidos pela comunidade científica e fazem com que esta técnica seja empregada em estudos de *scale-up* e *scale-down* de processos. No entanto, as particularidades do carregamento do reator, tais como, o número de porções, a ordem de carregamento, os detalhes das camadas de entrada e saída do leito, a granulometria dos materiais, etc., não são frequentemente informadas, o que torna a reprodução dos carregamentos bastante difícil.

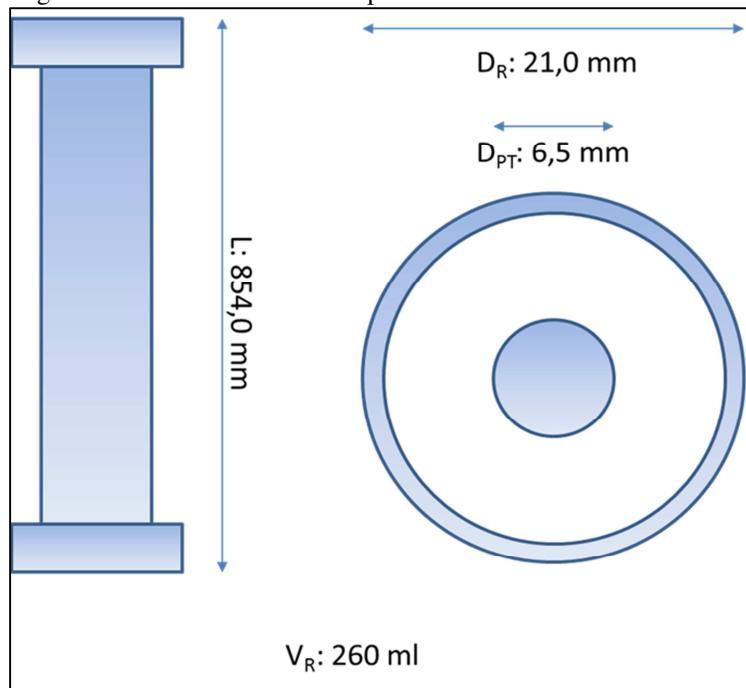
Não há na literatura um consenso sobre qual a melhor técnica de carregamento a ser usada. Por exemplo, Al-Dahhan, Wu e Dudukovic (1995) apresentam oito formas distintas de carregamento do reator dividindo-as em duas categorias (seca e molhada). Carruthers e DiCamillo (1988) realizaram o carregamento do reator com um número variado de porções catalisador/diluente inserindo uma camada de lã de vidro entre elas. Até o tamanho de partícula do material diluente utilizado não é padronizado, no estudo conduzido por Bej, Dalai e Maity (2001) a granulometria do diluente encontra-se na faixa de 0,16 a 1,1 mm, já a faixa de granulometria do material utilizado por Castañeda-López *et al.* (2001), em estudos realizados com catalisadores de dimensões semelhantes, era de 1,4 a 2,3 mm.

A primeira atividade deste estudo consiste na proposição das técnicas de carregamento avaliadas. O planejamento proposto contempla 4 carregamentos, onde o grau de compactação do leito, a granulometria do diluente e o uso de lã de vidro em alturas intermediárias, atuando como distribuidores de fluxo, serão avaliados. Foi adotado como referência o procedimento de carregamento praticado nas unidades piloto de hidrorrefino do Núcleo Experimental de Fortaleza, apresentado em seguida na proposta 01.

O reator utilizado em todos os carregamentos consiste de um tubo em aço inox com diâmetro interno (D_R) de 21,0 mm, comprimento total (L) de 854,0 mm, contendo um

poço para instalação de termopares cujo diâmetro externo (D_{PT}) é de 6,5 mm. O volume disponível para carregamento (V_R) é de 260,0 ml. A Figura 12 ilustra as principais dimensões do reator.

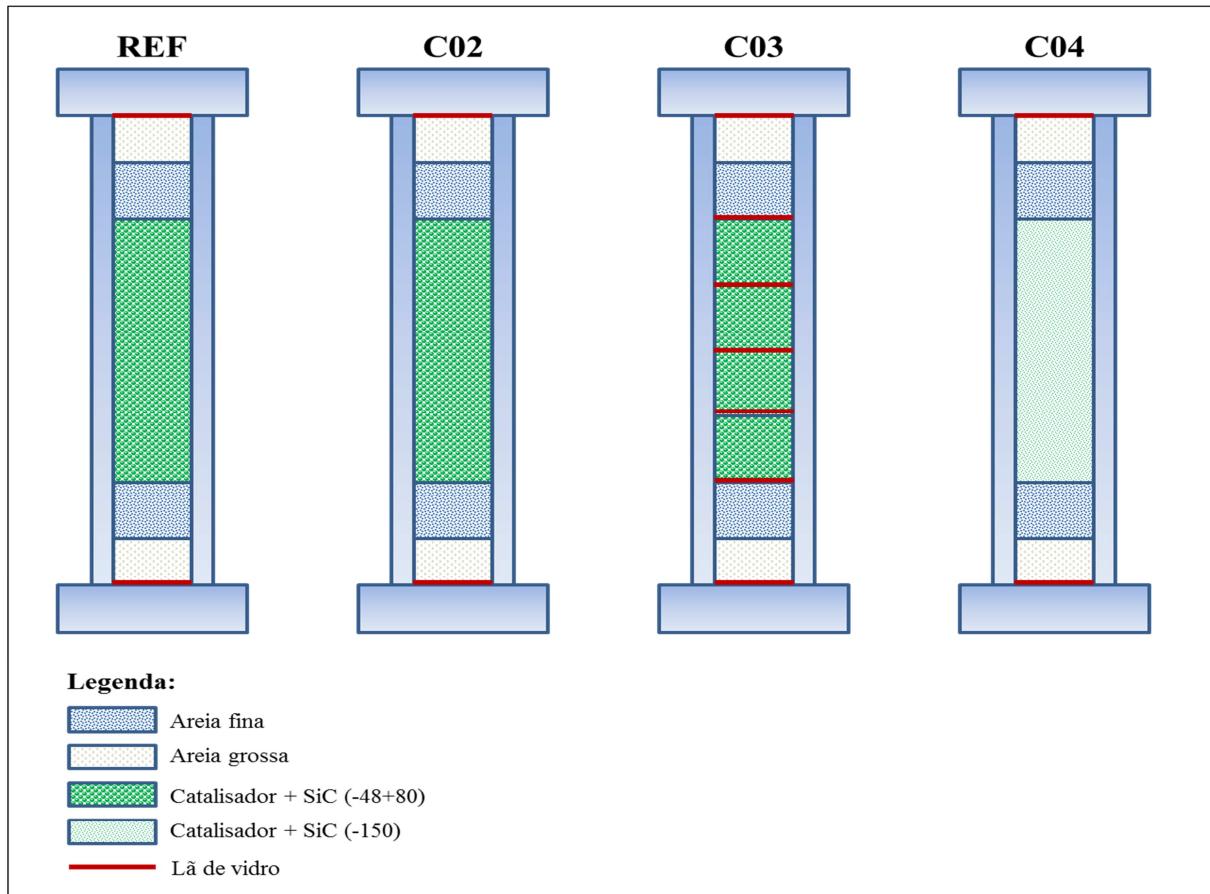
Figura 12 - Dimensões do reator piloto



Fonte: elaborada pelo autor.

Em todos os carregamentos, as regiões de entrada e saída do reator são preenchidas com materiais inertes com o propósito de melhorar a distribuição do fluxo e consequentemente a utilização do leito catalítico. Apesar dos experimentos serem conduzidos apenas com nitrogênio em fase gasosa a baixa pressão, o que minimiza as vantagens do emprego dessas camadas, decidiu-se mantê-las para preservar a semelhança com o procedimento atualmente empregado nas unidades piloto. Para garantir que quaisquer variações observadas entre os carregamentos reflitam apenas as alterações no empacotamento do leito catalítico, tomou-se o cuidado de utilizar sempre a mesma quantidade de inertes nas camadas adjacentes ao leito. A massa utilizada de areia fina antes e após o leito catalítico foi de 46,19 g e 29,81 g, respectivamente. Por sua vez, a massa utilizada de areia grossa antes e após o leito foi de 46,45 g e 25,28 g, respectivamente. O detalhamento das propostas de carregamento é apresentado no apêndice A. A Figura 13 ilustra a posição relativa de cada material após o carregamento do reator.

Figura 13 - Ilustração das propostas de carregamento com ênfase na posição dos materiais.



Fonte: elaborada pelo autor.

Para permitir a comparação dos resultados, foi utilizada a mesma massa de catalisador (90,91 gramas) e carbeto de silício (151,32 gramas) em todos os experimentos, correspondente a um volume de 100 ml de cada amostra, mantendo a razão de diluição em 1:1 (v/v). Todas as pesagens foram feitas em balança eletrônica com precisão de 0,01 g. Foi utilizado o mesmo catalisador em todos os carregamentos, trata-se de um óxido bimetálico de NiMo, algumas informações importantes a cerca do catalisador são apresentadas na Tabela 7.

Tabela 7- Propriedades do catalisador

Óxidos Metálicos	Ni; Mo
Diâmetro (mm)	1,3
Formato	Trilobe
Área superficial (m ² /g)	180
Densidade de carregamento (g/cm ³)	0,72

Fonte: CRITERION (2017).

O diluente adotado em todos os carregamentos foi carbeto de silício (SiC), amplamente empregado com este propósito, por ser quimicamente inerte, estar disponível em pequenos diâmetros e possuir elevada condutividade térmica. Novamente, os benefícios da diluição do leito à qualidade dos resultados são inquestionáveis, ocorre um aumento do molhamento do leito e uma atenuação dos efeitos da redução de escalas, por exemplo, a dispersão axial. A Tabela 8 informa algumas propriedades importantes desse material.

Tabela 8 - Propriedades do carbeto de silício.

Diâmetro #48+80 (mm)	$0,180 < d_{SiC} < 0,300$
Diâmetro #150 (mm)	$d_{SiC} < 0,106$
Densidade de carregamento (g/cm^3)	1,51
Densidade do material (g/cm^3)	3,21

Fonte: Al-Dahhan, Wu e Dudukovic (1995).

Os carregamentos foram identificados através de um código alfanumérico de 3 dígitos. A proposta 01 (REF) é o carregamento de referência citado anteriormente. As demais propostas surgem através de alterações no caso de referência. A proposta 02 (C02) segue procedimento similar ao da proposta 01, entretanto buscou-se uma maior compactação do leito catalítico durante o carregamento através da aplicação de uma maior quantidade de batidas após a adição de cada porção, ao invés de 5 foram aplicadas 20 batidas. A proposta 03 (C03) também segue um procedimento similar ao da proposta REF, entretanto foram adicionadas camadas de lã de vidro antes e depois de cada porção para promover uma melhor distribuição de fluxo no reator. Por fim, a proposta 04 (C04) difere da proposta de referência apenas na granulometria do diluente empregado, foi utilizado o SiC #48+80 na REF e o #150 na C04.

A altura de cada material no reator, isto é, o volume ocupado está representado na Figura 14 através de um diagrama de carregamento, com as alturas expressas em milímetros. Em todos os carregamentos, as alturas H1 e H5 são preenchidas com areia grossa, enquanto que as alturas H2 e H4 são preenchidas com areia fina. Por fim, a altura H3 refere-se ao leito catalítico diluído, sendo esta cota o foco da nossa discussão.

Analizando a Figura 14 podemos notar que a altura do leito catalítico é diferente para cada carregamento, refletindo as variações impostas por cada proposta. A altura H3 no carregamento C02 é inferior à respectiva altura no carregamento REF, essa redução reflete a maior compactação devido à maior quantidade de batidas. O resultado obtido no carregamento C03 é o inverso, a utilização das camadas de lã de vidro intermediárias provocou uma expansão do leito catalítico, resultando na maior altura H3. No carregamento

C04 observa-se uma compactação do leito quando comparado com o carregamento REF, isso se deve à utilização do diluente de menor diâmetro.

Apesar de termos utilizado a mesma quantidade de areia em todos os carregamentos, as alturas H4 e H5 foram diferentes entre os carregamentos por conta da alteração na compactação do leito entre as propostas (altura H3).

Figura 14 - Diagrama de carregamento.

Altura (mm)	REF	C02	C03	C04
H1	60	60	61	60
H2	120	120	120	120
H3	661	646	667	650
H4	754	740	760	742
H5	850	835	856	840

Fonte: Elaborada pelo autor.

A análise qualitativa acima não nos permite afirmar que os carregamentos são efetivamente diferentes, é preciso quantificar as diferenças. Assim sendo, os quatro carregamentos foram individualmente submetidos a um experimento em planta piloto com esse propósito.

4.2 Caracterização dos carregamentos: cálculo das constantes E_1 e E_2

Em seu estudo, Al-Dahhan (1993) aponta que os benefícios da técnica de diluição são prejudicados caso não se consiga garantir a reproduzibilidade da técnica de carregamento. Ele propõe três formas de verificação da reproduzibilidade: inspeção visual, determinação do *holdup* e através da medição do diferencial de pressão (dP) no leito.

Por se tratar de um tubo em aço inox, o reator utilizado nos experimentos não permite realizar a inspeção visual. Contudo, o conhecimento das alturas dos materiais no reator carregado foi utilizado como referência à reproduzibilidade, de forma que a altura (volume) ocupada pelos materiais fosse a mesma ao repetir cada proposta. Devido à

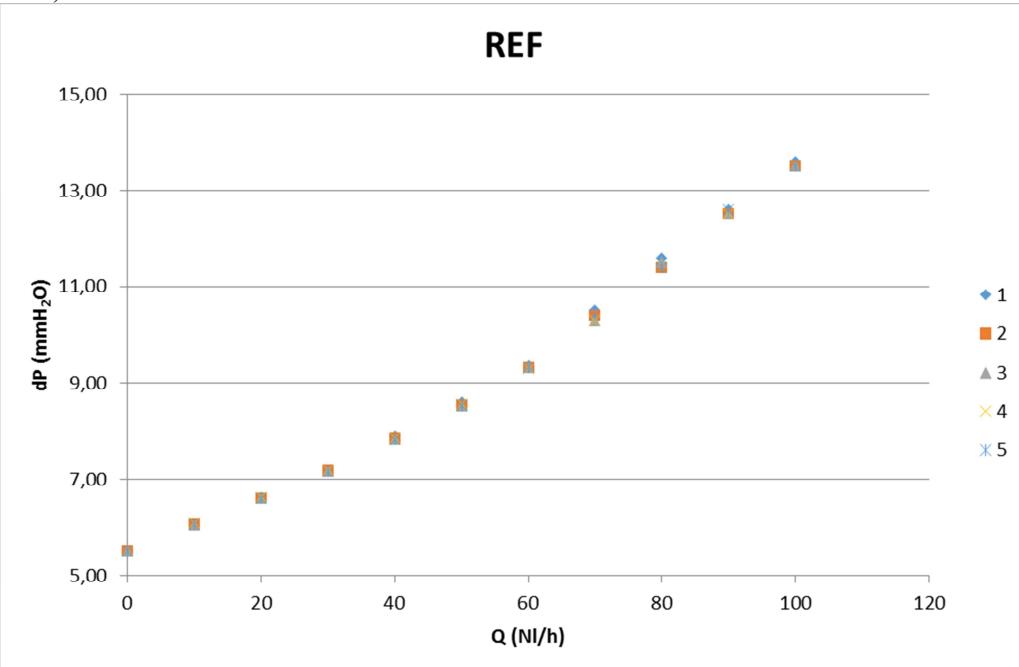
complexidade na sua medição e por não haver garantias quanto à qualidade dos resultados obtidos, a medição do *holdup* não foi utilizada. A terceira e última forma citada, a medição do dP, foi realizada em todas as propostas para cada repetição. Além de avaliar a reprodutibilidade, esse parâmetro é fundamental para a metodologia de avaliação proposta. Conforme descrito na seção 3.1, os experimentos de determinação do dP foram realizados em planta piloto (Figura 10) em fluxo monofásico (gás) nas condições informadas na Tabela 5. O range de medição do transmissor de pressão diferencial foi ajustado de 0 a 102 mmH₂O, nesta configuração a precisão do instrumento é +/- 0,0075% do span.

