

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE PERNAMBUCO
DEPARTAMENTO DE ENERGIA NUCLEAR**

**COMISSÃO NACIONAL DE ENERGIA NUCLEAR
CENTRO REGIONAL DE CIÊNCIAS NUCLEARES DO NORDESTE**

Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares

MARCELA FERREIRA MARQUES DE OLIVEIRA

**MODELAGEM DO TRANSPORTE DE SÓLIDOS EM REGIME
DENSO EM UNIDADE PILOTO A FRIO POR MEDIÇÃO DE
TRANSMISSÃO GAMA**

**Recife, PE
Fevereiro, 2018**

MARCELA FERREIRA MARQUES DE OLIVEIRA

**MODELAGEM DO TRANSPORTE DE SÓLIDOS EM
REGIME DENSO EM UNIDADE PILOTO A FRIO POR
MEDIÇÃO DE TRANSMISSÃO GAMA**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares para obtenção do título de Mestre em Ciências, Área de Concentração: Aplicação de radioisótopos na indústria e medicina.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas
Co-orientador: Prof. Dr. Enivaldo Santos Barbosa

Recife, PE
Fevereiro, 2018

Catálogo na fonte
Bibliotecário Carlos Moura, CRB-4 / 1502

O48m Oliveira, Marcela Ferreira Marques de.
Modelagem do transporte de sólidos em regime denso em unidade piloto a frio por mediação de transmissão gama. / Marcela Ferreira Marques de Oliveira. - Recife: O Autor, 2018.
104 f. : il., tabs.

Orientador: Prof. Dr. Carlos Costa Dantas.
Coorientador: Prof. Dr. Enivaldo Santos Barbosa.

Dissertação (mestrado) – Universidade Federal de Pernambuco. CTG. Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares, 2018.
Inclui referências bibliográficas e apêndices.

1. Recirculação interna. 2. Velocidade de *choking*. 3. Transmissão gama. 4. Catalisador FCC. I. Dantas, Carlos Costa, orientador. II. Barbosa, Enivaldo Santos, coorientador. III. Título.

CDD 621.48 (21. ed.)

UFPE
BDEN/2018-14

MARCELA FERREIRA MARQUES DE OLIVEIRA

**MODELAGEM DO TRANSPORTE DE SÓLIDOS EM
REGIME DENSO EM UNIDADE PILOTO A FRIO POR
MEDIÇÃO DE TRANSMISSÃO GAMA**

Dissertação submetida ao Programa de Pós-Graduação em Tecnologias Energéticas e Nucleares para obtenção do título de Mestre em Ciências, Área de Concentração: Aplicação de radioisótopos na indústria e medicina.

APROVADA EM: 26.02.2018

COMISSÃO EXAMNADORA:

Prof. Dr. Jair de Lima Bezerra – DEN/UFPE

Prof. Dr. Hilário Jorge Bezerra de Lima Filho – UNICAP

Prof. Dr. Mário Augusto Bezerra da Silva – DEN/UFPE

AGRADECIMENTOS

Primeiramente agradeço a Deus porque sem Ele não chegaria a lugares tão altos, afinal, *"melhor é o fim das coisas que o princípio delas"* (Eclesiastes 7:8).

Ao meu pai Marques e a minha mãe Valéria, por toda a dedicação por toda dedicação, cuidado e atenção. Por não me deixarem desistir nos momentos ruins e me mostrarem que é possível vencer as barreiras da vida colocando Deus na frente. As minhas irmãs, Catarine, Roberta e ao meu irmão Júnior por toda a paciência e compreensão ao longo desses dois anos. A Nick, que sempre participava dos meus estudos em casa, independente de feriados ou fins de semana.

Ao meu orientador, professor Carlos Costa Dantas, pela oportunidade concedida a mim para o desenvolvimento dessa pesquisa, e não apenas pelo crescimento intelectual, mas pessoal.

A minha querida amiga Julieta Figueirôa, por participar de todos os momentos comigo, e ser minha parceira de todas as horas, uma pessoa especial que vou levar comigo pro resto da vida. Obrigada Ju!!!

A Thalita, que alegrava o departamento todas as manhãs com seu jeito único de ser.

A meu amigo Klebson Marques, que não mediu esforços para transmitir conhecimento, sempre preocupado e disposto a ajudar.

Aos amigos que conheci nessa caminhada e ficaram marcados comigo pra sempre: Bruna, Carlos.

Agradeço aos professores que fizeram parte da banca examinadora, Jair Bezerra, Hilário Jorge, Carlos Brayner e Mário Augusto, que contribuíram com críticas valiosas.

Em especial agradeço ao professor Enivaldo Barbosa por todo apoio, paciência, dedicação, e por sempre mostrar o lado positivo de tudo.

Agradeço a todos os amigos do Departamento de Energia Nuclear da UFPE, que contribuíram para o desenvolvimento deste trabalho.

À CAPES, pelo suporte financeiro através de concessão de bolsa de estudo de mestrado.

RESUMO

O craqueamento catalítico fluido (FCC) é largamente utilizado no processo de conversão do petróleo em produtos de alto valor para mercado, como gasolina e gás liquefeito de petróleo. Desta forma, têm se tornado alvo de pesquisas científicas na tentativa de trazer mais eficiência a este processo de conversão. Um dos desafios encontrados neste processo de refino do petróleo, nas indústrias de FCC, é a recirculação interna de sólidos, que provoca um maior tempo de residência de catalisador no reator *riser*. Esse fenômeno de recirculação é mais acentuado na região de transporte denso, desta forma, este trabalho teve como objetivo avaliar os parâmetros fluidodinâmicos em uma Unidade Piloto a Frio (UPF), localizada no Laboratório Prof. Dr. Cornelius Keller do Departamento de Energia Nuclear (DEN) da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), para a determinação do fluxo mássico de recirculação de catalisador no *riser*, na região de transporte denso, a partir de um sistema de transmissão gama, por ser considerado um método não intrusivo pelo fato de não interferir no escoamento do gás – sólido dentro do *riser*. Para tanto, foi determinado o coeficiente de atenuação mássico, parâmetro básico para obter os parâmetros de fluxo a partir da radiação, do catalisador desativado para as fontes radioativas de ^{241}Am e ^{137}Cs , cujos resultados obtidos foram $(0,4752 \pm 0,0125) \text{ cm}^2/\text{g}$ e $(0,0817 \pm 0,0037) \text{ cm}^2/\text{g}$, respectivamente, apresentando resultados satisfatórios quando comparados a dados da literatura. Como a recirculação interna dos sólidos pode levar o sistema ao colapso, foram determinadas as condições limites do transporte de sólidos no *riser*, através da estimativa dos possíveis pontos de colapso para diferentes valores de velocidade de gás, sendo 1,2536 m/s; 1,3789 m/s; 1,5043 m/s; 1,6297 m/s e 1,7550 m/s, onde os valores de velocidades críticas nas condições de colapso encontrados foram: 0,8554 m/s; 0,9409 m/s; 1,0264 m/s; 1,1120 m/s e 1,1975 m/s, respectivamente. E por fim, na determinação da recirculação interna de sólidos em regime de transporte denso, foi utilizada uma abertura da válvula de injeção de sólido fixa de 54%, variando apenas a velocidade do gás, sendo utilizados 1,2536 m/s; 1,5043 m/s e 1,7550 m/s. Para as condições aplicadas, os fluxos mássicos de recirculação encontrados foram 8,6853 kg/m².s; 3,0431 kg/m².s e 1,1315 kg/m².s, o que mostram comportamento semelhante a dados encontrados por outros pesquisadores no estudo da recirculação interna de sólidos.

Palavras-chave: Recirculação interna. velocidade de *choking*. transmissão gama. catalisador FCC.

ABSTRACT

Fluid catalytic cracking (FCC) is widely used in the process of converting petroleum into high-value products such as gasoline and liquefied petroleum gas. In this way, they have become the target of scientific researches in the attempt to bring more efficiency to this process of conversion. One of the challenges encountered in this oil refining process in the FCC industries is the internal recirculation of solids, which causes a longer catalyst residence time in the *riser* reactor. This phenomenon of recirculation is more pronounced in the dense transport region, so this work had the objective of evaluating the fluid dynamics parameters in a Cold Pilot Unit (UPF), located in the Laboratory Prof. Dr. Cornelius Keller of the Department of Nuclear Energy (DEN) of the Federal University of Pernambuco (UFPE), to determine the mass flow of catalyst recirculation in the *riser* in the dense transport region, from a gamma transmission system, by being considered a non - intrusive method because it does not interfere with the gas - solid flow inside the *riser*. For this purpose, the mass attenuation coefficient, the basic parameter to obtain the flux parameters from the radiation, of the equilibrium catalyst for the ^{241}Am and ^{137}Cs radioactive sources was determined, the results obtained being $(0.4752 \pm 0, 0125) \text{ cm}^2/\text{g}$ $(0.0817 \pm 0.0037) \text{ cm}^2/\text{g}$, respectively, presenting satisfactory results when compared to data in the literature. As the internal recirculation of the solids can lead the system to collapse, the boundary conditions of the solids transport in the *riser* were determined by estimating the possible collapse points for different gas velocity values, being 1.2536m/s; 1.3789m/s; 1.5043m/s; 1.6297m/s and 1.7550m/s, where the critical velocity values in the collapse conditions were: 0.8554m/s; 0.9409 m/s; 1.0264 m/s; 1.1120 m/s and 1.1975m/s, respectively. Finally, in the determination of the internal recirculation of solids in dense transport regime, a fixed solid injection valve opening of 54% was used, varying only the gas velocity, using 1.2536m/s; 1.5043m/s and 1.7550m/s. For the applied conditions, the recirculation mass flows were $8.6853\text{kg}/\text{m}^2.\text{s}$; $3.0431\text{kg}/\text{m}^2.\text{s}$ and $1.1315\text{kg}/\text{m}^2.\text{s}$, which show similar behavior to data found by other researchers in the study of internal recirculation of solids.

Keywords: Internal recirculation. choking velocity. gamma transmission. FCC catalyst.