A vazão dos testes foi variada de 0 a 100 Nl/h, em incrementos de 10 Nl/h. Após o ajuste no controlador de vazão, aguardou-se a estabilidade da pressão da unidade e após um tempo de estabilização de aproximadamente 10 minutos foi feito o registro do dP informado pelo transmissor. Ao término do teste, o reator foi removido da unidade, descarregado, recarregado e reinstalado para uma nova rodada. Na tentativa de minimizar quaisquer interferências externas e garantir a reprodutibilidade do carregamento, as alturas de carregamento (Figura 14) para cada repetição foram rigorosamente iguais, além disso, todos os experimentos foram conduzidos pelo mesmo operador através dos procedimentos propostos (apêndice A), dessa forma foram realizadas 5 medições para cada carregamento ao final. Os resultados obtidos foram avaliados estatisticamente considerando uma distribuição normal com probabilidade de ocorrência de 95%. As medições experimentais e os valores de algumas propriedades estatísticas relevantes são apresentados no apêndice B.

As Figuras 15 a 18 exibem o comportamento do dP com o aumento da vazão para todos os testes realizados nos 4 carregamentos. Pode-se notar que o diferencial de pressão aumenta à medida que a vazão do gás também aumenta, essa dinâmica é semelhante à observada nos experimentos de Al-Dahhan (1993). Uma análise individual de cada carregamento aponta que os experimentos foram reprodutíveis e livres de erros aleatórios, visto que os valores do dP nas 5 repetições ficou muito próximo e exibiram o mesmo comportamento. Entretanto, duas repetições do C02 (Figura 16), entre as vazões de 30 a 100 Nl/h, exibem uma variação superior ao observado em outros carregamentos ou mesmo entre as repetições deste mesmo carregamento. Acredita-se que a diferença observada esteja relacionada com o empacotamento do leito. Mesmo que todas as repetições tenham sido realizadas pelo mesmo operador, é difícil assegurar que a força aplicada em cada batida tenha sido a mesma. Apesar da altura final do leito ter sido idêntica, a intensidade ou local de aplicação das batidas podem ter causado uma segregação do leito (catalisador/diluente), Al-

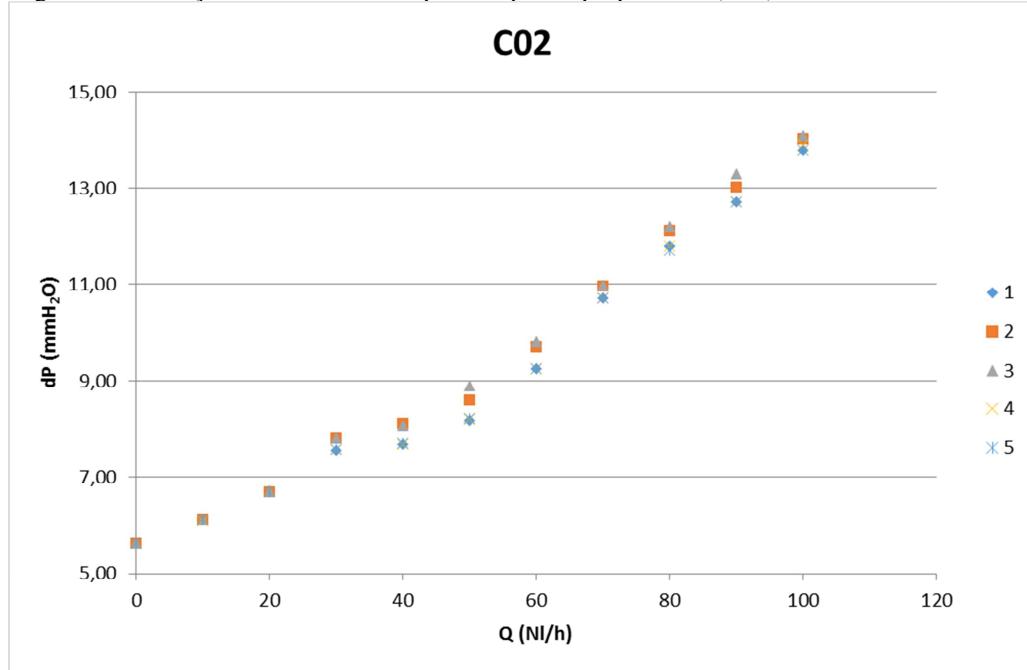
Dahhan, Wu e Dudukovic (1995) afirmam que o tempo de vibração aplicado no reator, em nosso caso as batidas, é crítico e pode causar a segregação dos materiais. Os valores na região de baixa vazão, de 0 a 30 Nl/h, não exibem esse mesmo comportamento, imagina-se que a energia dissipada pelo fluido não seja suficiente para causar diferenças perceptíveis na leitura do transmissor.

Figura 15 - Medição do diferencial de pressão para a proposta 01 (carregamento de referência - REF).



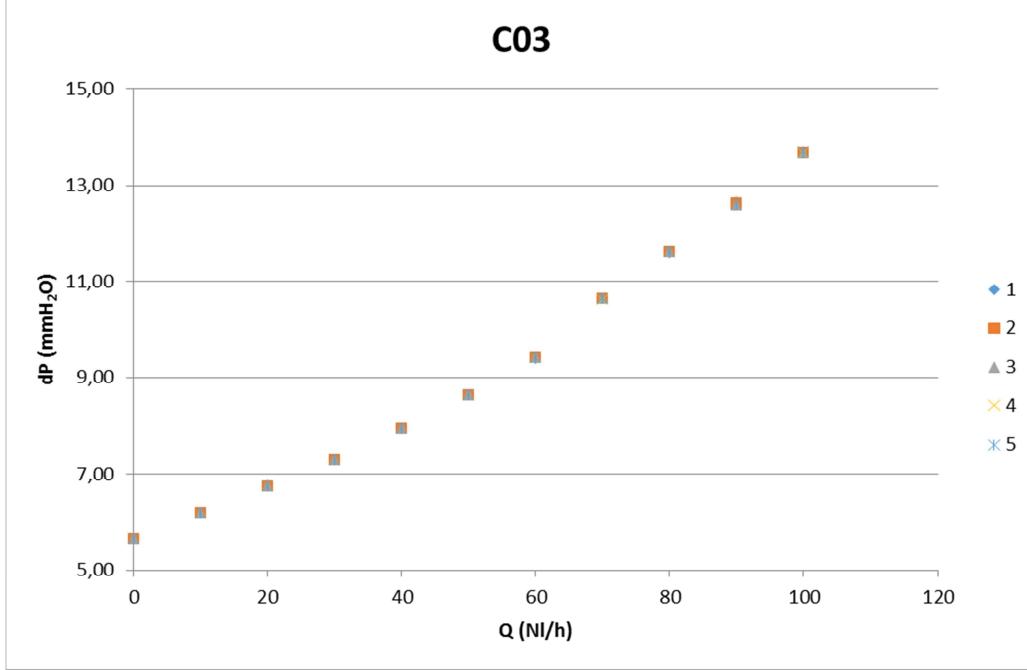
Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 16 - Medição do diferencial de pressão para a proposta 02 (C02).



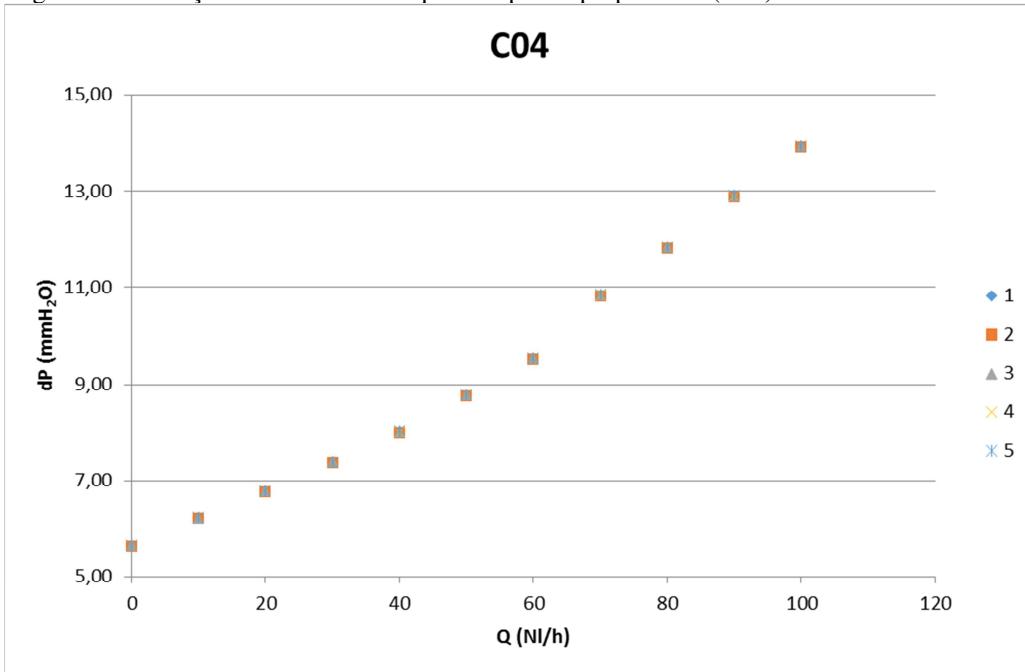
Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 17 - Medição do diferencial de pressão para a proposta 03 (C03).



Fonte: elaborada pelo autor.

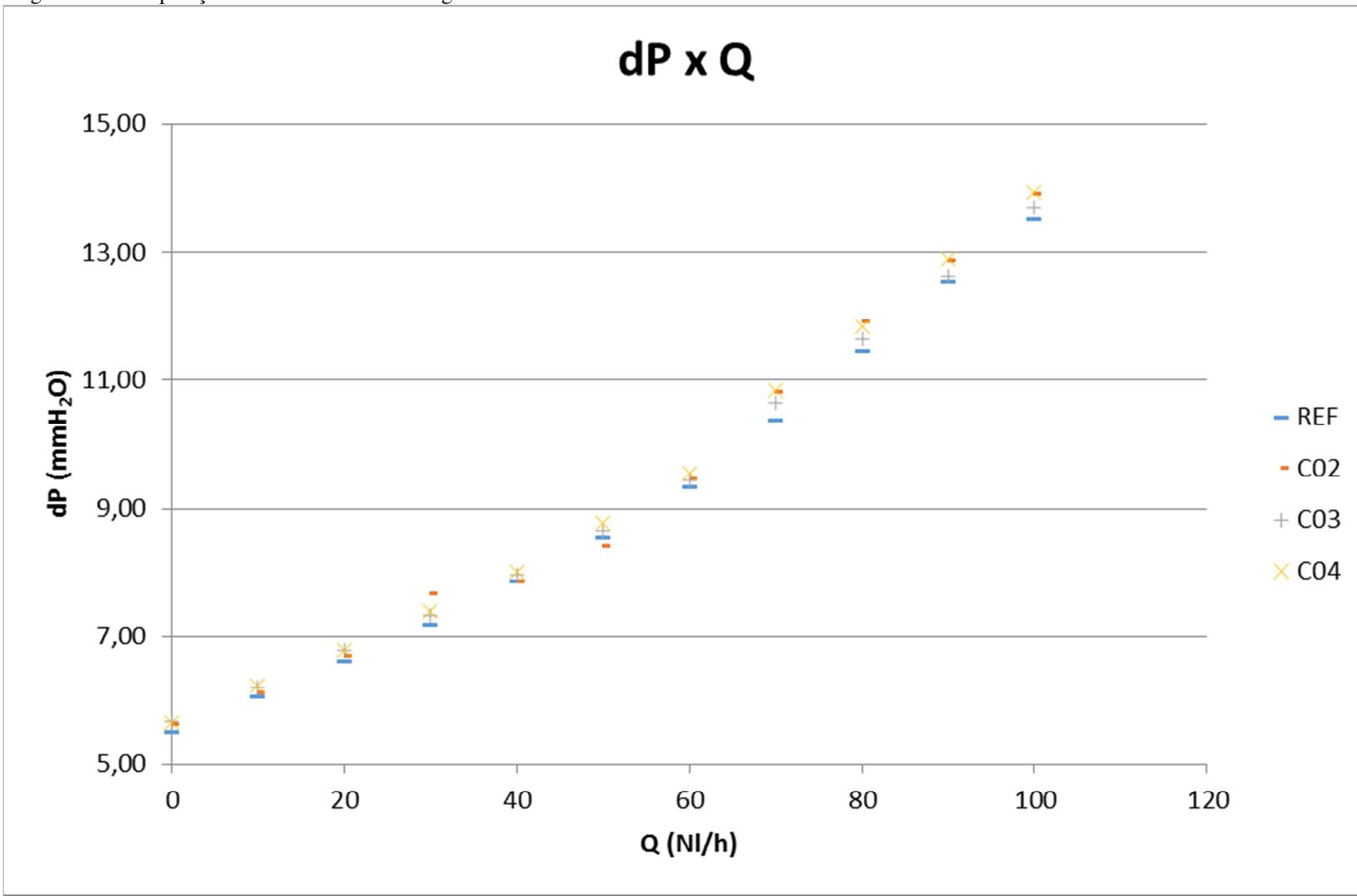
Figura 18 - Medição do diferencial de pressão para a proposta 04 (C04).



Fonte: elaborada pelo autor.

Uma comparação do dP para todos os carregamentos é exibida na Figura 19. Os resultados utilizados na comparação são os valores médios das 5 repetições de cada carregamento. Pode-se notar que os valores do dP são distintos e que as diferenças são superiores à precisão do instrumento de medição, principalmente para vazões superiores a 30 NL/h, corroborando com a observação feita para o C02.

Figura 19 - Comparação do dP de todos os carregamentos.



Fonte: elaborada pelo autor.

A Tabela 9 apresenta as diferenças relativas dos valores médios de dP. Os valores reportados na coluna DIF retratam a diferença entre o valor do carregamento com relação ao carregamento de referência, valores negativos nessa coluna significam que o diferencial de pressão naquele ponto foi inferior ao observado na respectiva condição de referência, é importante frisar que os valores obtidos são superiores à precisão mínima do instrumento, que para a configuração ajustada é de 0,01 mmH₂O.

Tabela 9 - Diferença relativa dos valores médios do dP.

ID	REF	C02		C03		C04	
Vazão (NL/h)	Média (mmH ₂ O)	Média (mmH ₂ O)	DIF	Média (mmH ₂ O)	DIF	Média (mmH ₂ O)	DIF
0	5,52	5,63	0,11	5,65	0,14	5,63	0,11
10	6,07	6,11	0,04	6,20	0,13	6,20	0,13
20	6,61	6,70	0,09	6,75	0,14	6,76	0,15
30	7,19	7,67	0,48	7,31	0,12	7,37	0,18
40	7,85	7,86	0,01	7,95	0,09	8,00	0,15
50	8,55	8,42	-0,13	8,64	0,08	8,75	0,19
60	9,33	9,46	0,13	9,42	0,09	9,53	0,20
70	10,38	10,81	0,43	10,63	0,25	10,82	0,44
80	11,46	11,92	0,46	11,62	0,16	11,81	0,35
90	12,54	12,88	0,34	12,61	0,07	12,88	0,34
100	13,52	13,92	0,40	13,68	0,16	13,92	0,40

Fonte: elaborada pelo autor.

De forma geral, as diferenças observadas foram positivas, entretanto há uma inversão na vazão de 50 NL/h para o C02. Esse comportamento poderia ser explicado pela variação na compactação do reator, devido às batidas, e que só se manifestou em maiores vazões por haver uma maior dissipação de energia pelo gás no leito. Porém, trata-se de um caso pontual onde a repetição das cinco leituras seria recomendável.

Uma análise da tabela acima pode ser útil a cerca da previsão do grau de empacotamento do leito catalítico. A diferença média dos carregamentos C02, C03 e C04 é de 0,22, 0,13 e 0,24 mmH₂O, respectivamente. Diante disso, espera-se que o empacotamento do C03 seja mais próximo do carregamento de REF, ao passo que os dos carregamentos C02 e C04 sejam os mais diferentes, entretanto sendo próximos entre si.

Os intervalos do limite de confiança dos resultados obtidos nos experimentos para medição do diferencial de pressão são reportados na Tabela 10. As informações foram

agrupadas de acordo com o extremo de interesse do limite de confiança, inferior ou superior. Os intervalos numerados de 1 a 11 correspondem às vazões de trabalho informadas anteriormente, de 0 a 100 Nl/h. É possível notar uma diferença sutil entre os limites do intervalo de confiança a baixas vazões. Novamente, esse comportamento pode estar associado a menor energia dissipada pelo gás nessas condições operacionais. Contudo, o aumento da vazão faz com que as diferenças sejam mais pronunciadas. A análise individual dos intervalos de confiança indica que os carregamentos REF, C03 e C04 são estatisticamente diferentes, contudo o C02, que apresenta o intervalo mais abrangente, não pode ser considerado estatisticamente distinto dos demais. Provavelmente, a variação do grau de compactação entre as repetições do C02 possa ser a causa.

Tabela 10 - Limites do intervalo de confiança dos dados experimentais de medição do dP

Intervalo	Vazão (Nl/h)	LIMITE INFERIOR				LIMITE SUPERIOR			
		REF	C02	C03	C04	REF	C02	C03	C04
1	0	5,51	5,62	5,64	5,63	5,53	5,64	5,66	5,63
2	10	6,05	6,09	6,19	6,19	6,09	6,14	6,21	6,21
3	20	6,60	6,68	6,73	6,75	6,63	6,71	6,77	6,77
4	30	7,17	7,42	7,30	7,34	7,21	7,93	7,32	7,39
5	40	7,81	7,44	7,94	7,99	7,90	8,28	7,96	8,01
6	50	8,50	7,79	8,62	8,74	8,61	9,05	8,65	8,76
7	60	9,28	8,94	9,41	9,53	9,39	9,99	9,43	9,53
8	70	10,22	10,51	10,62	10,80	10,54	11,11	10,64	10,83
9	80	11,28	11,49	11,61	11,80	11,64	12,35	11,63	11,82
10	90	12,43	12,35	12,57	12,86	12,65	13,41	12,65	12,91
11	100	13,43	13,66	13,66	13,91	13,61	14,18	13,69	13,93

Fonte: elaborada pelo autor.

O grau de empacotamento será avaliado através da comparação da porosidade do leito para cada carregamento. Por definição, a porosidade consiste na razão entre o volume de vazios e o volume total disponível. O conhecimento das dimensões do reator (FIGURA 12) nos permite estimar o volume total disponível, enquanto que as alturas do diagrama de carregamento (FIGURA 14) são utilizadas para calcular o volume ocupado. O volume de vazios é obtido através da diferença entre o volume total disponível e o volume ocupado pelo leito. A densidade da partícula utilizada nos cálculos foi obtida com base no principal componente dos materiais. Para as areias fina e grossa foi utilizada a densidade da sílica (HAYNES, 2011). A densidade do diluente é informada na Tabela 8, já a densidade do

catalisador foi determinada em laboratório pelo uso de uma proveta graduada para medir o volume deslocado ao adicionar uma amostra de massa conhecida. O detalhamento do cálculo da porosidade é apresentado no apêndice C.

A porosidade estimada para todas as propostas de carregamento com base na explicação anterior é informada na Tabela 11. Confirmado a expectativa, as batidas adicionais aplicadas no carregamento C02 contribuíram para uma maior compactação do leito, resultando numa menor porosidade.

O emprego das camadas intermediárias de lã de vidro no carregamento C03 ocasionou uma expansão do leito, fazendo com que a mesma massa de catalisador/diluente ocupasse um volume maior dentro do reator, resultando em um maior volume de vazios (maior porosidade).

O diluente de menor diâmetro usado no carregamento C04 tem densidade de carregamento maior do que o diluente padrão, sendo necessário carregar uma maior quantidade de diluente (159,18 g) nesta proposta para que a razão de diluição fosse mantida em 1:1. Neste caso, a utilização de partículas de menor diâmetro reduziu ainda mais os espaços vazios do leito, alterando positivamente a hidrodinâmica do escoamento, resultando em uma menor porosidade.

Tabela 11 - Porosidade dos carregamentos.

Carregamento	ϵ	H_{Leito} (mm)
REF	0,413	541
C02	0,402	526
C03	0,417	547
C04	0,397	530

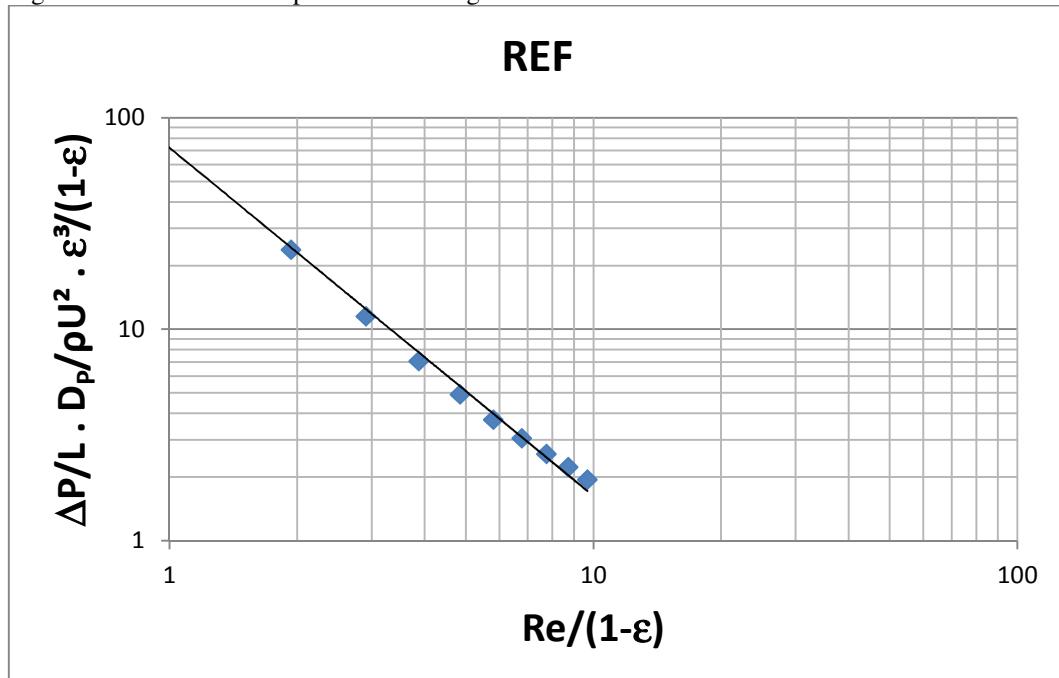
Fonte: elaborada pelo autor.

A mudança observada na porosidade dos carregamentos, em comparação com o caso REF, corrobora com os resultados dos experimentos para medição do dP apresentados nas Figuras 15 a 19. Os carregamentos C02 e C04 apresentam as maiores quedas de pressão, para as mesmas condições operacionais, devido à menor porosidade do leito, refletindo o efeito da maior restrição à passagem do fluido ao longo do reator. Em um primeiro momento os dados experimentais do carregamento C03 não seguem o comportamento esperado, pois, apesar da maior porosidade, o diferencial de pressão é superior ao da proposta de referência, entretanto podemos atribuir esse comportamento às camadas de lã de vidro, que impõe uma restrição adicional ao escoamento ao longo do reator. Al-Dahhan (1993) aponta que há

vantagens e desvantagens com relação às alterações impostas no diferencial de pressão do leito. Um aumento do dP favorece a uma melhor distribuição dos reagentes, contribuindo para uma melhor eficiência de contato e consequentemente para um maior grau de molhamento do leito. Contudo, esse aumento não pode ser indiscriminado, pois pode haver uma redução do *holdup*, resultando em alterações indesejadas no tempo de residência, por exemplo. Assim, as três propostas de carregamento avaliadas sugerem um melhor aproveitamento do leito. Com a determinação da porosidade, todos os parâmetros necessários para estimar as constantes características através da metodologia proposta são conhecidos. O diâmetro de partícula representativo do leito foi determinado com base na granulometria dos materiais carregados e na proporção volumétrica destes de acordo com as alturas do diagrama de carregamento. A memória de cálculo é apresentada no apêndice D. As Figuras 20, 21, 22 e 23 ilustram o comportamento do diferencial de pressão linearizado em função do número de Reynolds para os carregamentos REF, C02, C03 e C04, respectivamente. A escala logarítmica foi adotada para facilitar a análise dos dados.

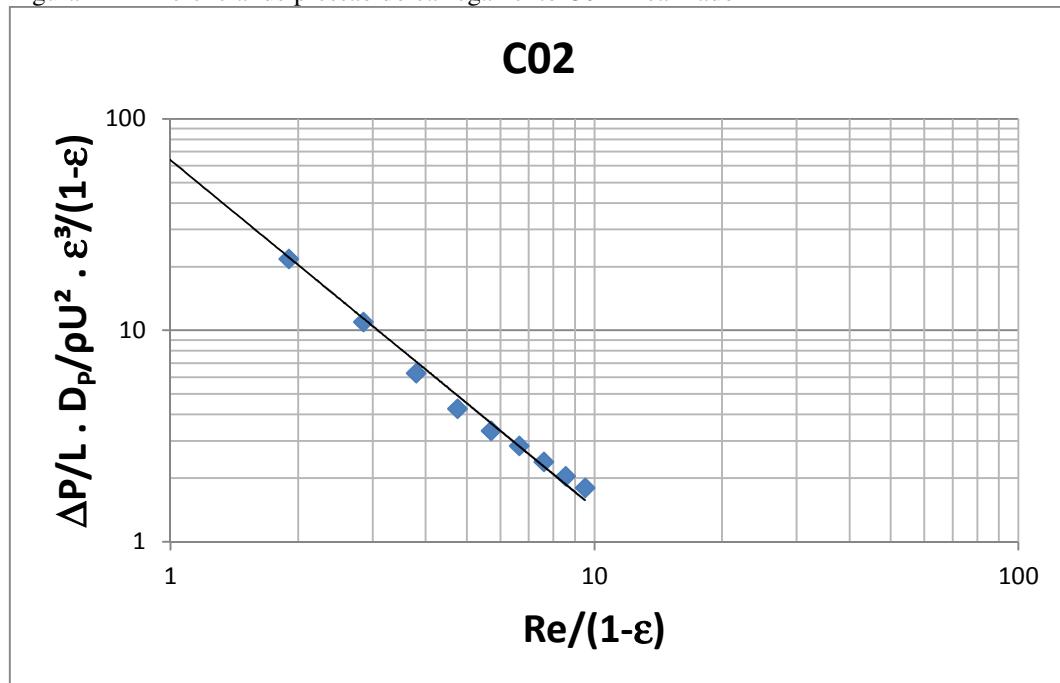
É possível observar que o diferencial de pressão linearizado diminui com o aumento do número de Re . Esse comportamento é o mesmo para todos os carregamentos, sendo a intersecção dos dados com o eixo das ordenadas e o grau de inclinação da linha de tendência as principais diferenças.