LISTA DE ILUSTRAÇÕES

Figura 1 – Volume hidrodinâmico de uma partícula	15
Figura 2 – Classificação das partículas.	16
Figura 3 – Esquemas dos padrões de escoamento para transporte pneumático vertical e sistemas de leito fluidizado.....	17
Figura 4 – Diagrama Geral dos Padrões de Escoamento Gás-Sólido em Sistemas de Transporte Pneumático Vertical e Leito Fluidizado.	19
Figura 5 – Esquema da seção transversal do <i>riser</i> no cálculo do comprimento da corda ao longo da varredura por transmissão gama	26
Figura 6 – Perfil radial da intensidade relativa da radiação gama na seção transversal do <i>riser</i> para diferentes aberturas de colimadores: 0,01m; 0,0013m; 0,0055m.....	27
Figura 7 – Comparação dos perfis radiais teórico e experimental da intensidade relativa da transmissão gama na seção transversal do <i>riser</i>	28
Figura 8 – Perfil radial da fração volumétrica de sólido da UPF na altura de 0,58m.....	30
Figura 9 – Fração volumétrica de sólido no <i>riser</i> da UPF na altura de 0,650m.....	30
Figura 10 – Influência do fluxo mássico de sólido na distribuição radial de sólido no <i>riser</i> ..	31
Figura 11 – Perfil radial de densidade de sólido para duas taxas de fluxo de ar prescritas. Os círculos e as cruzes correspondem ao fluxo de ar mais baixo e os triângulos no fluxo de ar mais alto.....	32
Figura 12– Esquema físico do padrão de escoamento núcleo-anular em leito fluidizado.....	33
Figura 13 – Esquema da recirculação dos sólidos em <i>riser</i>	35
Figura 14 – Esquema dos sistemas da UPF.....	36
Figura 15 – Esquema da UPF do processo de craqueamento catalítico (FCC).....	37
Figura 16 – Esquema de produção e tratamento do ar comprimido.	38
Figura 17 – Válvula de controle de pressão (VPC).	39
Figura 18 – Componentes do sistema de separação da UPF.....	40
Figura 19 – Medidor de vazão BROOKS SLA5853	41
Figura 20 – Sensor de pressão P1	41
Figura 21 – Tomógrafo de transmissão da radiação gama na primeira seção de Teste da UPF.	42
Figura 22 – Interface de controle do supervisor da UPF.	43
Figura 23 – Tomógrafo computadorizado de raios gama (TGC – 1ºG).	45
Figura 24 – Detector CANBERRA composto por um cristal cintilador de NaI(Tl) acoplado a uma fotomultiplicadora	46
Figura 25 – Interface dos programas de controle manual TCG – 1ºG.....	46
Figura 26 – Interface dos programas das medidas de intensidade da radiação gama.....	47
Figura 27 – Caixa retangular de acrílico com divisórias fixas.	47
Figura 28 – Posicionamento do recipiente vazio.....	48
Figura 29 – Medidas das intensidades da radiação gama do catalisador ativado.....	49
Figura 30 – Recipiente de catalisador de FCC	51
Figura 31 – Régua milimétrica posicionada ao lado da coluna de retorno	56
Figura 32 – Esquema da variação do nível de catalisador na coluna de retorno.....	57
Figura 33 – Recipiente da coluna de retorno.....	58
Figura 34 – Primeira seção de teste da UPF.....	61
Figura 35 – Esquema físico do padrão de escoamento núcleo – anular em leito fluidizado. ..	62
Figura 36 – Atenuação dos catalisadores utilizando a fonte ^{241}Am	67
Figura 37 – Atenuação dos catalisadores utilizando a fonte de radiação gama césio (^{137}Cs)..	69
Figura 38 – Microscopia eletrônica de varredura (MEV) do catalisador de FCC novo com aumento de 200X, (a) e $1 \times 10^3\text{X}$, (b)	71

Figura 39 – Microscopia eletrônica de varredura (MEV) do catalisador desativado com aumento de 200X, (a) e $1 \times 10^3 X$, (b)	71
Figura 40 – Espectro da difração de raios – X (DRX) de amostra de catalisadores ativado (a) e catalisador desativado de FCC (b)	73
Figura 41 – Perfil de pressão ao longo do <i>riser</i> na UPF, para abertura da VPC de 57% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.	75
Figura 42 – Perfil de pressão ao longo do <i>riser</i> na UPF, para abertura da VPC de 58% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.	76
Figura 43 – Perfil de pressão ao longo do <i>riser</i> na UPF, para abertura da VPC de 59% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.	76
Figura 44 – Perfil de pressão ao longo do <i>riser</i> na UPF, para abertura da VPC de 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.	77
Figura 45 – Fração volumétrica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.	78
Figura 46 – Fração volumétrica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 650 L/min.	78
Figura 47 – Fração volumétrica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 675 L/min.	79
Figura 48 – Fração volumétrica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 700 L/min.	79
Figura 49 – Fração volumétrica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 725 L/min.	80
Figura 50 – Fração volumétrica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 750 L/min.	80
Figura 51 – Concentração mássica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.	81
Figura 52 – Concentração mássica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 650 L/min.	82
Figura 53 – Concentração mássica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 675 L/min.	82
Figura 54 – Concentração mássica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 700 L/min.	83
Figura 55 – Concentração mássica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 725 L/min.	83
Figura 56 – Concentração mássica de sólido ao longo do <i>riser</i> na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 750 L/min.	84
Figura 57 – Coluna de retorno com catalisador para estimar a quantidade de massa por milímetro	85
Figura 58 – Perfil estimado da massa de catalisador em função fluxo mássico de sólido no alimentador gravitacional na UPF.....	86
Figura 59 – Perfis de velocidades de partículas e <i>choking</i> nas condições de operação da UPF.	87
Figura 60 – Velocidade superficial de <i>slip</i> em função das condições de operação da UPF. ...	88
Figura 61 – Variação do fator de arraste em função das condições de operação da UPF.	88
Figura 62 – Perfil radial da intensidade da radiação gama nas condições com e sem fluxo de catalisador, para as vazões volumétrica de ar de 500, 600 e 700L/min, numa abertura de 54% da VPC na UPF.	89
Figura 63 – Perfil radial da fração volumétrica de catalisador para as vazões volumétrica de ar (Q_g) de 500, 600 e 700L/min, numa abertura de 54% da VPC na UPF.....	90

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Classificação de Geldart segundo RABINOVICH e KALMAN (2011).....	18
Tabela 2 – Coeficientes empíricos da relação entre os números de Reynolds modificado e Archimedes	20
Tabela 3 – Modelos da literatura para estimar a velocidade crítica (<i>choking</i>), U_{ch}	23
Tabela 4 – Características das fontes de radiação gama utilizadas no presente trabalho.	45
Tabela 5 – Parâmetros do sistema de controle do TCG – 1 ^a G manual	49
Tabela 6 – Especificações Técnicas da Balança Analítica Shimadzu.	52
Tabela 7 – Condições experimentais para os ensaios de fluidodinâmica na UPF.....	65
Tabela 8 – Valores de coeficiente de atenuação linear, utilizando fonte de ^{241}Am , para os catalisadores ativado e desativado, associado as suas respectivas incertezas expandidas e intervalos de confiança	67
Tabela 9 – Valores de coeficiente de atenuação linear, utilizando fonte de ^{137}Cs , para os catalisadores ativado e desativado, associado as suas respectivas incertezas expandidas e intervalos de confiança	68
Tabela 10 – Massa dos catalisadores ativado e desativado, associado as respectivas incertezas padrão, para 95,45% de confiança e $k = 2,87$ para ambas medidas	69
Tabela 11 – Valores de densidade obtidos para os catalisadores ativado e desativado, associado as respectivas incertezas, para 95,45% de confiança e $k=2,43$ para ambas medidas.....	70
Tabela 12 – Valores dos coeficientes de atenuação mássico dos catalisadores de FCC	72
Tabela 13 – Dados da literatura para valores do coeficiente de atenuação mássico para o catalisador ativado utilizando as fontes de ^{241}Am e ^{137}Cs	72
Tabela 14 – Composição mássica dos catalisadores de FCC nas condições ativado e desativado, utilizando a técnica de DRX.....	74
Tabela 15 – Valores dos coeficientes de atenuação mássico dos catalisadores de FCC.	74
Tabela 16 – Valores de coeficiente do modelo ajustado pelo método <i>MQNL</i> para vazão de 625 L/min e variações de abertura de válvula.	75
Tabela 17 – Condições de operação de colapso da mistura gás – sólido no <i>riser</i> da UPF.	87
Tabela 18 – Valores de fração volumétrica e fluxo de sólidos nas regiões núcleo e anular	91

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	12
1.1	Objetivo geral	13
1.1.1	Objetivos específicos	13
2	REVISÃO DE LITERATURA	14
2.1	Caraterística das partículas	14
2.1.1	Forma	14
2.1.2	Densidade	14
2.1.3	Classificação das partículas	16
2.2	Classificação dos padrões de escoamento	17
2.3	Fluidodinâmica em leito fluidizado gás-sólido.....	20
2.3.1	Fração de vazios	21
2.3.2	Velocidade superficial das fases	21
2.3.3	Velocidade intersticial das fases	22
2.3.4	Velocidade terminal da partícula.....	22
2.3.5	Velocidade de <i>choking</i>	23
2.3.6	Velocidade e fator de <i>slip</i>	24
2.4	Medição de parâmetros fluidodinâmicos com radiação.....	25
2.4.1	Intensidade da radiação gama	26
2.4.2	Fração volumétrica de sólidos.....	29
2.4.3	Densidade ou Concentração de sólidos	31
2.5	Caracterização do problema físico em estudo – Recirculação interna de sólidos	33
3	MATERIAL E MÉTODOS	36
3.1	Unidade piloto a frio	36
3.1.1	Ciclo do catalisador	37
3.1.1.1	<i>Sistema pneumático</i>	38
3.1.1.2	<i>Sistema de injeção de sólidos</i>	39
3.1.1.3	<i>Sistema de separação</i>	39
3.1.2	Sistema de medidas	40
3.1.2.1	<i>Medidor de vazão</i>	40
3.1.2.2	<i>Sensores de pressão</i>	41
3.1.2.3	<i>Sistema de transmissão gama</i>	42
3.1.3	Sistema de controle.....	43
3.2	Procedimento experimental.....	43
3.2.1	Caracterização do catalisador.....	44
3.2.2	Coeficiente de atenuação linear dos catalisadores	44
3.2.3	Arranjo experimental.....	45
3.2.3.1	<i>Descrição experimental: cálculo do coeficiente de atenuação dos catalisadores</i>	47
3.2.3.2	<i>Modelagem matemática da atenuação de raios gama</i>	49
3.2.4	Densidade aparente.....	51
3.2.5	Coeficiente de atenuação mássico dos catalisadores	52
3.2.6	Composição dos catalisadores.....	53
3.3	Avaliação dos parâmetros fluidodinâmicos na UPF.....	53
3.3.1	Perfil de pressão ao longo do <i>riser</i>	53
3.3.2	Fração volumétrica axial e radial dos sólidos	54
3.3.2.1	<i>Técnica do gradiente de pressão</i>	54
3.3.2.2	<i>Técnica de transmissão gama</i>	55

3.3.3	Distribuição de concentração de sólidos ao longo do <i>riser</i>	55
3.4	Massa de sólidos em circulação no <i>riser</i>.....	56
3.5	Condições limite do transporte de sólidos no <i>riser</i>	58
3.6	Modelagem matemática do padrão de escoamento núcleo – anular.....	60
3.6.1	Medida da recirculação interna de catalisador	60
3.7	Condições experimentais	65
4	RESULTADOS E DISCUSSÃO	66
4.1	Caracterização do catalisador.....	66
4.1.1	Coefficiente de atenuação linear dos catalisadores ativado e desativado	66
4.1.2	Densidade aparente.....	69
4.1.3	Coefficiente de atenuação mássico	72
4.1.4	Composição dos catalisadores.....	73
4.2	Avaliação dos parâmetros fluidodinâmicos do escoamento gás – sólido na UPF. 74	
4.2.1	Pressão axial no <i>riser</i>	74
4.2.2	Fração volumétrica de solido axial.....	77
4.2.3	Concentração de sólidos ao longo do <i>riser</i>	81
4.3	Massa de sólidos em circulação no <i>riser</i>.....	84
4.4	Condições limites do transporte de sólidos no <i>riser</i>.....	85
4.5	Medidas da fração volumétrica de sólido pela técnica de transmissão gama.....	89
5	CONCLUSÃO	93
6	SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS	95
	REFERÊNCIAS	96
	APÊNDICE A –TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS DADOS	
	EXPERIMENTAIS	100
	APÊNDICE B – COEFICIENTES DE AJUSTE DOS DADOS	
	EXPERIMENTAIS	104

1 INTRODUÇÃO

O craqueamento catalítico fluido (FCC) é um processo químico que promove a quebra de hidrocarbonetos em moléculas mais simples pela ação de um catalisador. Este processo é largamente utilizado na indústria petroquímica no refino do petróleo (WANG *et al.*, 1998; e CHENG *et al.*, 1998). É considerado um processo altamente rentável por utilizar um produto de baixo valor comercial e fornecer outros produtos com alto valor associado. O interesse no processo de FCC é importante tanto para indústria como academicamente, pois, este processo está em constante desenvolvimento científico e tecnológico.

Um dos fatores que afetam a eficácia do processo de craqueamento catalítico do petróleo é a recirculação interna dos sólidos (DAVIDSON 2000; ZHU e WANG 2010; XIAOTAO *et al* 2011). A medição da taxa de recirculação e do fluxo de sólidos dentro do *riser* de reatores de FCC fornecem informações úteis na determinação de condições apropriadas para o funcionamento e maior eficiência no craqueamento de petróleo e produção de seus derivados.