Figura 20 - Diferencial de pressão do carregamento REF linearizado



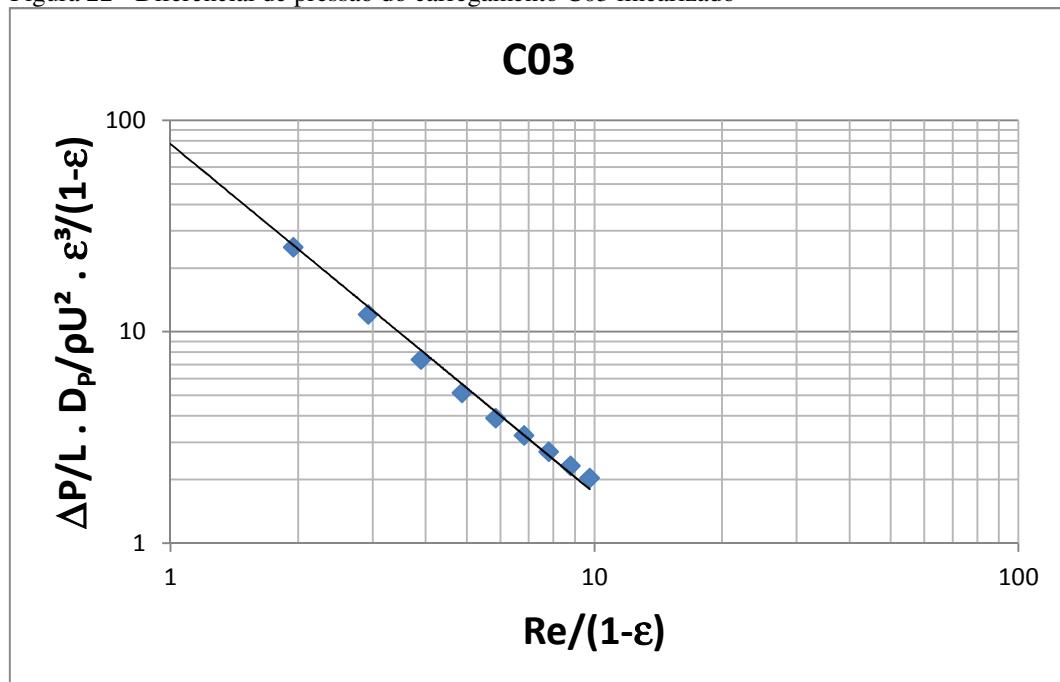
Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 21 - Diferencial de pressão do carregamento C02 linearizado



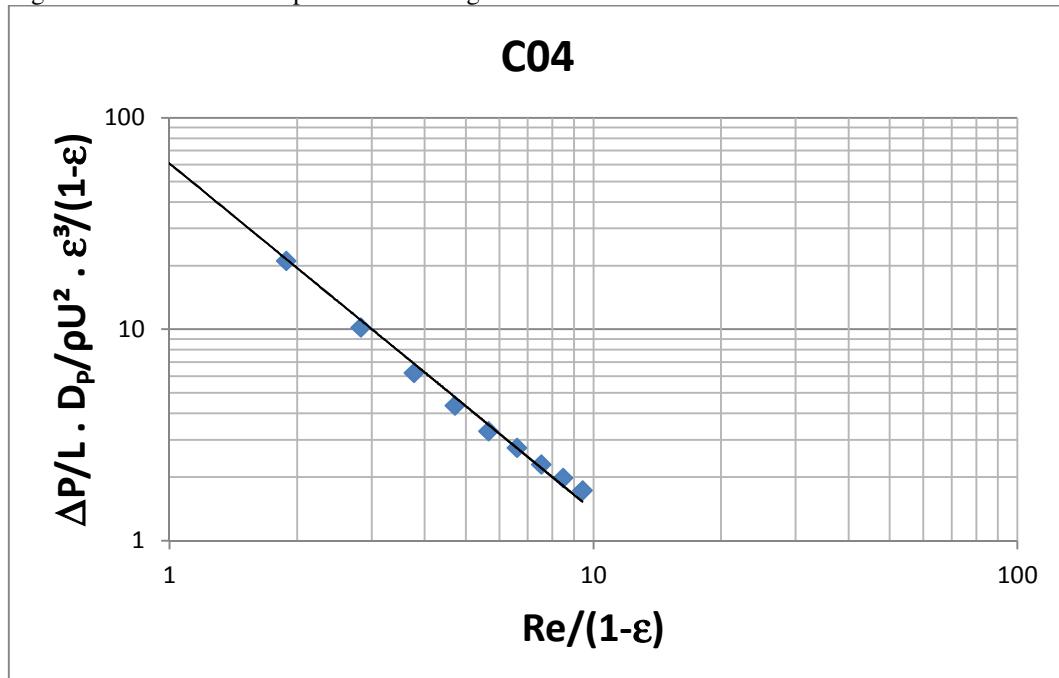
Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 22 - Diferencial de pressão do carregamento C03 linearizado



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 23 - Diferencial de pressão do carregamento C04 linearizado

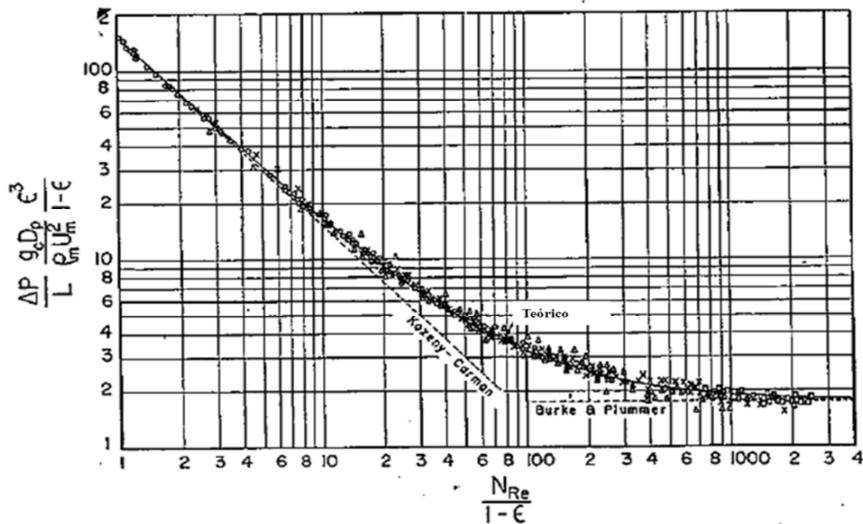


Fonte: elaborada pelo autor.

A Figura 24 exibe o comportamento dos dados utilizados por Ergun (1952) para formular a equação que descreve a perda de carga em leitos recheados (EQUAÇÃO 16). O diferencial de pressão dos carregamentos avaliados segue a mesma tendência dos dados relativos à região laminar da Figura 24 (representados pela equação de Kozeny-Carman), confirmando a coerência dos resultados devido ao regime de escoamento dos experimentos ser laminar ($Re_G < 12$).

A constante E_1 é obtida através do ponto de interseção dos dados do diferencial de pressão em regime laminar com o eixo das ordenadas, ao passo que a constante E_2 é obtida através de tratamento matemático similar com os dados do regime turbulento.

Figura 24 - Comportamento do diferencial de pressão para variados sistemas.



Fonte: Adaptado de Ergun (1952)

Desta forma, a constante característica E_1 dos carregamentos foi obtida por meio da determinação do ponto de interseção com o eixo das ordenadas para os dados representados nas Figuras 20, 21, 22 e 23. Os valores estimados desta constante para os carregamentos avaliados estão listados na Tabela 12. Além dos resultados, é feita uma comparação relativa das constantes obtidas com a constante universal adotada na equação de Ergun (DIF_{Ergun}) e com a constante do carregamento de referência (DIF_{REF}). Os resultados encontrados sugerem que as alterações em E_1 são um reflexo das mudanças na porosidade do leito

Tabela 12 - Valores da constante E_1 para os carregamentos avaliados

ID Carregamento	E_1	ϵ	$DIF_{Ergun} (%)$	$DIF_{REF} (%)$
REF	72	0,413	52	-
C02	63	0,402	58	-13
C03	77	0,417	49	7
C04	61	0,397	59	-15

Fonte: elaborada pelo autor.

Uma comparação dos dados experimentais do diferencial de pressão com as estimativas feitas através do modelo de Ergun em sua forma original (EQUAÇÃO 16) e com as estimativas feitas através do modelo ajustado pela alteração da constante E_1 é apresentada no apêndice E. Os cálculos apresentados na parte 1 foram feitos considerando as porosidades da Tabela 11 e três possibilidades para o diâmetro de partícula representativo do leito: o diâmetro médio (calculado pela média ponderada, em volume, de todos os materiais

carregados), o diâmetro do catalisador e o diâmetro do diluente. Já os cálculos da parte 2 foram feitos considerando o diâmetro médio, como representativo do leito, e três possibilidades para a porosidade dos carregamentos.

As diferenças observadas através da utilização do modelo original de Ergun corroboram com o comentário de Holub (1990) a cerca dos erros envolvidos ao adotar a constante igual a 150, onde ele afirma que podem ser computadas diferenças superiores a 300% nas estimativas. O resultado dos cálculos feitos a partir do modelo original (EO) e ajustado (EA) frente às variações no diâmetro da partícula e na porosidade do leito retrata a influência desses parâmetros no erro das estimativas do diferencial de pressão. Analisando os resultados do carregamento REF ao adotar como caso base os valores de 0,97 mm para o diâmetro de partícula e 0,413 para a porosidade, observamos que o erro médio das estimativas é de 955% com EO e 369% com EA. Alterando o diâmetro da partícula do leito para 1,30 mm, valor representativo das dimensões do catalisador, os erros médios reduzem para 508% e 164% com o EO e EA, respectivamente. Por outro lado, uma redução no diâmetro do leito piora as estimativas, aumentando os erros. O erro médio encontrado ao utilizar o diâmetro de 0,24 mm, representativo do diluente, aumenta os erros para 16356% com EO e para 7648% com EA. Portanto, uma análise dos resultados apresentados na parte 1 sugere que a alteração do diâmetro de partícula representativo do leito impacta fortemente as estimativas, sendo observada uma redução dos erros ao se empregar o diâmetro do catalisador ao invés do diâmetro médio calculado anteriormente. Seria esperado que a estimativa feita com o diâmetro do diluente apresentasse o menor erro devido à sua relevância na hidrodinâmica do escoamento no leito, entretanto os leitos avaliados não consistem apenas em uma mistura de catalisador e diluente, existem outros materiais antes e após o leito que contribuem e influenciam os dados experimentais. Contudo, a exatidão no cálculo do diâmetro de partícula do leito fica comprometida por conta da heterogeneidade na granulometria dos materiais carregados.

Por sua vez, a alteração da porosidade para valores acima ao do caso de referência reduz os erros médios. Aumentando a porosidade para 0,513, notamos que os erros médios reduzem para 259% e 57% com EO e EA, respectivamente. No entanto, assim como a redução do diâmetro, uma redução da porosidade piora as estimativas. O erro médio das estimativas ao utilizar a porosidade de 0,295 aumenta para 4026% com EO e para 1758% com EA. Assim sendo, a alteração na porosidade sugere ser mais significativa do que as alterações no diâmetro do leito devido à relevância na redução dos erros. Todavia, a correta

determinação da porosidade depende da disponibilidade de informações a cerca dos materiais carregados, estas que muitas vezes não são corriqueiramente disponibilizadas.

Apesar de a análise apresentada ter sido direcionada para o carregamento REF, a influência dos parâmetros do leito nas estimativas é a mesma em todos os carregamentos (C02, C03 e C04), sendo diferentes apenas quanto ao valor numérico dos erros médios. Assim, as previsões através dos modelos serão melhores quanto melhor for o conhecimento das informações a cerca do leito, isto é, a porosidade e o diâmetro de partícula representativo.

A segunda constante do modelo, E_2 , não pôde ser estimada a partir dos dados experimentais por conta do baixo número de Reynolds dos testes ($Re_G < 12$). De acordo com a Figura 24, seria possível determinar E_2 caso o Re dos experimentos fosse superior a 1000 e para atingir essa condição com o reator estudado a vazão do gás deveria ser na ordem de 13000 Nl/h, o que é impraticável na unidade piloto utilizada.

A comparação das constantes E_1 na última coluna da Tabela 12 aponta que os carregamentos são diferentes e que o sentido de variação da constante do modelo segue a dinâmica de uma variável importantíssima do leito, a porosidade.

4.3 Modelagem dos carregamentos

Os quatro carregamentos foram configurados no COMSOL MULTIPHYSICS® para reproduzir o diferencial de pressão no leito. A primeira avaliação consistiu na obtenção das constantes características a partir dos dados simulados, em seguida é realizada uma análise de sensibilidade do modelo.

4.3.1 Cálculo da constante característica E_1

Os resultados obtidos na simulação dos quatro carregamentos são apresentados no apêndice F. De forma similar ao tratamento com os dados experimentais, o conhecimento da variação do diferencial de pressão no leito, para os diferentes valores de vazão, nos permite determinar a constante E_1 para cada carregamento.

A Tabela 13 apresenta os valores da constante E_1 para cada carregamento. As duas primeiras colunas exibem os resultados da constante a partir dos dados simulados e experimentais, respectivamente, enquanto que a terceira coluna contém um comparativo dos

valores simulados com os experimentais, sendo a diferença definida com referência ao resultado experimental.

As constantes obtidas a partir da simulação ficaram bastante próximas das constantes experimentais. As pequenas diferenças observadas para os carregamentos C02 e C03 podem estar associadas com a obtenção da permeabilidade do leito (k), cuja determinação foi feita para o carregamento REF e o valor obtido aplicado nos demais casos. Sabe-se que esta propriedade do leito sofre influência de alguns fatores como, por exemplo, a granulometria do leito, porosidade, temperatura de operação e o fluido de processo (CAPUTO, H; CAPUTO, A, 2015), entretanto as diferenças são pequenas, sugerindo que a estratégia de aproximação adotada foi bem sucedida.

O modelo apresenta sensibilidade para descrever o efeito que as alterações no empacotamento do carregamento causam no diferencial de pressão. As diferenças exibidas na Tabela 13 estão em concordância com a variação da porosidade entre os carregamentos. A porosidade do C03 é 1% superior a do carregamento REF, enquanto que a dos carregamentos C02 e C04 são 3% e 4% inferiores a do REF, respectivamente.

Tabela 13 - Valores da constante E1 a partir dos resultados experimentais e simulados

ID	E ₁ Simulação	E ₁ Experimental	Diferença (%)	ϵ
REF	72	72	0	0,413
C02	64	63	2	0,402
C03	75	77	-2	0,417
C04	61	61	0	0,397

Fonte: elaborada pelo autor.

4.3.2 Análise de sensibilidade do modelo

A sensibilidade do modelo é avaliada através da variação de dois parâmetros: a porosidade e o diâmetro de partícula. A análise foi realizada para o carregamento de referência e os parâmetros variados em valores acima e abaixo do valor inicial conforme os dados da Tabela 14. Os resultados das simulações são exibidos no apêndice G.