A medição do fluxo de massa de sólidos em uma planta de craqueamento catalítico industrial é difícil, porque as temperaturas normais de operação são relativamente altas, tornando os procedimentos de amostragem inseguros. Em vez disso, pode ser construído um modelo reduzido do sistema, que opera a temperatura ambiente, para investigar o efeito do fluxo de massa de sólidos e outros parâmetros hidrodinâmicos.

A medição de parâmetros fluidodinâmicos em modelos de escala reduzida, através de transmissão gama, têm se destacado por ser um método não destrutivo e bastante eficaz no estudo da fluidodinâmica em reatores *riser* FCC (LIMA FILHO *et al* 2014; MOURA *et al* 2015; BRITO *et al* 2016)

Desta forma, os experimentos foram realizados no laboratório de fluidodinâmica do Departamento de Energia Nuclear (DEN) da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE), em uma Unidade Piloto a Frio (UPF) para investigação do processo de FCC cuja contribuição tem sido importante na compreensão do comportamento do fluxo gás-sólido. As informações obtidas através da pesquisa buscam trazer inovação ao processo de refino de petróleo, trazendo maior eficiência no processo de craqueamento catalítico em indústrias.

1.1 Objetivo geral

Desenvolver metodologia para determinar as condições limites do transporte de sólidos em um escoamento bifásico do tipo gás-sólido, a fim de determinar o fenômeno de recirculação interna de sólidos em reatores de FCC do tipo *riser*, e sistema de leito fluidizado circulante em uma Unidade Piloto a Frio (UPF).

1.1.1 Objetivos específicos

- 1 Avaliar os parâmetros fluidodinâmicos do escoamento bifásico gás – sólido no transporte pneumático das partículas, em leito fluidizado circulante a frio, por meio dos modelos fluidodinâmicos propostos pela literatura;
- 2 Analisar a precisão das técnicas de medidas da fração volumétrica de sólidos por meio dos métodos do gradiente de pressão e transmissão da radiação gama;
- 3 Avaliar a distribuição da fração volumétrica de sólido, e calcular a distribuição axial da concentração de sólido no *riser*.
- 4 Comparar a distribuição da concentração de catalisador com a massa de catalisador em circulação no interior do *riser*, através de medidas da variação de massa de catalisador no alimentador gravitacional na coluna de retorno.
- 5 Propor um modelo matemático para prever o escoamento bifásico gás – sólido em regime de transporte denso no transporte pneumático das partículas, em leito fluidizado circulante.

2 REVISÃO DE LITERATURA

2.1 Caraterística das partículas

2.1.1 Forma

As partículas esféricas podem ser mensuradas de várias formas diferentes. A esfericidade (ϕ) é uma das maneiras mais comumente utilizadas para determinar a forma das partículas. WADELL (1993) propôs o “*degree of true sphericity*”, o grau de verdadeira esfericidade, definida pela razão entre a área superficial de uma esfera de mesmo volume da partícula pela área superficial da partícula, definida por:

$$\phi = \left(\frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad (1)$$

sendo d_v a área superficial de uma esfera de mesmo volume da partícula [m²], e d_s a área superficial da partícula [m²].

Para:

$\phi = 1$, a partícula é esférica.

$\phi < 1$, a partícula não é esférica.

2.1.2 Densidade

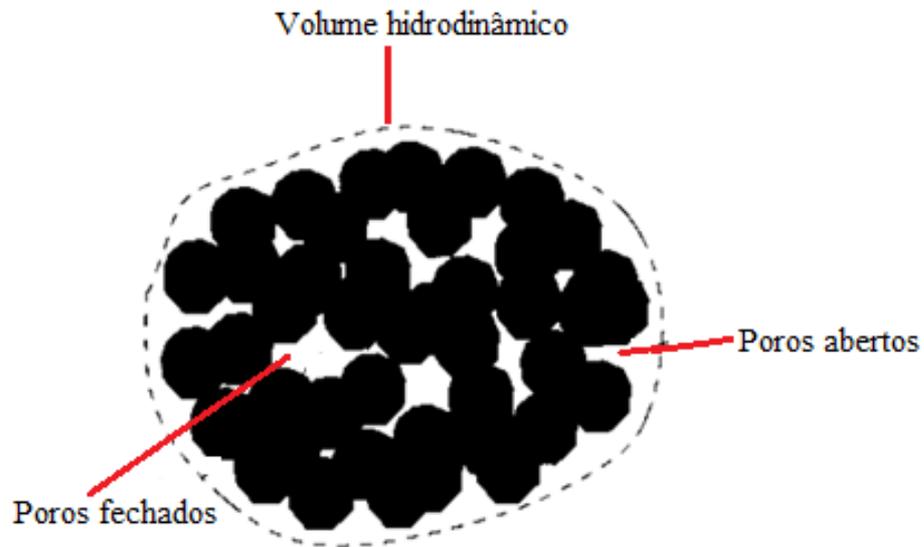
A medida de densidade realizada para sólidos não porosos é chamada densidade absoluta, ρ_{abs} , dada por:

$$\rho_{abs} = \frac{m_p}{V_m} \quad (2)$$

sendo m_p a massa da partícula e V_m o volume do material sólido que compõe a partícula.

A densidade aparente da partícula, ρ_{ap} , é a mais usual para uso nas equações de fluidização. É definida como a massa de uma partícula por seu volume hidrodinâmico, V_h , (Equação 3). A ρ_{ap} compreende todos os poros abertos e fechados, como ilustrado na Figura 1.

Figura 1 – Volume hidrodinâmico de uma partícula



Fonte: Adaptado de YANG (2003).

$$\rho_{ap} = \frac{m_p}{V_h} \quad (3)$$

Considerando um leito de partículas, a massa específica do leito é denominada densidade aparente do leito, ρ_{al} , ou densidade *bulk*. Indica a densidade das partículas levando em consideração a porosidade do sistema, isso se deve ao fato de o volume intersticial do leito poder influenciar em parâmetros como por exemplo, a permeabilidade e condutividade térmica (LAURENTINO, 2007). A densidade de *bulk* é definida por:

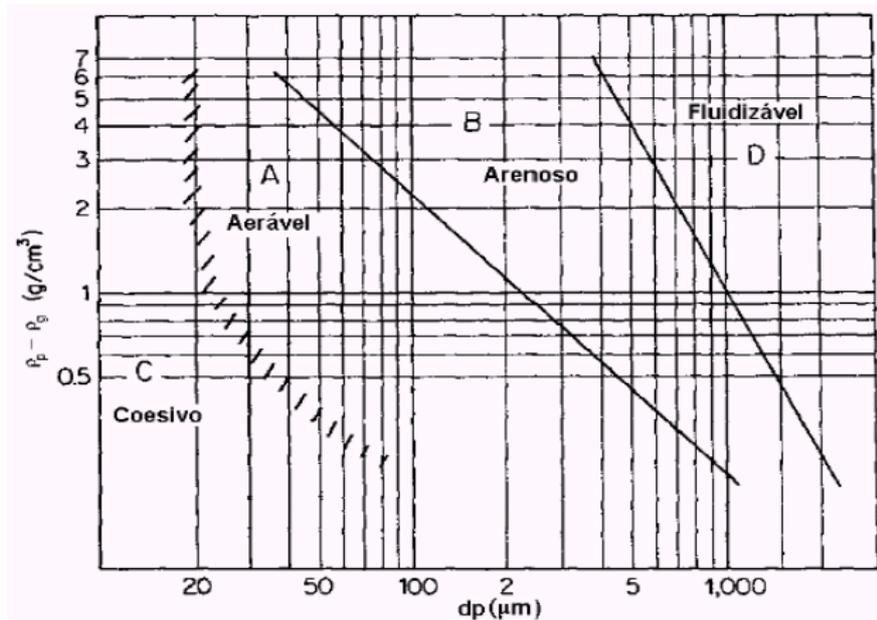
$$\rho_{al} = \frac{m_p}{V_t} \quad (4)$$

sendo V_t , o volume total, ou seja, o volume ocupado pelas partículas e pelos espaços vazios entre elas. Desta forma, o estudo dessa propriedade contribui para o entendimento dos fenômenos que ocorrem em sistemas particulados (LAURENTINO, 2007).

2.1.3 Classificação das partículas

Segundo Geldart (1973), as partículas são classificadas em quatro grupos de acordo com a diferença entre as massas específicas da fase sólida e da fase fluida ($\rho_s - \rho_g$), e pelo diâmetro médio das partículas (\bar{d}_p), conforme pode ser visto na Figura 2.

Figura 2 – Classificação das partículas.



Fonte: GELDART (1973)

As letras apresentadas na Figura 2 representam um grupo de partículas em ordem crescente de diâmetro, cujas características estão resumidas a seguir.

GRUPO A – partículas que se expandem em fase densa pouco depois da mínima fluidização e antes início do borbulhamento;

GRUPO B – partículas que se comportam como fluidização borbulhante desde a mínima fluidização;

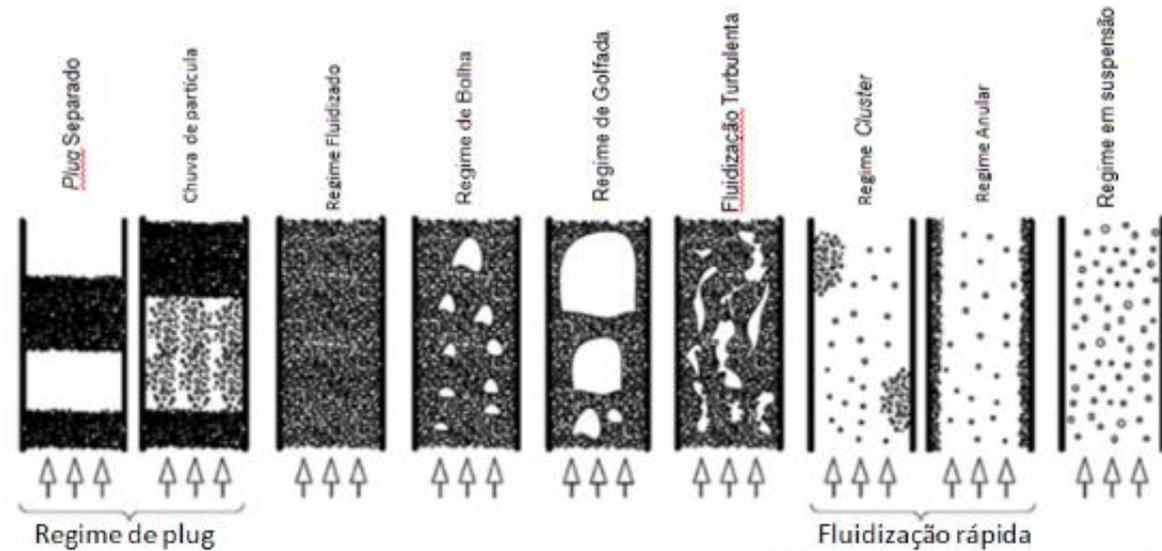
GRUPO C – partículas que apresentam dificuldade para fluidizar;

GRUPO D – Partículas capazes de formar leito em jorro estável.

2.2 Classificação dos padrões de escoamento

O escoamento bifásico do tipo gás-sólido no interior do reator tipo *riser* de uma unidade de FCC, promove misturas altamente eficientes, propiciando elevadas taxas de transferência de calor e massa, intensificando processos reativos. Para o transporte pneumático vertical, existem diferentes padrões de escoamento caracterizados, conforme pode ser visto na Figura 3, segundo RABINOVICH e KALMAN (2011).

Figura 3 – Esquemas dos padrões de escoamento para transporte pneumático vertical e sistemas de leito fluidizado.



Fonte: Adaptado de RABINOVICH e KALMAN 2011.

Os diferentes padrões de escoamento observados na Figura 3 estão em função do aumento gradativo da velocidade do gás. Através de modelos empíricos, propostos por RABINOVICH e KALMAN (2011), baseado em diversos materiais e métodos experimentais, foi proposto um diagrama generalizados dos padrões de escoamento bifásico do tipo gás – sólido para os sistemas de transporte pneumático vertical, associado a classificação das partículas proposta por GELDART (1973), conforme descrito na Seção 2.1.3.

A análise teórica e empírica de RABINOVICH e KALMAN (2011), é definida pela relação entre os números de Archimedes (Ar) e Reynolds modificado (Re_{tr}^*), expresso por:

$$Ar = \frac{g(\rho_s / \rho_g - 1)d_p^3}{v_g^2} \quad (5)$$

em que ρ_g e ρ_s são as massas específicas do gás e do sólido, respectivamente; ν_g a viscosidade cinemática, onde $\nu_g = \mu_g/\rho_g$; e \bar{d}_p o diâmetro médio da partícula. A Tabela 1 apresenta os limites do número de Archimedes para cada classificação do grupo Geldart.

Tabela 1 – Classificação de Geldart segundo RABINOVICH e KALMAN (2011).

Limites do número de Arquimedes, Ar .	Grupos Geldart
$Ar < 1$	C
$1 < Ar < 80$	A
$80 < Ar < 30000$	B
$Ar > 30000$	D

Fonte: RABINOVICH e KALMAN (2011).

E o número de Reynolds de transição modificado (Re_{tr}^*), é expresso por

$$Re_{tr}^* = Re_{tr} \left[1 - \frac{\varepsilon_{tr}}{(1 - \varepsilon_{tr})} \frac{C_v}{(1 - C_v)} \right] \quad (6)$$

em que Re_{tr} e ε_{tr} são respectivamente, o número de Reynolds e a fração volumétrica de sólido no limite de transição do padrão de escoamento gás-sólido. E C_v é a concentração volumétrica de sólido em circulação no *riser*.

Tendo que o número de Reynolds no limite de transição do padrão de escoamento, Re_{tr} , na Equação 6, é definido por

$$Re_{tr} = \left(\frac{\rho_g D}{\mu_g} \right) U_{tr} \quad (7)$$

sendo ρ_g , μ_g e D a massa específica, viscosidade absoluta do gás e o diâmetro interno do *riser*, respectivamente. E U_{tr} é a velocidade do limite de transição do padrão de escoamento gás-sólido.

E a concentração volumétrica de sólido em circulação no *riser*, C_v , dada na Equação 6, é determinada por:

$$C_v = \frac{\eta \rho_g}{\rho_s + \eta \rho_g} \quad (8)$$

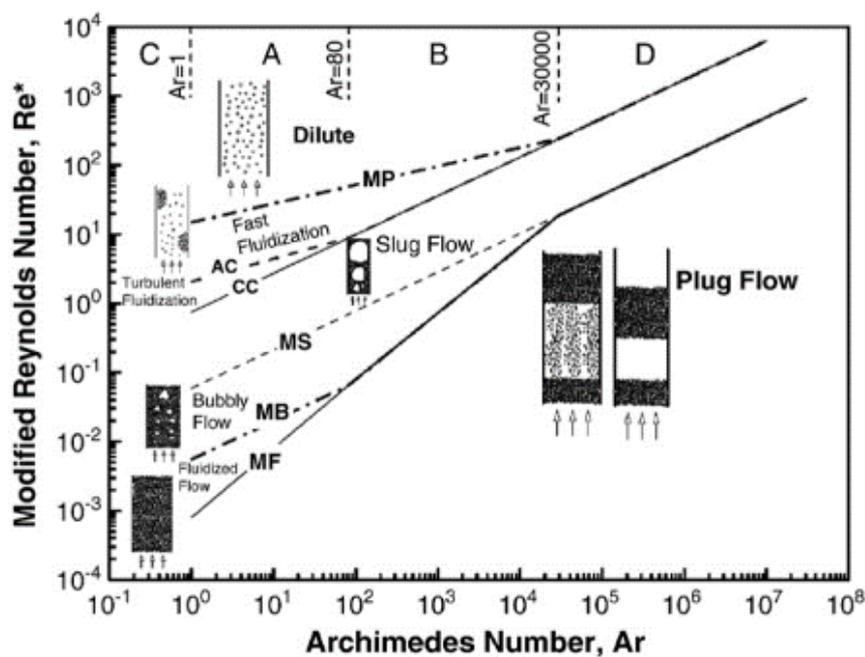
em que ρ_g e ρ_s são as massas específicas do gás e do sólido, respectivamente. E η é a razão entre as vazões mássica de sólido e gás, definida por:

$$\eta = \frac{\dot{m}_s}{\dot{m}_g} \quad (9)$$

sendo \dot{m} a vazão mássica e os subscritos s e g referem-se as fases gasosa e particulada, respectivamente.

Então, a partir da relação entre os números de Archimedes (Ar) e Reynolds modificado (Re_{tr}^*), os autores RABINOVICH e KALMAN (2011) estabeleceram um diagrama geral dos padrões de escoamento gás-sólido em sistemas de transporte pneumático vertical, como demonstrado na Figura 4.

Figura 4 – Diagrama Geral dos Padrões de Escoamento Gás-Sólido em Sistemas de Transporte Pneumático Vertical e Leito Fluidizado.



Fonte: RABINOVICH e KALMAN (2011).

Os limites de transições dos padrões de escoamento bifásico gás – sólido são obtidos através do modelo matemático proposto no trabalho de RABINOVICH e KALMAN (2011), expresso por:

$$Re_{tr}^* = c Ar^m \quad (10)$$

no qual Ar corresponde ao número de Archimedes, calculado pela Equação 5; c e m são parâmetros determinados em função do número de Archimedes, conforme especificado na Tabela 2.

Tabela 2 – Coeficientes empíricos da relação entre os números de Reynolds modificado e Archimedes

Velocidade (m/s)	Constantes da Equação 10		Limites
	c	m	
	0,0008	1	$1 < Ar < 80$
Mínima fluidização (MF)	0,000955	0,96	$80 < Ar < 30000$
	0,059	0,56	$Ar > 30000$
Borbulhante mínima (MB)	0,0055	0,56	$1 < Ar < 80$
	0,000955	0,96	$80 < Ar < 30000$
	0,059	0,56	$Ar > 30000$
Bolhas grandes (slugs) (MS).	0,059	0,56	$Ar > 1$
afogamento (<i>choking</i>) (CC)	0,75	0,56	$Ar > 1$
afogamento (<i>choking</i>) (AC)	2,06	0,33	$1 < Ar < 80$
	0,75	0,56	$Ar > 80$
Pressão mínima (MP)	14,9	0,27	$1 < Ar < 30000$
	0,75	0,56	$Ar > 30000$

Fonte: RABINOVICK e KALMAN (2011)

2.3 Fluidodinâmica em leito fluidizado gás-sólido

Neste tópico serão descritas algumas variáveis de processo utilizadas ao longo desta dissertação, necessárias para a compreensão da fluidodinâmica do escoamento bifásico gás sólido em *riser* em leito fluidizado circulante.

2.3.1 Fração de vazios

Considerando uma mistura em suspensão, composta pelas fases fluida (gás) e particulada (sólido), tendo um volume de partículas V_s , a fração de vazios de um leito fluidizado ε_g , pode ser definida como a relação entre o volume de fluido e o volume total do leito, expressa por:

$$\varepsilon_g = \frac{V_g}{V_t} = \frac{V_t - V_s}{V_t} = 1 - \frac{V_s}{V_t} = 1 - \varepsilon_s \quad (11)$$

sendo V_g o volume do gás [m^3], V_t o volume total do leito [m^3], e ε_s a fração de partículas (sólidos) no leito [-].

2.3.2 Velocidade superficial das fases

No escoamento bifásico gás – sólido a velocidade superficial das fases fluida e particulada, são definidas em função da vazão volumétrica por:

$$U_\alpha = \frac{Q_\alpha}{A} \quad (12)$$

em que Q e A são a vazão volumétrica [m^3/s] e a área da seção transversal ao escoamento [m^2], respectivamente. Em escoamentos gás – sólido, o subscrito α representa as fases g (gasosa) e s (sólida).

Para um sistema bifásico gás – sólido, a Equação 12 é reescrita para a fase particulada em função da vazão mássica de sólido como:

$$U_s = \frac{\dot{m}_s}{\rho_s A} \quad (13)$$

sendo \dot{m}_s e ρ_s a vazão mássica [kg/s] e densidade [kg/m^3] da fase partícula, respectivamente. E A a área da seção transversal ao escoamento [m^2].

2.3.3 Velocidade intersticial das fases

Em escoamentos bifásicos do tipo gás-sólido, a velocidade intersticial do gás e do sólido sofre influência da dispersão de cada fase em um volume de controle específico. Então, a velocidade das fases, u_α , é reescrita em função da velocidade superficial (Subseção 2.3.2) e da fração volumétrica (Subseção 2.3.1) por:

$$u_\alpha = \frac{U}{\varepsilon_\alpha} \quad (14)$$

em que o subscrito α representa as fases g (gasosa) e s (sólida), respectivamente.

2.3.4 Velocidade terminal da partícula

Quando uma partícula movimentada – se juntamente com um fluido, ela sofre uma força resistiva ao movimento, conhecida por força de arraste (CREMASCO, 2012). A velocidade onde há o equilíbrio das forças que atuam na partícula, forças peso e empuxo, corresponde a velocidade terminal, U_t , definida por:

$$U_t = \left(\frac{\mu_g}{\rho_g \bar{d}_p} \right) Re_t \quad (15)$$

tendo que μ_g é a viscosidade do gás [Pa.s]; ρ_g a massa específica do gás [kg/m³]; \bar{d}_p é o diâmetro médio da partícula [m] e Re_t o número de Reynolds terminal da partícula [-], expresso por:

$$Re_t = \left[\left(\frac{Ar_m}{24} \right)^{-0,95} + \left(\frac{Ar_m}{0,43} \right)^{-0,95/2} \right]^{-1/0,95} \quad (16)$$

onde Ar_m é o número de Arquimedes modificado, posto em termos da viscosidade cinemática (ν_g) e do campo externo por:

$$Ar_m = \frac{4}{3} \frac{g(\rho_s/\rho_g - 1)\bar{d}_p^3}{\nu_g^2} \quad (17)$$

sendo g a aceleração da gravidade, ρ_s a massa específica da partícula e a viscosidade cinemática igual a $\nu_g = \mu_g/\rho_g$.

2.3.5 Velocidade de *choking*

No escoamento bifásico gás-sólido em *riser* de FCC, quando a velocidade da fase gasosa não é suficiente para arrastar a fase particulada, a concentração de sólidos aumenta, ocasionando uma recirculação interna da fase particulada. Esse processo cumulativo de sólido pode levar o sistema ao colapso.

A estimativa da velocidade de *choking*, nas condições de colapso, permite estabelecer uma relação entre a velocidade do gás e o fluxo mássico de sólidos promovendo o correto funcionamento das unidades de FCC.

A Tabela 3 apresenta alguns modelos encontrados na literatura propostos por diversos autores para estimar a velocidade crítica (*choking*) em leitos fluidizados.

Tabela 3 – Modelos da literatura para estimar a velocidade crítica (*choking*), U_{ch} .