As Figuras 25 e 26 ilustram o comportamento do diferencial de pressão de acordo com as variações impostas no diâmetro de partícula e na porosidade, respectivamente. A redução do diâmetro de partícula e/ou da porosidade ocasiona um aumento dos pontos de contato sólido-sólido, aumentando a área de escoamento, o que resulta em uma maior restrição à passagem do fluido, consequentemente aumentando o diferencial de pressão no

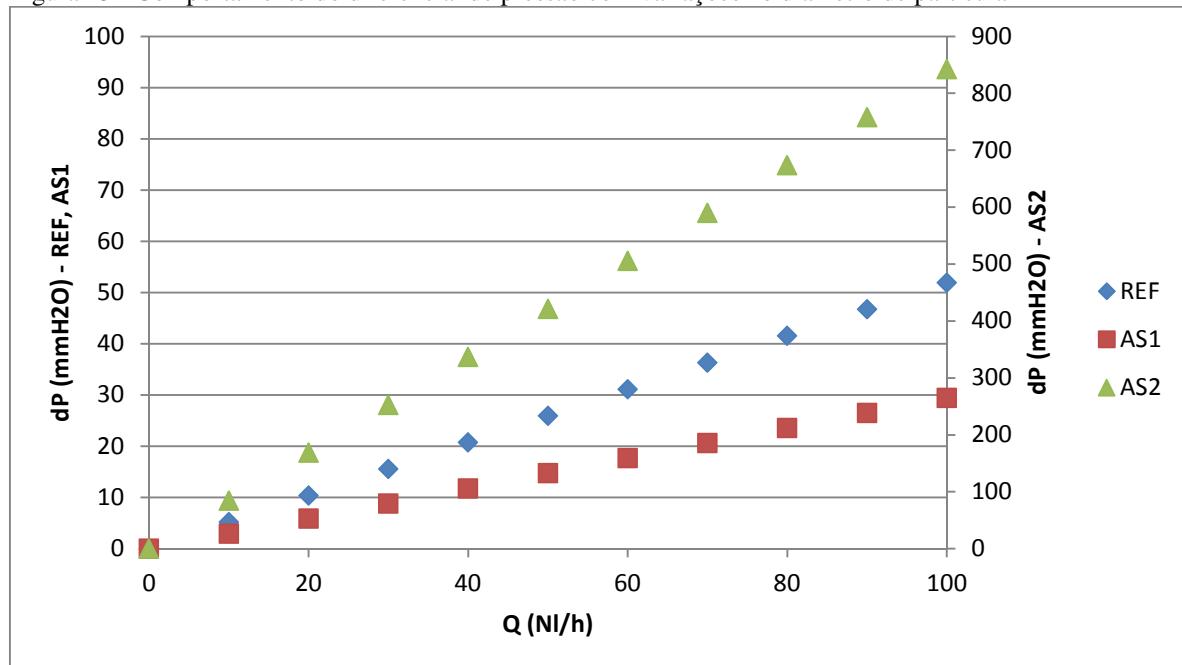
leito. Já o aumento dos dois parâmetros ocasiona uma redução do diferencial de pressão no leito devido ao aumento do volume de vazios, o que facilita o escoamento do fluido ao longo do leito. Apesar da variação dos dois parâmetros implicarem em alterações na porosidade do leito, o aumento/redução dos pontos de contato através de variações no diâmetro da partícula é inferior ao observado quando as variações ocorrem diretamente na porosidade do leito (FIGURA 27), isso significa que as alterações no diâmetro da partícula não refletem em mudanças diretamente proporcionais na porosidade.

Tabela 14 - Quadro-resumo dos parâmetros da análise de sensibilidade da simulação CFD

ID	Diâmetro	Porosidade	Análise
REF	0,97 mm	0,413	-
AS1	1,30 mm	0,413	Diâmetro
AS2	0,24 mm	0,413	Diâmetro
AS3	0,97 mm	0,520	Porosidade
AS4	0,97 mm	0,295	Porosidade

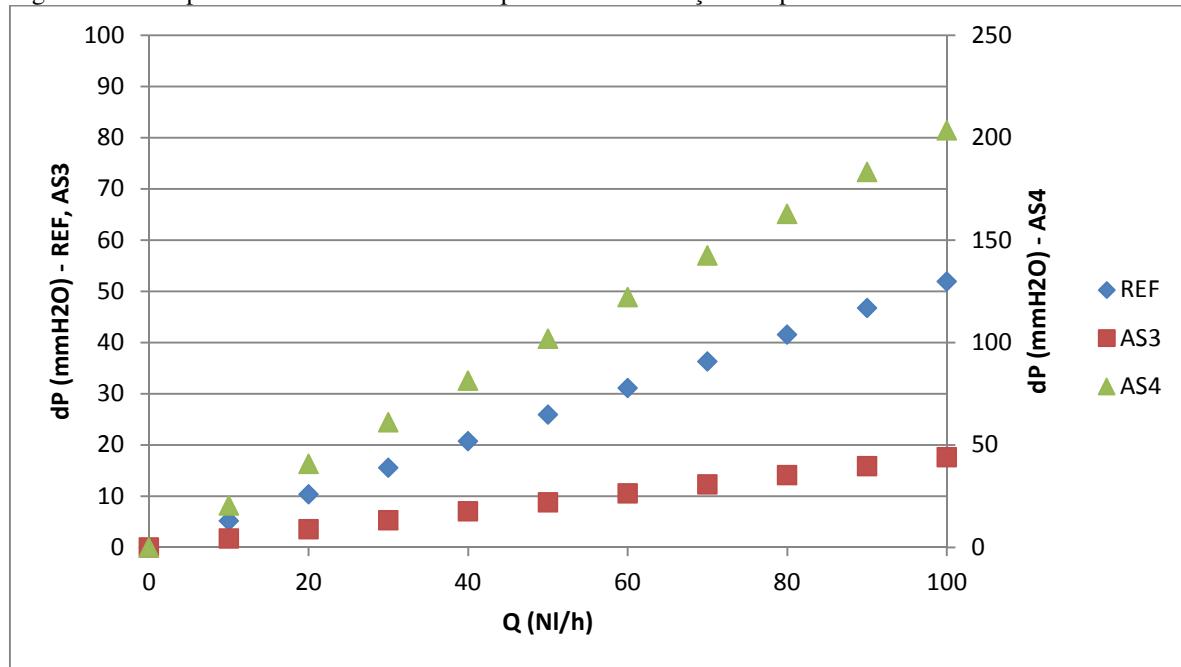
Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 25 - Comportamento do diferencial de pressão com variações no diâmetro de partícula



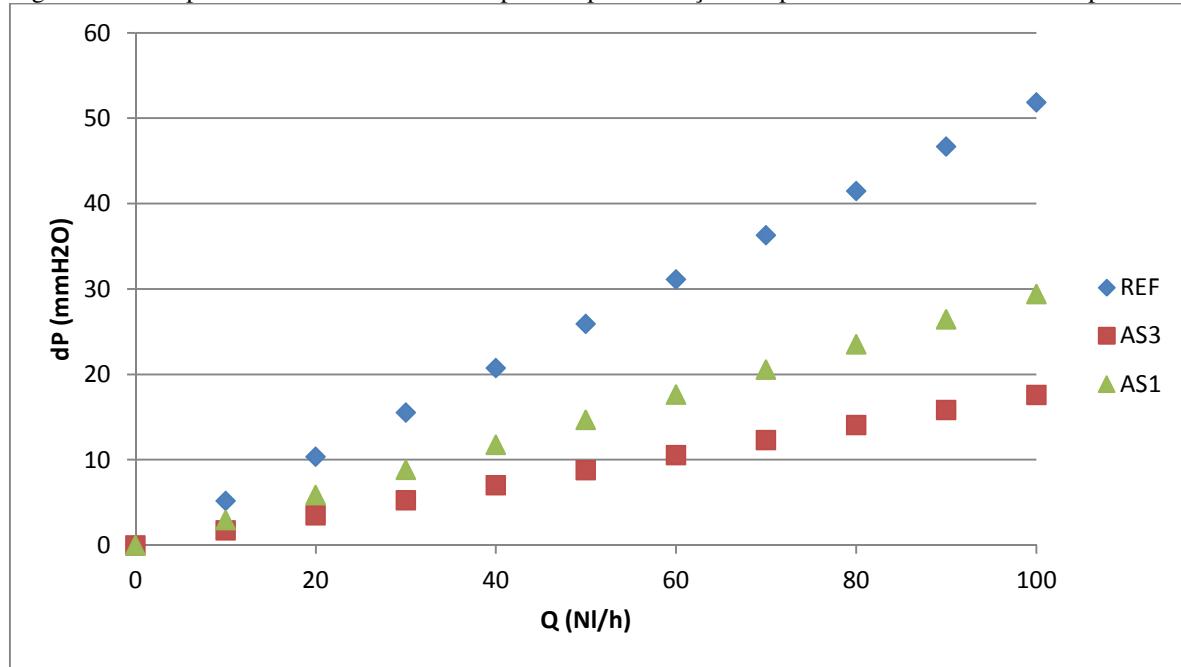
Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 26 - Comportamento do diferencial de pressão com variações na porosidade



Fonte: elaborada pelo autor.

Figura 27 - Comportamento do diferencial de pressão para variações na porosidade e do diâmetro de partícula



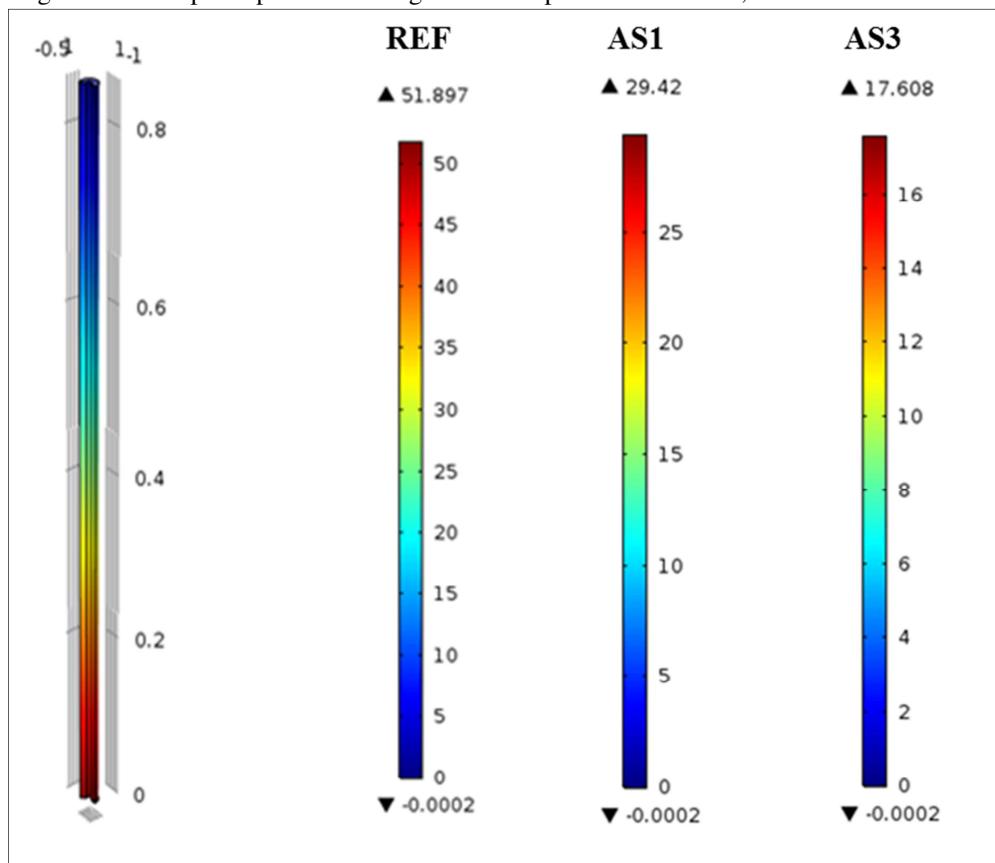
Fonte: elaborada pelo autor.

A Figura 28 faz uma comparação do campo de pressão ao longo do reator do caso de referência com o campo de pressão do reator para os casos AS1 e AS3. Apesar das diferenças serem pequenas devido à simulação ser a baixas velocidades, é possível notar, através da legenda, que a alteração no diferencial de pressão para o carregamento cuja

variação foi diretamente na porosidade é mais intensa do que para o carregamento cuja variação foi apenas no diâmetro da partícula, essa observação está alinhada com o comportamento do diferencial de pressão observado na Figura 27.

Essas observações corroboram com os resultados encontrados por Al-Dahhan (1993) em seu estudo, quando ao comprar dois métodos de carregamento ele observa que o diferencial de pressão no leito de menor porosidade é maior. Além disso, ele afirma que o aumento do diferencial de pressão no leito é benéfico, pois melhora a distribuição dos fluidos, aumenta a eficiência de contato (melhor molhamento), reduz os efeitos de parede e de dispersão axial.

Figura 28 - Campo de pressão ao longo do reator para os casos REF, AS1 e AS3.



Fonte: elaborada pelo autor.

5 CONCLUSÕES

Este trabalho realizou o estudo de quatro formas distintas da técnica de carregamento de reatores de leito gotejante de unidades piloto de hidrorrefino. Foi possível constatar que as técnicas propostas apresentam boa reproduzibilidade, verificada através dos experimentos de medição do diferencial de pressão em fluxo monofásico, sendo este ponto extremamente positivo caso uma das técnicas seja adotada em estudos ou avaliações futuras.

Além de verificar a reproduzibilidade, a medição do diferencial de pressão no leito permitiu caracterizar os carregamentos através da estimativa de uma constante característica (E_1) por meio da metodologia proposta. O cálculo das constantes confirmou que as técnicas de carregamento são efetivamente distintas, tendo resultado em diferentes empacotamentos.

A simulação CFD dos carregamentos através do modelo de Brinkman conseguiu representar bem o sistema e se mostrou capaz de descrever os efeitos de mudanças na técnica de carregamento e de alterações nas variáveis do leito, por exemplo, no diâmetro da partícula e na porosidade. Entretanto, a determinação experimental da permeabilidade ou o refinamento do modelo podem ser formas de melhorar as estimativas feitas através da modelagem.

A análise dos resultados e as discussões ao longo deste trabalho podem ser aprofundadas em estudos futuros que visem investigar a influência do empacotamento do leito, isto é, da hidrodinâmica, no desempenho do sistema catalítico. Algumas possíveis abordagens são:

- a) investigar os efeitos que alterações nas dimensões do reator (ex: diâmetro e comprimento, alterações no poço termopar, etc.) e nas condições operacionais (ex: pressão e fluido) poderiam exercer na caracterização dos carregamentos;
- b) utilizar os resultados da caracterização dos carregamentos para determinar outros parâmetros hidrodinâmicos do leito, por exemplo, o *holdup*, a partir de correlações existentes na literatura e então correlacioná-los com a utilização do leito;
- c) aplicar a metodologia deste trabalho para diferenciar e classificar técnicas de carregamento de interesse e posteriormente avaliá-las do ponto de vista reacional, quanto ao impactos do empacotamento na conversão das reações de remoção de heteroátomos (HDS, HDN, HDA, etc.).