Autor	Modelo matemático
Leung et al (1971)	$U_{ch} = 32,3 \frac{G}{\rho_p} + 0,97U_t$
Yousfi e Gau (1974)	$\frac{U_{ch}}{\sqrt{gd_p}} = 32 \text{Re}_t^{-0,006} \left(\frac{G}{\rho_g U_{ch}} \right)^{0,28}$
Matsen (1982)	$U_{ch} = 10,74U_t \left(\frac{G}{\rho_p} \right)^{0,227}$
Bi e Fan (1991)	$\frac{U_{ch}}{\sqrt{gd_p}} = 21,6 \left(\frac{G}{\rho_g U_{ch}} \right)^{0,542} Ar^{0,105}$

Fonte: ZHANG et al. (2014).

sendo G fluxo mássico de sólidos [$\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$], ρ_p densidade absoluta da partícula [kg/m^3], ρ_g densidade do gás [kg/m^3], U_t velocidade terminal da partícula [m/s], Re_t número de Reynolds terminal [-], d_p diâmetro médio da partícula [m] e a g aceleração da gravidade [m/s^2].

2.3.6 Velocidade e fator de *slip*

A velocidade de *slip*, v_s , foi utilizada por DAVIDSON (2000) para estudar o padrão de escoamento núcleo – anular em sistema de leito fluidizado circulante. Em que v_s corresponde a velocidade relativa entre as velocidades do gás, u_g , e do sólido, u_s , expressa por:

$$v_s = u_g - u_s \quad (18)$$

No estudo do transporte de sólidos em sistema de leito fluidizado circulante, STEMERDING (1962) e PATIENCE *et al* (1992) não correlacionam u_g e u_s a partir da velocidade de *slip* (v_s), e sim a partir do fator de *slip*, ψ , que, de forma geral, corresponde a razão de escorregamento entre as fases gasosa (u_g) e particulada (u_s), definida por:

$$\psi = \frac{u_g}{u_s} \quad (19)$$

STEMERDING (1962) determinou o valor do fator de *slip* aparente, S^* , a partir da densidade média aparente no *riser* ($\Delta P/gL$) e da densidade de “não escorregamento” (G_s/U_g), em que:

$$S^* = \frac{\Delta P U_g}{G_s g L} = \varepsilon_g \psi \quad (20)$$

Sendo Δp a variação de pressão ao longo do *riser*; U_g a velocidade superficial do gás; G_s o fluxo mássico de sólidos; g a aceleração da gravidade e L o comprimento do *riser*.

PATIENCE *et al* (1992) estabeleceu uma correlação empírica para o fator de *slip* (ψ), definido na Equação 19, associando condições experimentais de *risers* industriais a dados obtidos experimentalmente em unidades piloto. Esta correlação empírica, levou em consideração propriedades como velocidade do gás, diâmetro do *riser* e propriedades da

partícula, que estão diretamente ligadas aos números de Froude (Fr) e Froude terminal da partícula (Fr_t), dado por:

$$\psi = \frac{u_g}{u_s} = 1 + \frac{5,6}{Fr} + 0,47Fr_t^{0,41} \quad (21)$$

em que Fr é o número de Froude e Fr_t o número de Froude terminal, determinados por:

$$Fr = \frac{U_g}{\sqrt{gD}} \quad (22)$$

e

$$Fr_t = \frac{U_t}{\sqrt{gD}} \quad (23)$$

sendo U_g a velocidade superficial do gás; U_t é a velocidade terminal das partículas; g a aceleração da gravidade e D o diâmetro interno do *riser*.

A Equação 21 é aplicável em leitos em fluidização rápida e transporte pneumático em escoamento gás-sólido em leito fluidizado circulante, pertencente aos Grupos A e B do diagrama de classificação de GELDART (1973) em sistemas particulados (YANG, 2003).

2.4 Medição de parâmetros fluidodinâmicos com radiação

As técnicas não intrusivas são adequadas para estudar em detalhes o comportamento do fluxo interno em tubos e, em geral, a dinâmica de fluidos de sistemas multicomponentes. Técnicas envolvendo o uso de radiação, depois de emergir de uma seção transversal de um tubo, permitindo a quantificação da mistura multicomponente e previsão dos perfis radiais e axiais da distribuição da fração volumétrica dos componentes, LOURENÇO *et al* (2003).

Então, a relação entre os fótons atenuados pelo absorvedor (I) e os fótons transmitidos sem a presença do mesmo (I_0) e dada pela lei de Beer – Lambert, expressa por:

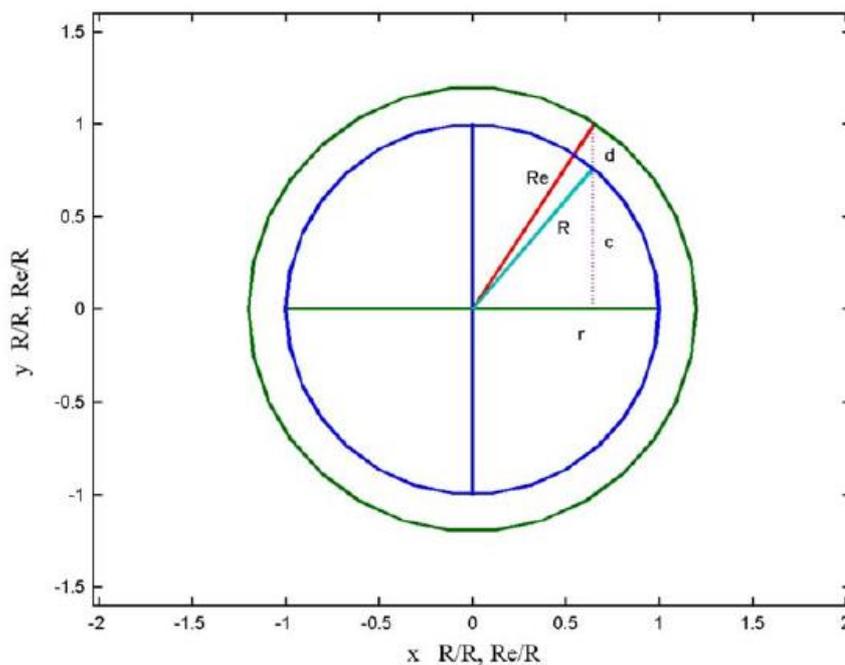
$$I = I_0 e^{-\mu(Z,E)x} \quad (24)$$

em que I e I_0 representam as intensidades dos feixes da radiação emergente e incidente, respectivamente, μ o coeficiente de atenuação linear, específico para cada material e x a espessura do objeto absorvedor.

2.4.1 Intensidade da radiação gama

O uso da radiação gama na avaliação da interação gás-sólido em *risers* de FCC foi utilizada por DANTAS *et al* (2006), a fim de avaliar a simetria e influência da parede do *riser* na irradiação da seção transversal. Um dos pontos abordados por Dantas *et al* (2006) foi a determinação da espessura da parede do *riser* ao longo da varredura por transmissão gama, seguindo a correlação ilustrada na Figura 5.

Figura 5 – Esquema da seção transversal do *riser* no cálculo do comprimento da corda ao longo da varredura por transmissão gama



Fonte: DANTAS *et al* (2006)

Na Figura 5, tem-se que R e R_e os raios interno e externo do *riser*, respectivamente, c a corda interna do *riser* e r o deslocamento correspondente ao escaneamento do *riser* (ou intervalo de escaneamento) e d a espessura da parede do tubo *riser*. Desta forma, a espessura da parede do *riser*, d , ao longo da trajetória gama, pode ser determinada segundo DANTAS *et al* (2006) como sendo:

$$d = \sqrt{R_e^2 - r^2} - \sqrt{R^2 - r^2} \quad (25)$$

em que d , é obtido a partir das seguintes expressões:

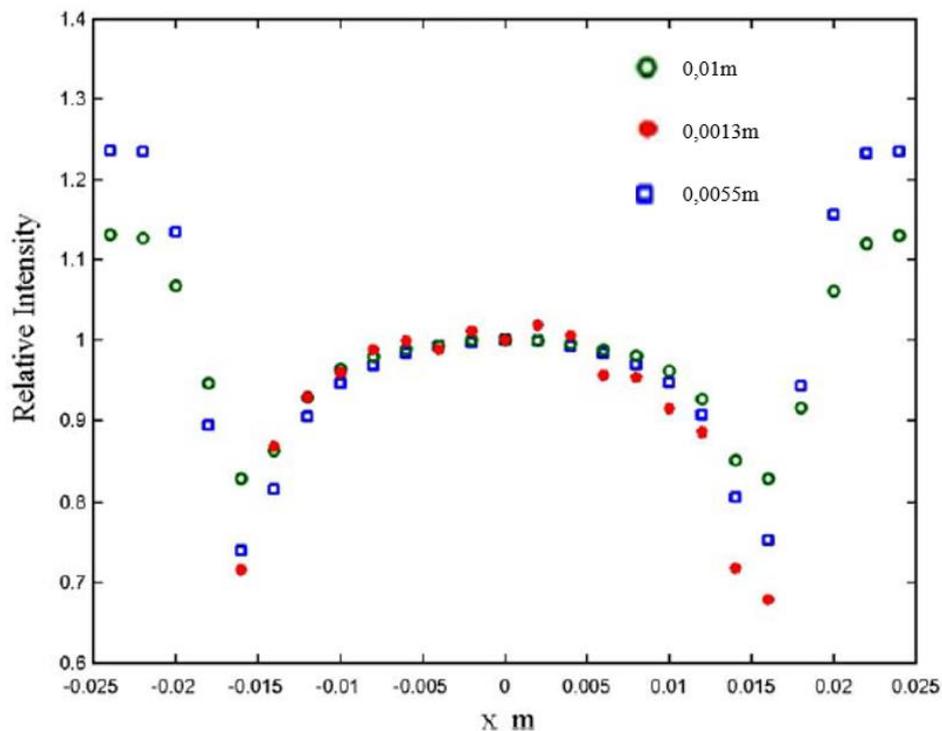
$$R^2 = c^2 + r^2 \quad (26)$$

$$R_e^2 = (c + d)^2 + r^2 \quad (27)$$

Observa – se de acordo com a Figura 5 que a origem do sistema de coordenadas cartesiano coincide com o centro geométrico da seção transversal do reator *riser*, então $c = 2c$ e $d = 2d$. Determinado assim a corda interna do *riser*, $2c$, e a espessura da parede do *riser* atravessada pela radiação gama, $2d$.

Sendo assim, Através da ilustração demonstrada na Figura 5 é possível compreender o comportamento do perfil radial na interação da radiação ao atravessar uma seção transversal do *riser*, que resulta no perfil observado na Figura 6.

Figura 6 – Perfil radial da intensidade relativa da radiação gama na seção transversal do *riser* para diferentes aberturas de colimadores: 0,01m; 0,0013m; 0,0055m.

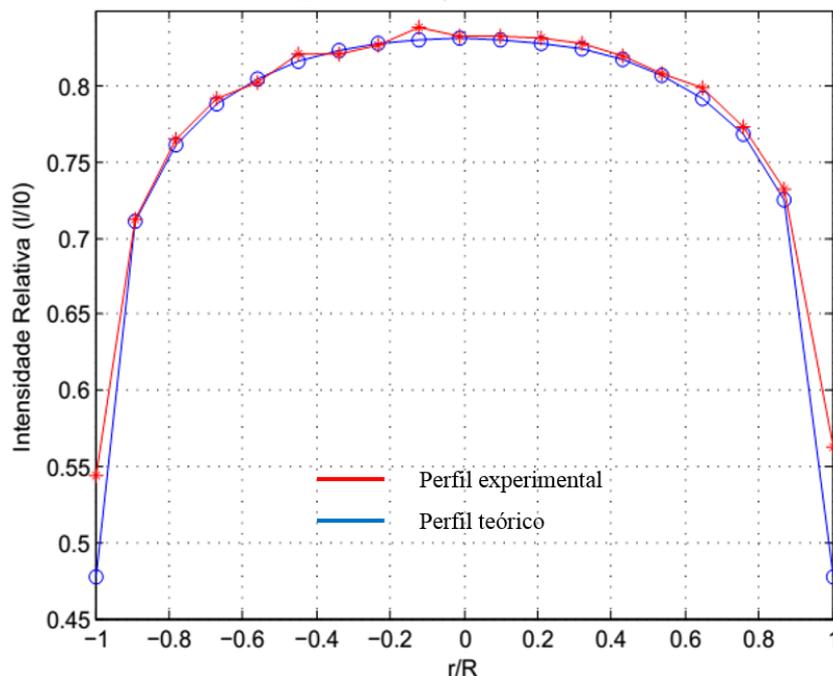


Fonte: Adaptado DANTAS *et al* (2006).