REFERÊNCIAS

- AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, GÁS NATURAL E BIOCOMBUSTÍVEIS. **Boletim da Produção de Petróleo e Gás Natural.** n. 92. Rio de Janeiro: Superintendência de Desenvolvimento e Produção - SDP, 2018.
- AL-DAHHAN, M. **Effects of High Pressure and Fines on the Hydrodynamics of Trickle-Bed Reactors.** 1993. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Sever Institute of Technology, Washington University, Saint Louis, Missouri, 1993.
- AL-DAHHAN, M. H; DUDUKOVIC, M. P. Pressure drop and liquid holdup in high pressure trickle-bed reactors. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v.49, p. 5681-5698, 1994.
- AL-DAHHAN, M. H; WU, Y; DUDUKOVIC, M. P. Reproducible Technique for Packing Laboratory-Scale Trickle-Bed Reactors with a Mixture of Catalyst and Fines. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.I], v. 34, p. 741-747, mar.1995.
- AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS. **ASTM D4052-16:** Standard Test Method for Density, Relative Density, and API Gravity of Liquids by Digital Density Meter. Annual Book of ASTM Standards, 2016.
- AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS. **ASTM D4629-12:** Standard Test Method for Trace Nitrogen in Liquid Petroleum Hydrocarbons by Syring/Inlet Oxidative Combustion and Chemiluminescence Detection. Annual Book of ASTM Standards, 2012.
- AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS. **ASTM D5453-16:** Standard Test Method for Determination of Total Sulfur in Light Hydrocarbons, Spark Ignition Engine Fuel, Diesel Engine Fuel, and Engine Oil by Ultraviolet Fluorescence. Annual Book of ASTM Standards, 2016.
- ANCHEYTA-JUAREZ, J.; AGUILAR-RODRIGUEZ, E.; SALAZAR-SOTELO, D.; BETANCOURT-RIVERA, G.; LEIVA-NUNCIO, M. Hydrotreating of straight run gas oil-light cycle oil blends. **Applied Catalyst A: General**, [S.I], v.180, p. 195-205, 1999.
- ANCHEYTA, J.; RANA, M. S.; FURIMSKY, E. Hydroprocessing of heavy petroleum feeds: Tutorial. **Catalysis Today**, Baton Rouge, v. 109, p. 3-15, nov. 2005.
- ANCHEYTA, J.; SPEIGHT, J. G. **Hydroprocessing of Heavy Oils and Residua.** Boca Raton: CRC Press, 2007.
- BEJ, S. K. Performance Evaluation of Hydroprocessing Catalyst – A Review of Experimental Techniques. **Energy & Fuels**, [S.I], v. 16, p. 774-784, mar. 2002.
- BEJ, S. K; DABRAL, R. P; GUPTA, P. C; MITTAL, K. K; SEN, G. S; KAPOOR, V. K; DALAI, A. K. Studies on the Performance of a Microscale Trickle Bed Reactor Using Different Sizes of Diluent. **Energy & Fuels**, [S.I], v. 14, p. 701-705, nov.1999.
- BEJ, S.K; DALAI, A. K; MAITY, S. K. Effect of diluent size on the performance of a micro-scale fixed bed multiphase reactor in up flow and down flow modes of operation. **Catalysis Today**, [S.I], v. 64, p. 333-345, jan. 2001.

BRASIL, Nilo Índio do; ARAÚJO, Maria Adelina Santos; SOUSA, Elisabeth Cristina Molina de. (Org.). **Processamento de Petróleo e Gás.** 2. ed. São Paulo: LTC, 2008.

BURKHARDT, T; VERSTRAETE, J; GALTIER, P; KRAUME, M. Residence time distributions with a radiotracer in a hydrotreating pilot plant: Upflow versus downflow operation. **Chemical Engineering Science**, [S.I], v. 57, p. 1859-1866, fev. 2002.

CAPUTO, H. P; CAPUTO, A. N. Mecânica dos solos e suas aplicações. Fundamentos. 7. Ed. São Paulo: LTC, 2015.

CARRUTHERS, J. D.; DiCAMILLO, D. J. Pilot Plant Testing of Hydrotreating Catalysts Influence of Catalyst Condition, Bed Loading and Dilution. **Applied Catalysis**, Amsterdam, v. 43, p. 253-276, 1988.

CASTAÑEDA-LÓPEZ, L. C; ALONSO-MARTÍNEZ, F; ANCHEYTA-JUÁREZ, J; MAITY, S. K; RIVERA-SEGUNDO, E; MATUS-GUERRA, M. N. Comparison of the Performance of Upflow and Downflow Small-Reactors in Hydrodesulfurization Reactions. **Energy Fuels**, [S.I], v.15, p. 1139-1144, ago. 2001.

CHANDER, A.; KUNDU, A.; BEJ, S. K.; DALAI, A. K.; VOHRA, D. R. Hydrodynamic characteristics of concurrent upflow and downflow of gas and liquid in a fixed bed reactor. **Fuel**, [S.I], v. 80, p. 1043-1053, abr. 2000.

COMSOL MULTIPHYSICS®. Product: CFD Module. **Simulate Fluid Flow Applications with the CFD Module**. Disponível em: <<https://goo.gl/vz75Uk>>. Acesso em: 12 maio 2018.

COMSOL BLOG. **Which Porous Media and Subsurface Flow Interface Should I Use?** Disponível em: <<https://goo.gl/aA8WLD>> . Acesso em: 15 maio 2018.

CRITERION Catalysts & Technologies. Product Bulletin: CRITERION* DN-200. Disponível em: <<http://goo.gl/oP26N2>>. Acesso em: 20 setembro 2017.

DORAISWAMY, L. K; TAJBL, D. G. Laboratory catalytic reactors. **Catalysis Reviews**, [S.I], v. 10, p. 177-219, dez.2006.

ERGUN, S. Fluid flow through packed columns. **Chemical Engineering Progress**, [S.I.], v.48, p. 89-94, fev. 1952.

GHANBARIAN, B; HUNT, A. G; EWING, R. P; SAHIMI, M. Tortuosity in Porous Media: A Critical Review. **Soil Science Society of American Journal**. v. 77, p. 1461-1477, set. 2013.

GIVLER, R. C; ALTOBELLINI, S.A. A determination of the effective viscosity for the Brinkman-Forchheimer flow model. **Journal of Fluid Mechanics**, Cambridge, v. 258, p. 355-370, jan. 1994.

HAYNES, W. M. CRC Handbook of Chemistry and Physics. 92. ed. Boca Raton: CRC Press, 2011.

HOLUB, R. A. Hydrodynamics of trickle bed reactors. 1990. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Sever Institute of Technology, Washington University, Saint Louis, Missouri, 1990.

HOLUB, R. A; DUDUKOVIC, M. P; RAMACHANDRAN, P. A. Pressure drop, liquid holdup, and flow regime transition in trickle flow. **AIChE Journal**, St. Louis, v. 39, p. 302-321, fev. 1993.

KAM, E. K. T; AL-BAZZAZ, H; AL-FADHLI, J. Simple procedure for interpreting hydrotreating kinetic data. **Industrial & Engineering Chemistry Research**, [S.I], v. 47, p. 8594-8601, out. 2008.

LECRENAY, E.; SAKANISHI, K.; MOCHIDA, I. Catalytic hydrodesulfurization of gas oil and model sulfur compounds over commercial and laboratory-made CoMo and NiMo catalysts: Activity and reaction scheme. **Catalysis Today**, [S.I], v.39, p. 13-20, 1997.

MEARS, D. E. The role of axial dispersion in trickle-flow laboratory reactors. **Chemical Engineering Science**, Great Britain, v. 26, p. 1361-1366, set.1971.

MEDEROS, S. F; ANCHEYTA, J; CHEN, J. Review on criteria to ensure ideal behaviors in trickle-bed reactors. **Applied Catalysis A: General**, [S.I], v. 355, p. 1-19, fev.2009.

ORGANIZATION OF THE PETROLEUM EXPORTING COUNTRIES. **2016 World Oil Outlook**. Disponível em: <www.opec.org>. Acesso em: 14 set. 2017.

PACHECO, Marcelo Edral. **Desenvolvimento de metodologia para desativação acelerada de catalisadores de hidrotratamento em plantas piloto**. 2008. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – COPPE, Programa de Engenharia Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2008.

ROBINSON, R. R; DOLBEAR, G. E. **Hydroprocessing of Heavy Oils and Residua**. Boca Raton: CRC Press, 2007.

SHIFLETT, W. K. A user's guide to the chemistry, kinetics and basic reactor engineering of hydroprocessing. In: AIChE Spring Meeting, 2002, New Orleans. **Anais...** AIChE, 2002. 29b.

SIE, S, T. Miniaturization of Hydroprocessing Catalyst Testing Systems: Theory and Practice. **AIChE Journal**, [S.I], v. 42, p. 3498-3507, dez. 1996.

SIE, S. T. Scale effects in laboratory and pilot-plant reactors for trickle-flow processes. **Revue de L'Institut Français du Pétrole**, v. 46, p. 501-515, jul.1991.

STANISLAUS, A; MARAFI, A; RANA, M. S. Recent advances in the science and technology of ultra low sulfur diesel (ULSD) production. **Catalysis Today**, v. 153, p. 1-68, 2010.

TRANSPORT RESOURCES INTERNATIONAL LIMITED. European Industry has Moved to Euro 6. Disponível em: <<http://goo.gl/9VYm8x>>. Acesso em: 27 jun. 2018.

VAN KLINKEN, J; VAN DONGEN, R. H. Catalyst dilution for improved performance of laboratory trickle-flow reactors. *Chemical Engineering Science*, Great Britain, v.35, p. 59-66, 1980.

VERSTEEG, Henk; MALALASEKERA, Weeratunge. *An Introduction to Computational Fluid Dynamics: The Finite Volume Method*. 2. ed. Inglaterra: Pearson Education Limited, 2007.

VISWANATHAN, Balasubramanian. **Energy Sources**. Amsterdam: Elsevier, 2017.

YUI, S.; ADJAYE, J. Determining average bed temperature of nonisothermal fixed-bed hydrotreater. *Fuel*, [S.I], v. 83, p. 1929-1937, 2004.

APÊNDICE A – DETALHAMENTO DAS PROPOSTAS DE CARREGAMENTO

As propostas de carregamento, isto é, os procedimentos, são descritos de forma que as etapas seguem a sequencia em que os materiais são adicionados ao reator.

Proposta 01 (REF):

1. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
2. Adição de uma camada de areia grossa;
3. Adição de uma camada de areia fina;
4. Divisão de 100 ml de catalisador comercial em 4 porções de igual volume;
5. Divisão de 100 ml de carbeto de silício (granulometria -48+80) em 4 porções de igual volume;
6. Mistura das porções individuais de catalisador e carbeto de silício (diluição 1:1 v/v);
7. Adição da 1^a porção da mistura;
8. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
9. Adição da 2^a porção da mistura;
10. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
11. Adição da 3^a porção da mistura;
12. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
13. Adição da 4^a porção da mistura;
14. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
15. Adição de uma camada de areia fina;
16. Adição de uma camada de areia grossa;
17. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;

Proposta 02 (C02):

1. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
2. Adição de uma camada de areia grossa;
3. Adição de uma camada de areia fina;
4. Divisão de 100 ml de catalisador comercial em 4 porções de igual volume;
5. Divisão de 100 ml de carbeto de silício (granulometria -48+80) em 4 porções de igual volume;
6. Mistura das porções individuais de catalisador e carbeto de silício (diluição 1:1 v/v);
7. Adição da 1^a porção da mistura;
8. Aplicar 20 batidas leves para compactação do leito;
9. Adição da 2^a porção da mistura;
10. Aplicar 20 batidas leves para compactação do leito;
11. Adição da 3^a porção da mistura;
12. Aplicar 20 batidas leves para compactação do leito;
13. Adição da 4^a porção da mistura;
14. Aplicar 20 batidas leves para compactação do leito;
15. Adição de uma camada de areia fina;
16. Adição de uma camada de areia grossa;
17. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;

Proposta 03 (C03):

1. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
2. Adição de uma camada de areia grossa;
3. Adição de uma camada de areia fina;
4. Divisão de 100 ml de catalisador comercial em 4 porções de igual volume;
5. Divisão de 100 ml de carbeto de silício (granulometria #-48+80) em 4 porções de igual volume;
6. Mistura das porções individuais de catalisador e carbeto de silício (diluição 1:1 v/v);
7. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
8. Adição da 1^a porção da mistura;
9. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
10. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
11. Adição da 2^a porção da mistura;
12. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
13. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
14. Adição da 3^a porção da mistura;
15. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
16. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
17. Adição da 4^a porção da mistura;
18. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
19. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
20. Adição de uma camada de areia fina;
21. Adição de uma camada de areia grossa;
22. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;

Proposta 04 (C04):

1. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;
2. Adição de uma camada de areia grossa;
3. Adição de uma camada de areia fina;
4. Divisão de 100 ml de catalisador comercial em 4 porções de igual volume;
5. Divisão de 100 ml de carbeto de silício (granulometria #-150) em 4 porções de igual volume;
6. Mistura das porções individuais de catalisador e carbeto de silício (diluição 1:1 v/v);
7. Adição da 1^a porção da mistura;
8. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
9. Adição da 2^a porção da mistura;
10. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
11. Adição da 3^a porção da mistura;
12. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
13. Adição da 4^a porção da mistura;
14. Aplicar 5 batidas leves para compactação do leito;
15. Adição de uma camada de areia fina;
16. Adição de uma camada de areia grossa;
17. Adição de uma camada de lã de vidro com espessura de 0,5 cm;

APÊNDICE B – RESULTADOS DA MEDAÇÃO DO DIFERENCIAL DE PRESSÃO

Carregamento: Proposta 01

ID: REF

Teste	1	2	3	4	5	Média	Desvio Padrão	Intervalo de Confiança	
								Limite Inferior	Limite Superior
Vazão (NL/h)	dP (mmH ₂ O)								
0	5,52	5,52	5,52	5,51	5,51	5,52	0,01	5,51	5,53
10	6,07	6,07	6,05	6,08	6,07	6,07	0,01	6,05	6,09
20	6,62	6,61	6,61	6,62	6,60	6,61	0,01	6,60	6,63
30	7,20	7,19	7,18	7,20	7,18	7,19	0,01	7,17	7,21
40	7,89	7,85	7,84	7,86	7,83	7,85	0,02	7,81	7,90
50	8,60	8,55	8,52	8,56	8,54	8,55	0,03	8,50	8,61
60	9,37	9,34	9,34	9,30	9,32	9,33	0,03	9,28	9,39
70	10,50	10,40	10,30	10,30	10,40	10,38	0,08	10,22	10,54
80	11,60	11,40	11,50	11,40	11,40	11,46	0,09	11,28	11,64
90	12,60	12,50	12,50	12,50	12,60	12,54	0,05	12,43	12,65
100	13,60	13,50	13,50	13,50	13,50	13,52	0,04	13,43	13,61

Carregamento: Proposta 02

ID: C02

Teste	1	2	3	4	5	Média	Desvio Padrão	Intervalo de Confiança	
								Limite Inferior	Limite Superior
Vazão (NL/h)	dP (mmH ₂ O)								
0	5,63	5,63	5,63	5,62	5,63	5,63	0,00	5,62	5,64
10	6,12	6,12	6,12	6,09	6,11	6,11	0,01	6,09	6,14
20	6,71	6,69	6,69	6,70	6,70	6,70	0,01	6,68	6,71
30	7,56	7,81	7,82	7,58	7,59	7,67	0,13	7,42	7,93
40	7,70	8,12	8,07	7,70	7,71	7,86	0,22	7,44	8,28
50	8,18	8,61	8,90	8,20	8,22	8,42	0,32	7,79	9,05
60	9,27	9,70	9,81	9,27	9,27	9,46	0,27	8,94	9,99
70	10,70	10,97	10,99	10,70	10,70	10,81	0,15	10,51	11,11
80	11,80	12,11	12,20	11,80	11,70	11,92	0,22	11,49	12,35
90	12,70	13,02	13,30	12,70	12,70	12,88	0,27	12,35	13,41
100	13,80	14,03	14,09	13,90	13,80	13,92	0,13	13,66	14,18

Carregamento: Proposta 03

ID: C03

Teste	1	2	3	4	5	Média	Desvio Padrão	Intervalo de Confiança	
								Limite Inferior	Limite Superior
Vazão (NL/h)	dP (mmH ₂ O)								
0	5,65	5,66	5,65	5,65	5,65	5,65	0,00	5,64	5,66
10	6,19	6,20	6,20	6,20	6,19	6,20	0,01	6,19	6,21
20	6,77	6,74	6,74	6,75	6,75	6,75	0,01	6,73	6,77
30	7,31	7,31	7,31	7,31	7,30	7,31	0,00	7,30	7,32
40	7,94	7,95	7,95	7,95	7,95	7,95	0,00	7,94	7,96
50	8,62	8,64	8,64	8,64	8,64	8,64	0,01	8,62	8,65
60	9,41	9,42	9,43	9,42	9,42	9,42	0,01	9,41	9,43
70	10,64	10,63	10,63	10,62	10,63	10,63	0,01	10,62	10,64
80	11,61	11,62	11,62	11,63	11,62	11,62	0,01	11,61	11,63
90	12,64	12,62	12,58	12,61	12,61	12,61	0,02	12,57	12,65
100	13,67	13,68	13,67	13,67	13,69	13,68	0,01	13,66	13,69

Carregamento: Proposta 04

ID: C04

Teste	1	2	3	4	5	Média	Desvio Padrão	Intervalo de Confiança	
								Limite Inferior	Limite Superior
Vazão (NL/h)	dP (mmH ₂ O)								
0	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	5,63	0,00	5,63	5,63
10	6,21	6,20	6,19	6,20	6,20	6,20	0,01	6,19	6,21
20	6,76	6,77	6,76	6,76	6,76	6,76	0,00	6,75	6,77
30	7,37	7,37	7,38	7,36	7,35	7,37	0,01	7,34	7,39
40	8,00	8,00	8,00	8,00	8,01	8,00	0,00	7,99	8,01
50	8,74	8,75	8,75	8,75	8,75	8,75	0,00	8,74	8,76
60	9,53	9,53	9,53	9,53	9,53	9,53	0,00	9,53	9,53
70	10,81	10,81	10,82	10,82	10,83	10,82	0,01	10,80	10,83
80	11,80	11,81	11,82	11,81	11,81	11,81	0,01	11,80	11,82
90	12,89	12,87	12,88	12,88	12,90	12,88	0,01	12,86	12,91
100	13,92	13,92	13,93	13,92	13,92	13,92	0,00	13,91	13,93

APÊNDICE C – MEMÓRIA DE CÁLCULO PARA DETERMINAÇÃO DA POROSIDADE

ID **REF**

Dados do reator:

A _{esc} (cm ²)	L _{reactor} (m)	D _{reactor} (mm)	D _{poco} (mm)	D _{esc} (mm)
3,08	0,854	20,93	6,5	14,43

Dados do carregamento:

Cota	Altura (mm)	Massa (g)	Material	d _{Partícula} (g/cm ³)	V _{disponível} (cm ³)	V _{ocupado} (cm ³)
H1	60	25,28	Areia grossa	2,650	18	9,54
H2	120	29,81	Areia fina	2,650	18	11,25
H3	661	90,91	Catalisador	1,790	167	22,90
		151,32	SiC	3,210		47,14
H4	754	46,19	Areia fina	2,650	29	17,43
H5	850	46,45	Areia grossa	2,650	30	17,53

ε	0,413
---------------	-------

ID C02

Dados do reator:

A _{ESC} (cm ²)	L _{reactor} (m)	D _{reactor} (mm)	D _{poço} (mm)	D _{esc} (mm)
3,08	0,854	20,93	6,5	14,43

Dados do carregamento:

Cota	Altura (mm)	Massa (g)	Material	d _{Partícula} (g/cm ³)	V _{disponível} (cm ³)	V _{ocupado} (cm ³)
H1	60	25,28	Areia grossa	2,650	18	9,54
H2	120	29,81	Areia fina	2,650	18	11,25
H3	646	90,91	Catalisador	1,790	162	50,79
		151,32	SiC	3,210		47,14
H4	740	46,19	Areia fina	2,650	29	17,43
H5	835	46,45	Areia grossa	2,650	29	17,53

ϵ	0,402
------------	-------

ID C03

Dados do reator:

A _{ESC} (cm ²)	L _{reactor} (m)	D _{reactor} (mm)	D _{poço} (mm)	D _{esc} (mm)
3,08	0,854	20,93	6,5	14,43

Dados do carregamento:

Cota	Altura (mm)	Massa (g)	Material	d _{Partícula} (g/cm ³)	V _{disponível} (cm ³)	V _{ocupado} (cm ³)
H1	61	25,28	Areia grossa	2,650	19	9,54
H2	120	29,81	Areia fina	2,650	18	11,25
H3	667	90,91	Catalisador	1,790	168	50,79
		151,32	SiC	3,210		47,14
H4	760	46,19	Areia fina	2,650	29	17,43
H5	856	46,45	Areia grossa	2,650	30	17,53

ϵ	0,417
------------	-------

ID C04

Dados do reator:

A _{esc} (cm ²)	L _{reactor} (m)	D _{reactor} (mm)	D _{poço} (mm)	D _{esc} (mm)
3,08	0,854	20,93	6,5	14,43

Dados do carregamento:

Cota	Altura (mm)	Massa (g)	Material	d _{Partícula} (g/cm ³)	V _{disponível} (cm ³)	V _{ocupado} (cm ³)
H1	60	25,28	Areia grossa	2,650	18	9,54
H2	120	29,81	Areia fina	2,650	18	11,25
H3	650	90,91	Catalisador	1,790	163	50,79
		159,18	SiC	3,210		49,59
H4	742	46,19	Areia fina	2,650	28	17,43
H5	840	46,45	Areia grossa	2,650	30	17,53

ϵ	0,397
------------	-------

APÊNDICE D – MEMÓRIA DE CÁLCULO PARA DETERMINAÇÃO DAS CONSTANTES CARACTERÍSTICAS

ID REF
Porosidade 0,413

Fluido: *Nitrogênio*
 ρ_G (kg/m³) 1,15
 m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	DP (Pa)	U (m/s)	C1	C2	C3	Re	Re/(1-e) (X - Gráfico)	C1.C2.C3 (Y - Gráfico)
				$\Delta P/L$	$D_p^2/\mu U$	$\varepsilon^3/(1-\varepsilon)^2$			
0	5,52	54,09	0,000	63,34	#DIV/0!	0,12	0,00	0,00	#DIV/0!
10	6,07	59,51	0,009	69,68	10,42	0,12	0,57	0,97	87,16
20	6,61	64,84	0,018	75,93	2,61	0,12	1,14	1,94	23,74
30	7,19	70,51	0,027	82,56	1,16	0,12	1,70	2,90	11,48
40	7,85	77,02	0,036	90,19	0,65	0,12	2,27	3,87	7,05
50	8,55	83,89	0,045	98,23	0,42	0,12	2,84	4,84	4,91
60	9,33	91,54	0,054	107,18	0,29	0,12	3,41	5,81	3,72
70	10,38	101,79	0,063	119,20	0,21	0,12	3,98	6,77	3,04
80	11,46	112,38	0,072	131,60	0,16	0,12	4,54	7,74	2,57
90	12,54	122,98	0,081	144,00	0,13	0,12	5,11	8,71	2,22
100	13,52	132,59	0,090	155,25	0,10	0,12	5,68	9,68	1,94

E1	72
----	----

ID C02
Porosidade 0,402

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	DP (Pa)	U (m/s)	C1	C2	C3	Re	Re/(1-e) (X - Gráfico)	C1.C2.C3 (Y - Gráfico)
				$\Delta P/L$	$D_p^2/\mu U$	$\varepsilon^3/(1-\varepsilon)^2$			
0	5,63	55,19	0,000	64,63	#DIV/0!	0,11	0,00	0,00	#DIV/0!
10	6,11	59,94	0,009	70,19	10,42	0,11	0,57	0,95	79,48
20	6,70	65,68	0,018	76,91	2,61	0,11	1,14	1,90	21,77
30	7,57	74,24	0,027	86,93	1,16	0,11	1,70	2,85	10,94
40	7,70	75,51	0,036	88,42	0,65	0,11	2,27	3,80	6,26
50	8,19	80,36	0,045	94,09	0,42	0,11	2,84	4,75	4,26
60	9,27	90,93	0,054	106,47	0,29	0,11	3,41	5,70	3,35
70	10,72	105,13	0,063	123,10	0,21	0,11	3,98	6,65	2,84
80	11,76	115,33	0,072	135,04	0,16	0,11	4,54	7,60	2,39
90	12,70	124,54	0,081	145,84	0,13	0,11	5,11	8,55	2,04
100	13,84	135,72	0,090	158,93	0,10	0,11	5,68	9,50	1,80

E1	63
----	----

ID C03
Porosidade 0,417

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	DP (Pa)	U (m/s)	C1	C2	C3	Re	Re/(1-e) (X - Gráfico)	C1.C2.C3 (Y - Gráfico)
				$\Delta P/L$	$D_p^2/\mu U$	$\varepsilon^3/(1-\varepsilon)^2$			
0	5,65	55,43	0,000	64,90	#DIV/0!	0,12	0,00	0,00	#DIV/0!
10	6,20	60,76	0,009	71,15	10,42	0,12	0,57	0,97	92,24
20	6,75	66,19	0,018	77,51	2,61	0,12	1,14	1,95	25,12
30	7,31	71,67	0,027	83,92	1,16	0,12	1,70	2,92	12,09
40	7,95	77,94	0,036	91,27	0,65	0,12	2,27	3,90	7,40
50	8,64	84,69	0,045	99,17	0,42	0,12	2,84	4,87	5,14
60	9,42	92,38	0,054	108,17	0,29	0,12	3,41	5,85	3,90
70	10,63	104,24	0,063	122,07	0,21	0,12	3,98	6,82	3,23
80	11,62	113,95	0,072	133,43	0,16	0,12	4,54	7,80	2,70
90	12,61	123,68	0,081	144,83	0,13	0,12	5,11	8,77	2,32
100	13,68	134,12	0,090	157,04	0,10	0,12	5,68	9,74	2,04

E1	77
----	----

ID C04
Porosidade 0,397

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	DP (Pa)	U (m/s)	C1	C2	C3	Re	Re/(1-e) (X - Gráfico)	C1.C2.C3 (Y - Gráfico)
				$\Delta P/L$	$D_p^2/\mu U$	$\varepsilon^3/(1-\varepsilon)^2$			
0	5,63	55,21	0,000	64,65	#DIV/0!	0,10	0,00	0,00	#DIV/0!
10	6,20	60,80	0,009	71,20	10,42	0,10	0,57	0,94	77,01
20	6,76	66,31	0,018	77,65	2,61	0,10	1,14	1,88	21,00
30	7,37	72,24	0,027	84,59	1,16	0,10	1,70	2,83	10,17
40	8,00	78,47	0,036	91,89	0,65	0,10	2,27	3,77	6,21
50	8,75	85,79	0,045	100,46	0,42	0,10	2,84	4,71	4,35
60	9,53	93,46	0,054	109,43	0,29	0,10	3,41	5,65	3,29
70	10,82	106,09	0,063	124,23	0,21	0,10	3,98	6,59	2,74
80	11,81	115,82	0,072	135,62	0,16	0,10	4,54	7,54	2,29
90	12,88	126,35	0,081	147,95	0,13	0,10	5,11	8,48	1,98
100	13,92	136,53	0,090	159,87	0,10	0,10	5,68	9,42	1,73

E1	61
----	----

APÊNDICE E – COMPARAÇÃO DOS DADOS EXPERIMENTAIS DOS CARREGAMENTOS COM AS ESTIMATIVAS ATRAVÉS DO MODELO DE ERGUN ORIGINAL E DO MODELO DE ERGUN AJUSTADO

Parte 1 – Análise do diâmetro de partícula

ID REF

ΔP_{EXP} (Pa)	$\Delta P_{EXP}/L$ (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - $\Delta P/L$						ERGUN AJUSTADA - $\Delta P/L$					
		D_{Catalisador}	% E-Exp	D_{SiC}	% E-Exp	D_{Médio}	% E-Exp	D_{Catalisador}	% E-Exp	D_{SiC}	% E-Exp	D_{Médio}	% E-Exp
54,09	63,34	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
59,51	69,68	70,7	12%	2050,5	3137%	125,3	98%	33,5	-47%	981,5	1450%	59,5	-6%
64,84	75,93	143,6	127%	4112,4	6393%	253,4	300%	66,9	6%	1963,1	2999%	118,9	88%
70,51	82,56	218,5	245%	6185,7	9666%	384,3	507%	100,4	58%	2944,6	4549%	178,4	182%
77,02	90,19	295,6	367%	8270,3	12957%	518,0	718%	133,8	111%	3926,1	6098%	237,9	276%
83,89	98,23	374,7	492%	10366,3	16266%	654,5	933%	167,3	164%	4907,6	7648%	297,4	369%
91,54	107,18	455,9	620%	12473,7	19593%	793,8	1153%	200,7	217%	5889,2	9198%	356,8	463%
101,79	119,20	539,3	751%	14592,4	22938%	935,9	1377%	234,2	270%	6870,7	10747%	416,3	557%
112,38	131,60	624,7	886%	16722,5	26301%	1080,7	1606%	267,6	323%	7852,2	12297%	475,8	651%
122,98	144,00	712,2	1024%	18864,0	29682%	1228,4	1839%	301,1	375%	8833,8	13846%	535,3	745%
132,59	155,25	801,9	1166%	21016,8	33080%	1378,9	2077%	334,5	428%	9815,3	15396%	594,7	839%

ID C02

ΔP_{EXP} (Pa)	ΔP_{EXP} /L (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - ΔP/L						ERGUN AJUSTADA - ΔP/L					
		D _{Catalisador}	% E-Exp	D _{SiC}	% E-Exp	D _{Médio}	% E-Exp	D _{Catalisador}	% E-Exp	D _{SiC}	% E-Exp	D _{Médio}	% E-Exp
55,19	64,63	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
59,94	70,19	79,6	26%	2307,5	3543%	141,0	123%	33,5	-47%	981,9	1450%	59,5	-6%
65,68	76,91	161,5	155%	4627,6	7206%	285,1	350%	66,9	6%	1963,7	3000%	119,0	88%
74,24	86,93	245,7	288%	6960,2	10888%	432,2	582%	100,4	58%	2945,6	4550%	178,5	182%
75,51	88,42	332,3	425%	9305,4	14591%	582,5	820%	133,9	111%	3927,4	6100%	238,0	276%
80,36	94,09	421,1	565%	11663,1	18313%	735,8	1062%	167,3	164%	4909,3	7651%	297,5	370%
90,93	106,47	512,3	709%	14033,4	22055%	892,2	1309%	200,8	217%	5891,1	9201%	357,0	464%
105,13	123,10	605,8	856%	16416,2	25817%	1051,8	1560%	234,3	270%	6873,0	10751%	416,4	557%
115,33	135,04	701,6	1008%	18811,6	29599%	1214,4	1817%	267,7	323%	7854,9	12301%	475,9	651%
124,54	145,84	799,8	1163%	21219,6	33400%	1380,1	2079%	301,2	375%	8836,7	13851%	535,4	745%
135,72	158,93	900,2	1321%	23640,1	37222%	1548,9	2345%	334,6	428%	9818,6	15401%	594,9	839%