A Figura 6 demonstra o perfil radial obtido por DANTAS *et al* (2006) através de radiação gama, utilizando fluxo de sólidos constante e diferentes diâmetros de aberturas de colimadores para a fonte de radiação, com dimensões de 10mm; 5,5mm e 1,3mm. Observou – se que o perfil obtido demonstrou uma atenuação crescente da radiação até que o feixe gama atingisse a região interna do *riser*. Esta variação crescente da atenuação corresponde a espessura da parede do *riser* atravessada pela radiação, demonstrando que, à medida que a corda varia, a espessura da parede também varia.

O equacionamento proposto por DANTAS *et al* (2006) também foi aplicado por BRITO *et al* (2013) ao avaliar a simetria de um *riser*, comparando um perfil radial teórico a um perfil radial obtido por transmissão gama, como demonstrado na Figura 7.

Figura 7 – Comparação dos perfis radiais teórico e experimental da intensidade relativa da transmissão gama na seção transversal do *riser*.



Fonte: Adaptado BRITO *et al* (2013)

Sendo constatado a simetria do *riser* na comparação entre os perfis teórico e experimental, apresentados na Figura 7. O perfil obtido por BRITO *et al* (2013) apresentou o mesmo comportamento observado por DANTAS *et al* (2006).

2.4.2 Fração volumétrica de sólidos

A partir das medidas de intensidade da radiação obtidas através da varredura da seção transversal do *riser*, conforme pode ser visto na Subseção 2.4.1, é possível obter parâmetros de fluxo que permitem melhor inferência da interação gás – sólido de forma não intrusiva, como por exemplo, a distribuição radial dos sólidos pode ser avaliada a partir das medidas de intensidade obtidas pela varredura da seção transversal do *riser*, conforme DANTAS *et al* (2008); MENG *et al* (2009); SANTOS *et al* (2013); HENSLER *et al* (2016).

MELO *et al* (2005) e SANTOS *et al* (2009) obtiveram valores de fração volumétrica radial dos sólidos, ε_{sr} , através da transmissão da radiação gama. As medidas foram determinadas por meio de uma adaptação da equação de Beer – Lambert proposta por WIRTH e MOLERUS (1991), expressa por.

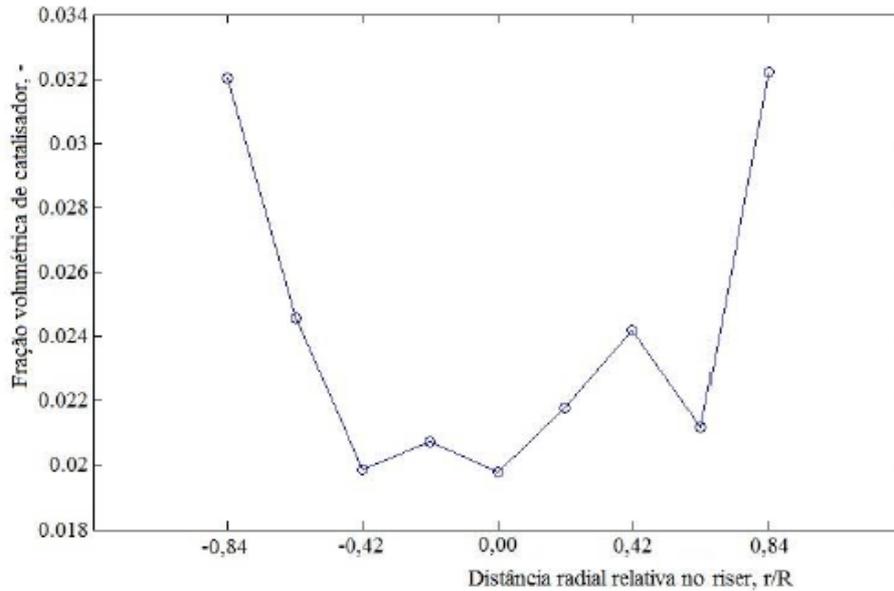
$$\varepsilon_{sr} = \frac{1}{\rho_s \left(\frac{\mu}{\rho_s} \right) D} \ln \left(\frac{I_V}{I_F} \right) \quad (28)$$

sendo μ/ρ_s , o coeficiente da atenuação mássico do sólido, definido pela razão entre o coeficiente de atenuação linear (μ) e a densidade do sólido (ρ_s). E I_F e I_V são os valores de intensidade da radiação gama com e sem condição de fluxo de sólido, respectivamente, no centro do *riser*, onde D corresponde ao diâmetro interno do *riser*.

SANTOS (2013) e MOURA *et al.* (2015) determinaram a distribuição radial de sólidos através da obtenção da fração volumétrica de sólidos, ou seja, ao longo da trajetória da radiação na varredura da seção transversal, conforme Figura 8. Para tanto, substituiu-se o termo D da Equação 28 por c , que corresponde as cordas internas do *riser*, calculadas pelas Equações 26 e 27, obtendo assim uma matriz de dados correspondente ao intervalo de escaneamento por:

$$\varepsilon_{sr} = \frac{1}{\rho_s \left(\frac{\mu}{\rho_s} \right) c} \ln \left(\frac{I_V}{I_F} \right) \quad (29)$$

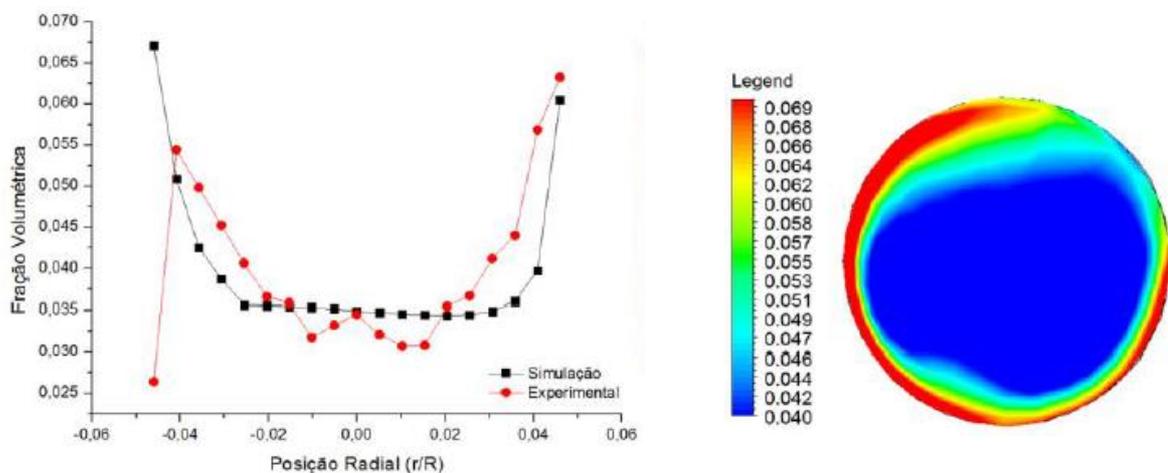
Figura 8 – Perfil radial da fração volumétrica de sólido da UPF na altura de 0,58m.



Fonte: SANTOS (2013).

O perfil radial da fração volumétrica de sólido na seção transversal do *riser* da UPF obtido por SANTOS (2013), na Figura 8, apresentou mesmo comportamento obtido por LIMA FILHO *et al* (2014), que validou experimentalmente simulações de CFD de um leito fluidizado circulante tipo gás sólido, através da análise da distribuição radial de sólidos em uma seção transversal de um *riser* a frio utilizando transmissão gama, como demonstrado na Figura 9.

Figura 9 – Fração volumétrica de sólido no *riser* da UPF na altura de 0,650m.



(a) Perfil.

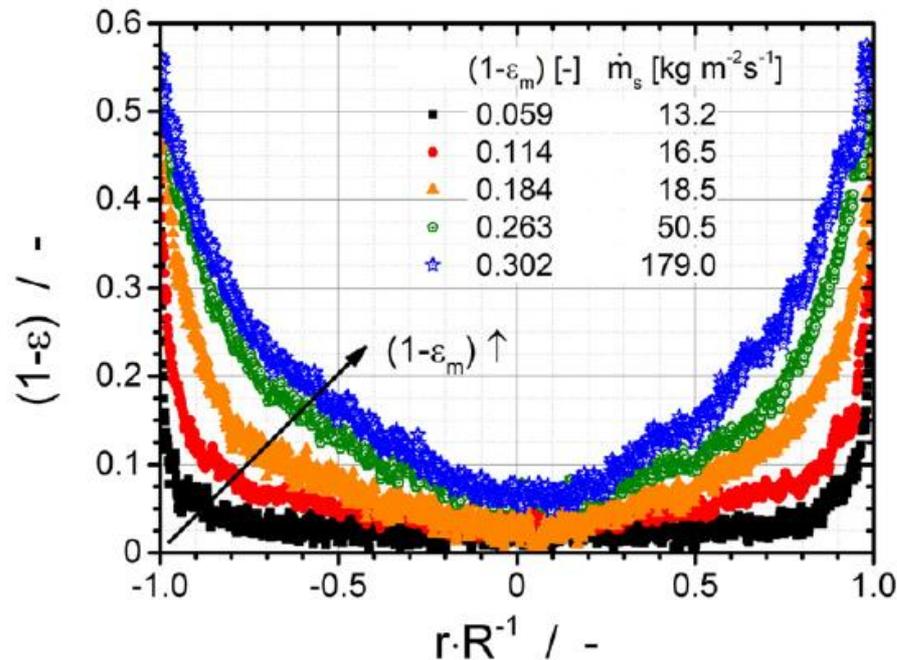
(b) Distribuição.

Fonte: LIMA FILHO *et al* (2014).

Como apresentado na Figura 9, os resultados obtidos por LIMA FILHO *et al* (2014), apresentaram resultados satisfatórios comparando os perfis experimentais e perfis simulados por CFD, mostrando que a união entre as duas técnicas é capaz de prever com precisão escoamentos complexos como o escoamento gás-sólido.

MENG *et al* (2009) e HENSLER *et al* (2016), avaliaram a distribuição radial de sólidos a partir tomografia computadorizada por raios X, obtendo perfis semelhantes aos encontrados por MOURA (2015), que utilizaram radiação gama na varredura da seção transversal, conforme pode ser visto na Figura 10.

Figura 10 – Influência do fluxo mássico de sólido na distribuição radial de sólido no riser



Fonte: HENSLER *et al* 2016

2.4.3 Densidade ou Concentração de sólidos

Um parâmetro que também pode ser medido por intensidade da radiação, é a concentração de sólido, C_s , que é consequência das medidas de fração volumétrica, ε_{sr} , podendo ser calculada por:

$$C_s = \rho_p \varepsilon_{sr} \quad (30)$$

em que ρ_s é densidade do sólido e ε_{sr} é calculado pela Equação 29.