ID C03

ΔP_{EXP} (Pa)	ΔP_{EXP} /L (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - ΔP/L						ERGUN AJUSTADA - ΔP/L					
		D_{Catalisador}	% E-Exp	D_{SiC}	% E-Exp	D_{Médio}	% E-Exp	D_{Catalisador}	% E-Exp	D_{SiC}	% E-Exp	D_{Médio}	% E-Exp
55,43	64,90	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
60,76	71,15	67,8	7%	1965,1	3002%	120,1	90%	34,3	-46%	1005,9	1488%	61,0	-4%
66,19	77,51	137,6	117%	3941,1	6122%	242,9	283%	68,6	8%	2011,8	3076%	121,9	92%
71,67	83,92	209,5	231%	5928,1	9259%	368,4	482%	102,9	62%	3017,8	4664%	182,9	189%
77,94	91,27	283,4	347%	7926,1	12413%	496,5	684%	137,1	117%	4023,7	6252%	243,8	285%
84,69	99,17	359,3	467%	9935,0	15585%	627,4	891%	171,4	171%	5029,6	7840%	304,8	381%
92,38	108,17	437,2	590%	11954,9	18774%	761,0	1101%	205,7	225%	6035,5	9429%	365,7	477%
104,24	122,07	517,1	716%	13985,8	21980%	897,3	1317%	240,0	279%	7041,4	11017%	426,7	574%
113,95	133,43	599,1	846%	16027,7	25204%	1036,3	1536%	274,3	333%	8047,4	12605%	487,6	670%
123,68	144,83	683,1	978%	18080,5	28445%	1178,0	1760%	308,6	387%	9053,3	14193%	548,6	766%
134,12	157,04	769,1	1114%	20144,2	31703%	1322,3	1988%	342,8	441%	10059,2	15781%	609,5	862%

ID C04

ΔP_{EXP} (Pa)	ΔP_{EXP} /L (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - ΔP/L						ERGUN AJUSTADA - ΔP/L					
		D _{Catalisador}	% E-Exp	D _{SiC}	% E-Exp	D _{Médio}	% E-Exp	D _{Catalisador}	% E-Exp	D _{SiC}	% E-Exp	D _{Médio}	% E-Exp
55,21	64,65	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
60,80	71,20	84,0	33%	2436,0	3746%	148,8	135%	33,7	-47%	988,0	1460%	59,9	-5%
66,31	77,65	170,5	169%	4885,1	7612%	300,9	375%	67,3	6%	1975,9	3019%	119,7	89%
72,24	84,59	259,3	309%	7347,4	11500%	456,2	620%	101,0	59%	2963,9	4579%	179,6	184%
78,47	91,89	350,6	454%	9822,8	15408%	614,7	870%	134,7	113%	3951,8	6139%	239,4	278%
85,79	100,46	444,3	602%	12311,3	19336%	776,5	1126%	168,4	166%	4939,8	7699%	299,3	373%
93,46	109,43	540,5	753%	14813,0	23286%	941,5	1386%	202,0	219%	5927,7	9258%	359,2	467%
106,09	124,23	639,1	909%	17327,9	27256%	1109,7	1652%	235,7	272%	6915,7	10818%	419,0	562%
115,82	135,62	740,1	1068%	19855,9	31247%	1281,2	1923%	269,4	325%	7903,6	12378%	478,9	656%
126,35	147,95	843,5	1232%	22397,0	35259%	1455,9	2198%	303,1	378%	8891,6	13938%	538,8	751%
136,53	159,87	949,4	1399%	24951,3	39292%	1633,8	2479%	336,7	432%	9879,6	15497%	598,6	845%

Parte 2 – Análise da porosidade

ID REF

ΔP_{EXP} (Pa)	$\Delta P_{EXP} / L$ (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - $\Delta P/L$						ERGUN AJUSTADA - $\Delta P/L$					
		$\epsilon = 0,520$	% E-Exp	$\epsilon = 0,295$	% E-Exp	$\epsilon = 0,413$	% E-Exp	$\epsilon = 0,520$	% E-Exp	$\epsilon = 0,295$	% E-Exp	$\epsilon = 0,413$	% E-Exp
54,09	63,34	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
59,51	69,68	42,1	-34%	495,0	682%	125,3	98%	19,9	-69%	235,4	272%	59,5	-6%
64,84	75,93	85,3	35%	999,3	1478%	253,4	300%	39,8	-37%	470,8	643%	118,9	88%
70,51	82,56	129,7	105%	1512,7	2288%	384,3	507%	59,8	-6%	706,2	1015%	178,4	182%
77,02	90,19	175,2	177%	2035,4	3113%	518,0	718%	79,7	26%	941,6	1387%	237,9	276%
83,89	98,23	221,9	250%	2567,3	3953%	654,5	933%	99,6	57%	1177,0	1758%	297,4	369%
91,54	107,18	269,7	326%	3108,4	4807%	793,8	1153%	119,5	89%	1412,4	2130%	356,8	463%
101,79	119,20	318,6	403%	3658,8	5676%	935,9	1377%	139,5	120%	1647,8	2501%	416,3	557%
112,38	131,60	368,7	482%	4218,4	6560%	1080,7	1606%	159,4	152%	1883,2	2873%	475,8	651%
122,98	144,00	420,0	563%	4787,2	7458%	1228,4	1839%	179,3	183%	2118,6	3245%	535,3	745%
132,59	155,25	472,4	646%	5365,2	8370%	1378,9	2077%	199,2	215%	2354,0	3616%	594,7	839%

ID C02

ΔP_{EXP} (Pa)	ΔP_{EXP} /L (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - ΔP/L						ERGUN AJUSTADA - ΔP/L					
		ε = 0,511	% E-Exp	ε = 0,275	% E-Exp	ε = 0,402	% E-Exp	ε = 0,511	% E-Exp	ε = 0,275	% E-Exp	ε = 0,402	% E-Exp
55,19	64,63	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
59,94	70,19	46,0	-27%	645,7	919%	141,0	123%	19,4	-69%	273,0	331%	59,5	-6%
65,68	76,91	93,3	47%	1303,2	1957%	285,1	350%	38,7	-39%	546,0	762%	119,0	88%
74,24	86,93	141,7	124%	1972,3	3014%	432,2	582%	58,1	-8%	819,0	1193%	178,5	182%
75,51	88,42	191,4	202%	2653,1	4089%	582,5	820%	77,5	22%	1092,1	1624%	238,0	276%
80,36	94,09	242,4	283%	3345,6	5182%	735,8	1062%	96,8	53%	1365,1	2055%	297,5	370%
90,93	106,47	294,5	365%	4049,9	6294%	892,2	1309%	116,2	83%	1638,1	2486%	357,0	464%
105,13	123,10	347,9	449%	4765,8	7424%	1051,8	1560%	135,6	114%	1911,1	2917%	416,4	557%
115,33	135,04	402,5	536%	5493,4	8573%	1214,4	1817%	154,9	145%	2184,1	3348%	475,9	651%
124,54	145,84	458,4	624%	6232,8	9740%	1380,1	2079%	174,3	175%	2457,1	3779%	535,4	745%
135,72	158,93	515,5	714%	6983,8	10926%	1548,9	2345%	193,7	206%	2730,1	4210%	594,9	839%

ID C03

ΔP_{EXP} (Pa)	ΔP_{EXP} /L (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - ΔP/L						ERGUN AJUSTADA - ΔP/L					
		ε = 0,523	% E-Exp	ε = 0,303	% E-Exp	ε = 0,417	% E-Exp	ε = 0,523	% E-Exp	ε = 0,303	% E-Exp	ε = 0,417	% E-Exp
55,43	64,90	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
60,76	71,15	40,8	-36%	447,3	606%	120,1	90%	20,7	-67%	227,5	259%	61,0	-4%
66,19	77,51	82,8	31%	903,1	1326%	242,9	283%	41,4	-35%	454,9	618%	121,9	92%
71,67	83,92	125,9	99%	1367,2	2058%	368,4	482%	62,0	-2%	682,4	977%	182,9	189%
77,94	91,27	170,1	169%	1839,8	2805%	496,5	684%	82,7	31%	909,8	1336%	243,8	285%
84,69	99,17	215,4	240%	2320,8	3564%	627,4	891%	103,4	63%	1137,3	1696%	304,8	381%
92,38	108,17	261,9	313%	2810,3	4337%	761,0	1101%	124,1	96%	1364,8	2055%	365,7	477%
104,24	122,07	309,4	389%	3308,1	5123%	897,3	1317%	144,8	129%	1592,2	2414%	426,7	574%
113,95	133,43	358,1	465%	3814,4	5922%	1036,3	1536%	165,5	161%	1819,7	2773%	487,6	670%
123,68	144,83	407,9	544%	4329,1	6735%	1178,0	1760%	186,1	194%	2047,1	3132%	548,6	766%
134,12	157,04	458,9	624%	4852,3	7561%	1322,3	1988%	206,8	227%	2274,6	3491%	609,5	862%

ID C04

ΔP_{EXP} (Pa)	$\Delta P_{EXP} / L$ (Pa/m)	ERGUN ORIGINAL - $\Delta P/L$						ERGUN AJUSTADA - $\Delta P/L$					
		$\epsilon = 0,504$	% E-Exp	$\epsilon = 0,266$	% E-Exp	$\epsilon = 0,397$	% E-Exp	$\epsilon = 0,504$	% E-Exp	$\epsilon = 0,266$	% E-Exp	$\epsilon = 0,397$	% E-Exp
55,21	64,65	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%	0	-100%
60,80	71,20	49,3	-22%	736,7	1063%	148,8	135%	19,8	-69%	296,9	369%	59,9	-5%
66,31	77,65	100,0	58%	1486,5	2247%	300,9	375%	39,6	-37%	593,8	837%	119,7	89%
72,24	84,59	151,9	140%	2249,6	3452%	456,2	620%	59,4	-6%	890,7	1306%	179,6	184%
78,47	91,89	205,1	224%	3025,8	4677%	614,7	870%	79,2	25%	1187,6	1775%	239,4	278%
85,79	100,46	259,6	310%	3815,2	5923%	776,5	1126%	99,0	56%	1484,5	2244%	299,3	373%
93,46	109,43	315,5	398%	4617,7	7190%	941,5	1386%	118,8	88%	1781,4	2712%	359,2	467%
106,09	124,23	372,6	488%	5433,5	8478%	1109,7	1652%	138,6	119%	2078,3	3181%	419,0	562%
115,82	135,62	431,0	581%	6262,4	9787%	1281,2	1923%	158,4	150%	2375,2	3650%	478,9	656%
126,35	147,95	490,8	675%	7104,5	11116%	1455,9	2198%	178,2	181%	2672,1	4119%	538,8	751%
136,53	159,87	551,8	771%	7959,7	12466%	1633,8	2479%	198,0	213%	2969,0	4587%	598,6	845%

APÊNDICE F – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO PARA CÁLCULO DA CONSTANTE CARACTERÍSTICA

ID REF
Porosidade 0,413

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH ₂ O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	5,19	0,01	0,56
20	10,37	0,02	1,12
30	15,56	0,03	1,68
40	20,75	0,04	2,24
50	25,94	0,04	2,79
60	31,12	0,05	3,35
70	36,31	0,06	3,91
80	41,50	0,07	4,47
90	46,69	0,08	5,03
100	51,87	0,09	5,59

E1	72
----	----

ID C02
 Porosidade 0,402

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	5,83	0,01	0,63
20	11,66	0,02	1,26
30	17,50	0,03	1,89
40	23,33	0,04	2,51
50	29,16	0,05	3,14
60	34,99	0,06	3,77
70	40,82	0,07	4,40
80	46,66	0,08	5,03
90	52,49	0,09	5,66
100	58,32	0,10	6,28

E1	64
----	----

ID C03
 Porosidade 0,417

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	4,97	0,01	0,54
20	9,95	0,02	1,07
30	14,92	0,03	1,61
40	19,89	0,03	2,14
50	24,86	0,04	2,68
60	29,84	0,05	3,21
70	34,81	0,06	3,75
80	39,78	0,07	4,29
90	44,76	0,08	4,82
100	49,73	0,09	5,36

E1	75
----	----

ID C04

Porosidade 0,397

Fluido: *Nitrogênio*

ρ_G (kg/m³) 1,15

m_G (kg/m.s) 0,0000178

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	6,15	0,01	0,66
20	12,31	0,02	1,33
30	18,46	0,03	1,99
40	24,62	0,04	2,65
50	30,77	0,05	3,32
60	36,92	0,06	3,98
70	43,08	0,07	4,64
80	49,23	0,08	5,30
90	55,39	0,09	5,97
100	61,54	0,11	6,63

E1	61
----	----

APÊNDICE G – RESULTADOS DA SIMULAÇÃO DA ANÁLISE DE SENSIBILIDADE

ID AS1
 D_p 1,30 mm
 ϵ 0,413

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	2,94	0,01	0,75
20	5,88	0,02	1,50
30	8,82	0,03	2,25
40	11,76	0,04	3,00
50	14,70	0,04	3,75
60	17,64	0,05	4,51
70	20,58	0,06	5,26
80	23,52	0,07	6,01
90	26,46	0,08	6,76
100	29,40	0,09	7,51

ID AS2
D_P 0,24 mm
 ϵ 0,413

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,01	0,00	0,00
10	84,20	0,26	21,50
20	168,40	0,51	43,01
30	252,59	0,77	64,51
40	336,79	1,02	86,02
50	420,99	1,28	107,52
60	505,19	1,54	129,02
70	589,39	1,79	150,53
80	673,59	2,05	172,03
90	757,78	2,30	193,54
100	841,98	2,56	215,04

ID AS3
D_P 0,97 mm
 ϵ 0,520

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	1,76	0,01	0,45
20	3,52	0,01	0,90
30	5,28	0,02	1,35
40	7,04	0,02	1,80
50	8,80	0,03	2,25
60	10,56	0,03	2,70
70	12,32	0,04	3,15
80	14,07	0,04	3,59
90	15,83	0,05	4,04
100	17,59	0,05	4,49

ID AS4
D_P 0,97 mm
 ϵ 0,295

Q (NL/h)	DP (mmH2O)	U (m/s)	Re
0	0,00	0,00	0,00
10	20,35	0,06	5,20
20	40,69	0,12	10,39
30	61,04	0,19	15,59
40	81,39	0,25	20,79
50	101,74	0,31	25,98
60	122,08	0,37	31,18
70	142,42	0,43	36,37
80	162,78	0,49	41,57
90	183,12	0,56	46,77
100	203,47	0,62	51,97