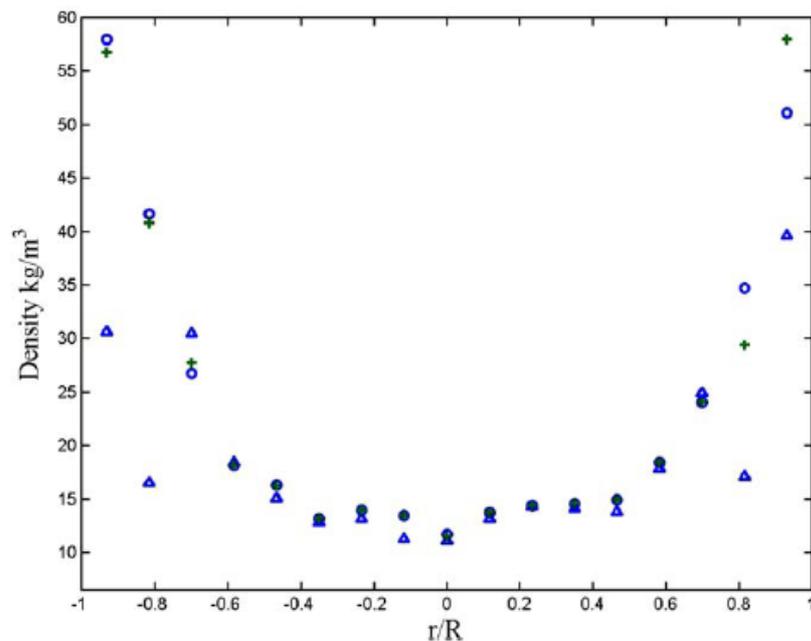
DANTAS *et al* (2006) obteve os perfis de concentração na seção transversal em *riser* experimental, através de transmissão gama, no intuito de definir as regiões núcleo-anular, através da determinação de um círculo de raio s , cujo centro é coincidente com o centro do *riser*, com coordenadas: x na direção radial e y na direção das cordas do tubo, determinando assim, a seguinte correlação:

$$\rho_{\text{núcleo}}(x, y) = \begin{cases} 1, & \text{se } \sqrt{x^2 + y^2} < s \\ 0, & \text{se } \sqrt{x^2 + y^2} > s \end{cases} \quad (31a)$$

$$\rho_{\text{anular}}(x, y) = \begin{cases} 1, & \text{se } \sqrt{x^2 + y^2} > s \\ m, & \text{se } \sqrt{x^2 + y^2} < s \end{cases} \quad (31b)$$

Através das Equações 31a e 31b, foi possível identificar a região de núcleo e a região anular, sendo 0 e 1 são os intervalos de uma dada densidade, e $m = (c - y)$ com c e y o comprimento das cordas do *riser* e do círculo respectivamente. O perfil de distribuição da concentração de sólidos em uma seção transversal do *riser* obtido por DANTAS *et al* 2006 está demonstrado na Figura 11.

Figura 11 – Perfil radial de densidade de sólido para duas taxas de fluxo de ar prescritas. Os círculos e as cruzes correspondem ao fluxo de ar mais baixo e os triângulos no fluxo de ar mais alto.



Fonte: DANTAS *et al* (2006)

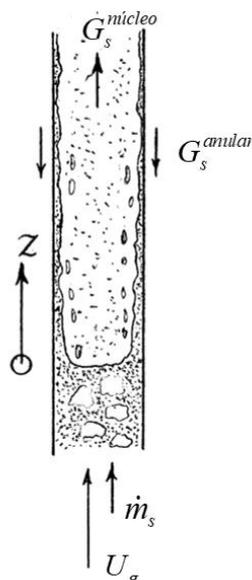
Desta forma, foi possível demonstrar a importância da aplicação das técnicas nucleares na avaliação dos parâmetros fluidodinâmicos, em uma seção transversal, de forma eficiente e satisfatória, em reatores *riser* experimentais.

2.5 Caracterização do problema físico em estudo – Recirculação interna de sólidos

Em *riser* de FCC, a mistura das fases gás-sólido não varia de forma uniforme nos eixos axial e radial. Segundo FREIRE *et al* 1993, a distribuição axial é dividida basicamente em regime diluído, onde há suspensão uniforme das partículas, ausência de recirculação interna, e regime denso, onde observa-se um escoamento não uniforme, apresentando presença de aglomerado de partículas (*clusters*), como também é evidenciada a recirculação interna de sólidos, caracterizado por um escoamento ascendente na parte central do tubo e descendente próximos a parede.

Estudos demonstram que a distribuição de sólidos radialmente se dá a partir de uma região densa próximo as paredes do *riser*, e uma região diluída, no centro do *riser* (BERRUTI *et al* 1995; DAVIDSON 2000; RAO *et al* 2011). Este padrão de escoamento gás – sólido é chamado núcleo – anular e é caracterizado por um escoamento ascendente na região de núcleo (centro do *riser*), e um escoamento descendente na região anular, próximo a parede do *riser*, conforme esquematizado na Figura 12.

Figura 12– Esquema físico do padrão de escoamento núcleo-anular em leito fluidizado.



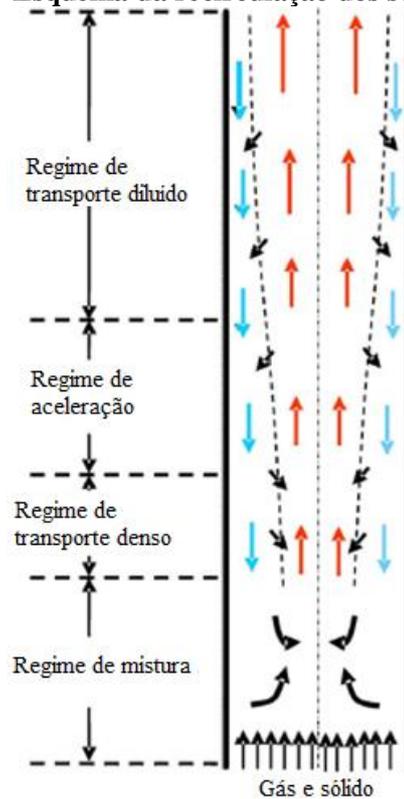
Fonte: Adaptado de DAVIDSON (2000).

Em reatores *riser* FCC, o processo ideal seria que o fluxo mássico de sólido no *riser* apresentasse o mesmo comportamento da região de núcleo, $G_s^{núcleo}$, contudo, como visto na Figura 12, existe um fluxo de sólido em sentido contrário ao escoamento, $G_s^{granular}$, o que compromete o desempenho dos reatores de FCC, na conversão de frações pesadas do petróleo em derivados mais nobres, como a gasolina, devido ao acúmulo de partícula (catalisador) retornando para a base do reator (CAO e WEINSTEIN, 2000). O catalisador que escoar em sentido descendente, está impregnado por coque, gerado pelas reações químicas, então sua capacidade catalítica é suprimida de forma que precisa ser regenerado antes de retornar para a base do *riser*.

Deste modo, a recirculação interna de catalisador em reatores FCC tem sido alvo de várias pesquisas no que diz respeito a leitos fluidizados circulantes: WEI *et al.*(1995); CHENG *et al.*(1998); WANG *et al.*(1998) determinaram que a maior concentração de sólidos em torno do núcleo provoca o escorregamento das partículas pela parede em sentido descendente. DAVIDSON (2000) analisou o modelo núcleo – anular a partir de dados de experimentos da literatura, determinando o fluxo mássico de sólidos nas regiões de núcleo e anular, o que permitiu determinar a velocidade com que o filme de partículas escoar no sentido descendente à parede do *riser*, provando que a velocidade de deslizamento (*slip*) é muito maior que a velocidade terminal das partículas na região anular.

ZHU e WANG (2010) estudaram o padrão de escoamento núcleo – anular em sistemas multifásico do tipo gás – sólido, a fim de caracterizar um problema típico de reatores de FCC, a recirculação interna dos sólidos em regime de transporte denso, esquematizada na Figura 13. Exploraram a condição de não equilíbrio hidrodinâmico das partículas sólidas, mostrando a presença de uma força resistente resultante da colisão entre partículas quando os sólidos são acelerados em transporte de fase densa, o que difere das premissas de equilíbrio local em que se baseia a modelagem atual da teoria da energia cinética para a fase particulada, concluindo que para uma modelagem completa desta resistência induzida por colisão, há necessidade de uma revisão total da teoria da energia cinética granular.

Figura 13 – Esquema da recirculação dos sólidos em *riser*.



Fonte: ZHU e WANG (2010)

RAO *et al* (2011) afirmou que a queda do filme de partículas próximo a parede do *riser* tem forte influência da formação de aglomerado (*cluster*), e estimou a espessura deste filme a partir de uma análise adimensional das propriedades do *cluster*.

PANDAY *et al* (2016) desenvolveram um modelo dinâmico do *riser* a partir da conservação da massa de sólidos, calculando o tempo de residência médio da partícula sólida no *riser*. LAPPAS *et al* (2017), apresentaram o efeito do tempo de residência do catalisador na conversão da matéria – prima, mostrando que o tempo de residência do catalisador varia com o volume do reator e com a taxa de circulação do catalisador.

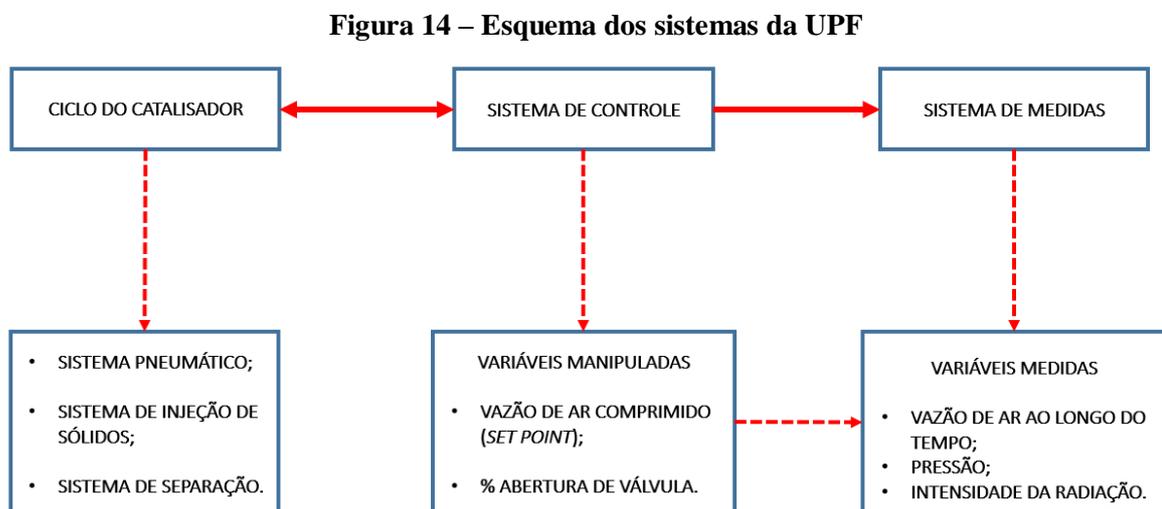
Desta forma, faz – se necessário um estudo mais aprofundado do padrão de escoamento núcleo – anular em sistemas bifásicos do tipo gás - sólido, no intuito de promover o melhor desempenho dos reatores de FCC, na tentativa de minimizar a recirculação interna dos sólidos.

3 MATERIAL E MÉTODOS

Os estudos experimentais do comportamento fluidodinâmico do processo de craqueamento catalítico (Fluid Catalytic Cracking - FCC) foram realizados na Unidade Piloto a Frio (UPF), que se encontra no Laboratório Prof. Dr. Cornelius Keller do Departamento de Energia Nuclear (DEN), do Centro de Tecnologia e Geociências – Escola de Engenharia de Pernambuco (CTG – EEP), da Universidade Federal de Pernambuco (UFPE). A unidade em questão refere-se a um sistema de leito fluidizado circulante a frio, para obter parâmetros válidos num projeto de *scale-up* de reatores industriais.

3.1 Unidade piloto a frio

A Unidade Piloto a Frio (UPF), é um modelo em escala reduzida com sistema de leito fluidizado circulante. O funcionamento da UPF está ligado a um conjunto de três sistemas básicos, sendo eles: ciclo do catalisador, sistema de controle e sistema de medidas, como esquematizado na Figura 14.



Fonte: Autoria própria

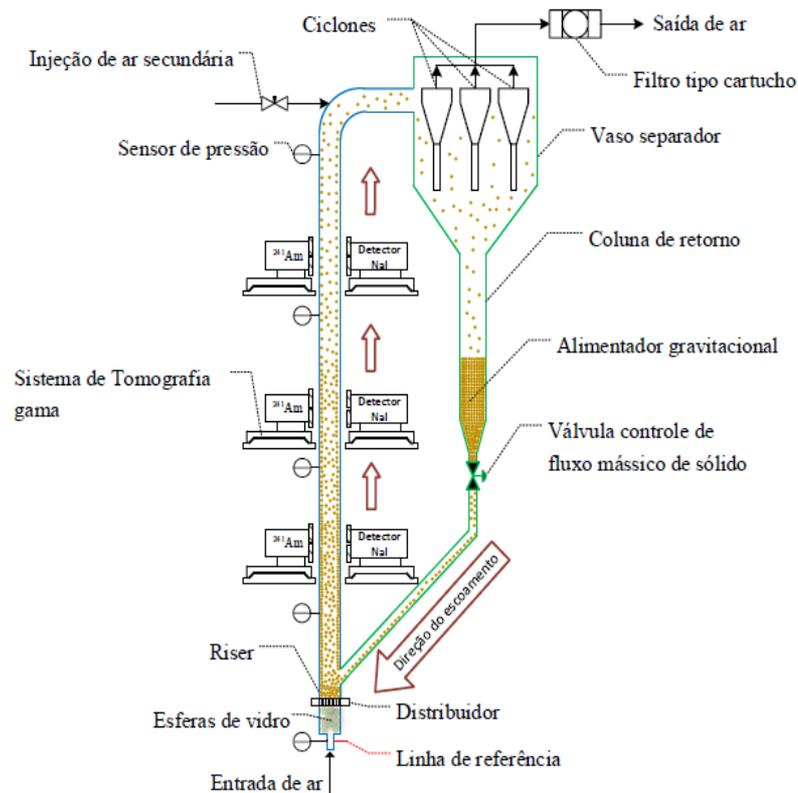
O ciclo do catalisador é formado por três subsistemas: pneumático, de injeção de sólidos e de separação. Já no sistema de controle, são determinadas as variáveis de controle do processo, sendo elas vazão de ar comprimido (*set point*) e abertura de válvula (%), que

refletem no fluxo de sólidos inserido na unidade, e por fim, o sistema de medidas, cujas variáveis medidas são vazão de ar comprimido variando de acordo com o tempo, pressão e intensidade da radiação. Os sistemas demonstrados na Figura 14 serão descritos mais detalhadamente nas Subseções 3.1.1, 3.1.2 e 3.1.3.

3.1.1 Ciclo do catalisador

Um esquema do funcionamento da unidade piloto é apresentado na Figura 15. Todo o processo tem início com os sistemas pneumático e de injeção de sólidos, onde, ar comprimido e catalisador de FCC são inseridos na base do *riser*, um tubo vertical de altura 6,37m e diâmetro interno 0,092m. A mistura entre as fases gasosa e sólida promove a fluidização das partículas sólidas em sentido ascendente ao longo do *riser*.

Figura 15 – Esquema da UPF do processo de craqueamento catalítico (FCC).



Fonte: Adaptado de MOURA (2015)

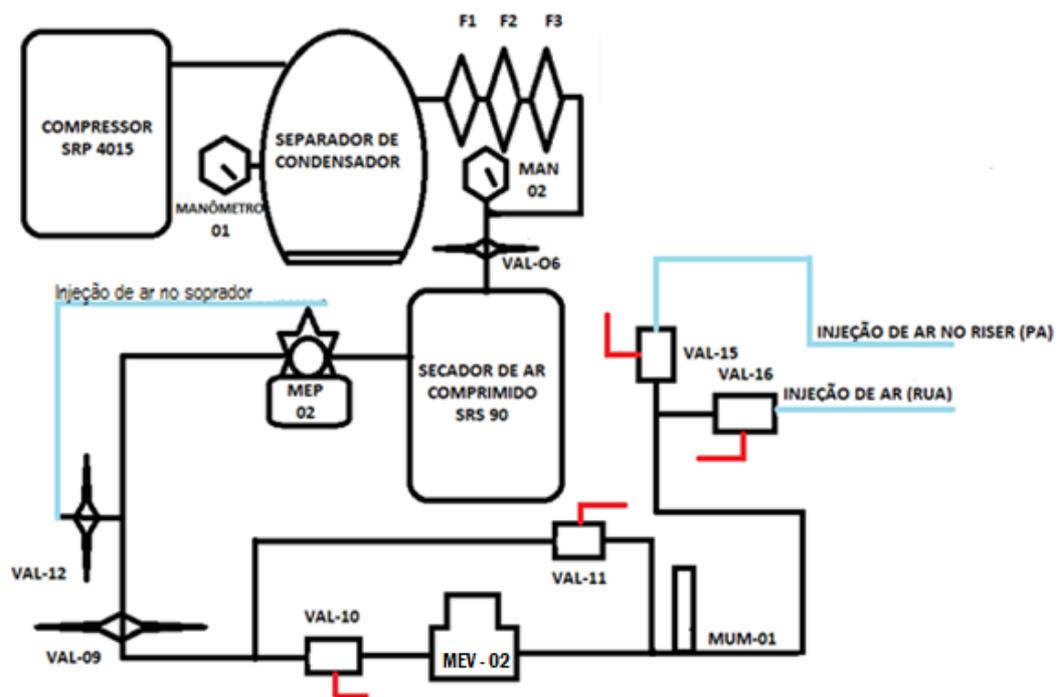
Ao atingir o topo do *riser*, a mistura bifásica é segregada pelo sistema de separação. A medida que o ar comprimido é liberado para o ambiente externo à UPF, o catalisador, por ação da gravidade, é direcionado para a coluna de retorno e depositado no alimentador

gravitacional, local onde fica disposto todo o catalisador de FCC disponível na UPF, através da válvula de controle o catalisador é inserido novamente na unidade, sendo este processo, o ciclo do catalisador, cujos subsistemas serão detalhados nas Subseções 3.1.1.1, 3.1.1.2 e 3.1.1.3.

3.1.1.1 Sistema pneumático

O gás utilizado para a fluidização das partículas sólidas, passa por um conjunto de etapas antes de ser inserido no *riser*, a fim de garantir o perfeito funcionamento da unidade piloto. Desta forma, a Figura 16 demonstra o esquema de produção e tratamento do ar comprimido antes de ser direcionado para o *riser*.

Figura 16 – Esquema de produção e tratamento do ar comprimido.



Fonte: Autoria própria

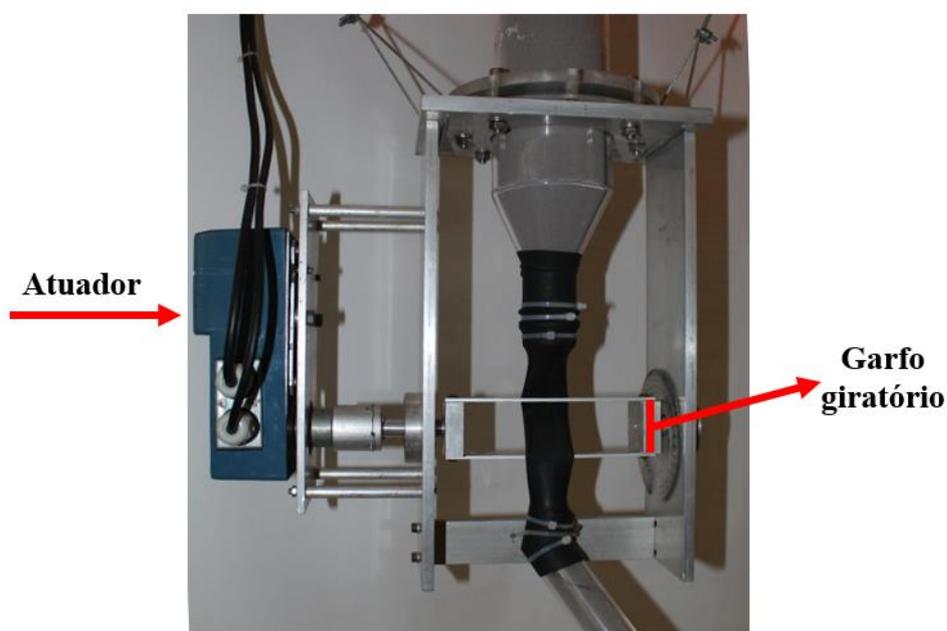
Inicialmente o ar é produzido no compressor de ar, tipo parafuso, modelo RSP 4015E, marca Schulz, responsável por gerar o ar comprimido. Após a produção, o ar comprimido é direcionado para o separador de condensados, que estabiliza a distribuição de ar e armazena ar comprimido de forma a suprir o sistema em picos de consumo. O secador de ar, modelo

SRS90, marca Schulz, é responsável por manter o ar comprimido a uma umidade relativa de 30%, de forma a fornecer condições normais de funcionamento da UPF.

3.1.1.2 Sistema de injeção de sólidos

A massa de catalisador inserida no *riser* é administrada por uma válvula de controle de pressão, *VPC* (*Valve for Pressure Control*), desenvolvida por MOURA (2015), que pode ser observada na Figura 17.

Figura 17 – Válvula de controle de pressão (VPC).



Fonte: Autoria própria.

A passagem do sólido é dada por um atuador elétrico que funciona por abertura percentual, movimentando o garfo giratório que desobstrui a passagem dos sólidos da coluna de retorno (local onde está disposto todo o catalisador da unidade) para o cilindro vertical que conduz os sólidos ao *riser*, permitindo a interação entre a fase gasosa e particulada.

3.1.1.3 Sistema de separação

A câmara de separação é localizada no topo do *riser*, e nela ocorre a separação das fases. O sólido, por ação da gravidade, é direcionado para a coluna de retorno e o gás, utilizado para fluidização das partículas sólidas, é direcionado para a área externa à UPF. Para assegurar que o catalisador não seja arrastado pela fase gasosa para fora da unidade, a câmara

de separação é composta por quatro ciclones, ver a Figura 18(a), e um filtro de cartucho de papel, ver Figura 18(b).

Figura 18 – Componentes do sistema de separação da UPF



(a) Ciclones



(b) Filtro de cartucho de papel

Fonte: Autoria Própria

3.1.2 Sistema de medidas

O sistema de medidas da UPF é composto por um medidor de vazão, e por sensores de pressão e mesas de transmissão gama distribuídas ao longo do *riser*. Desta forma, é possível obter medidas de pressão e intensidade de radiação da mistura bifásica ar – catalisador durante a realização dos experimentos, o que permite estudar com precisão a fluidodinâmica do escoamento gás – sólido. As especificações dos equipamentos que compõem o sistema de medidas estão descritas nas Subseções 3.1.2.1, 3.1.2.2 e 3.1.2.3.

3.1.2.1 Medidor de vazão

Após o processo de tratamento do ar comprimido, conforme descrito no item 3.1.1.1, o medidor de vazão, marca BROOKS - SLA5853, controla o volume de ar em litros por minuto [*L/min*] inserido na unidade. A Figura 19 apresenta o medidor de vazão utilizado.

Figura 19 – Medidor de vazão BROOKS SLA5853



Fonte: Autoria própria

Este medidor recebe proteção de válvulas do tipo solenoides, as quais só permitirão a passagem do fluxo de ar através dos mesmos em condições de pressão e umidade adequadas.

3.1.2.2 Sensores de pressão

Sensores de pressão podem fornecer informações básicas de pressão, como também altura da coluna, regime de escoamento e qualidade da fluidização (HORIO *et al.*, 2003). A unidade dispõe de sensores eletrônicos de pressão fabricante ZURICH, Modelo PSI.420, conforme a Figura 20, cuja faixa de medição é de 0mbar a 50mbar. Estes sensores estão distribuídos ao longo do *riser* e dispostos a 0,804m, 2,137m, 4,192m e 6,044m tendo como referência o solo. Logo após o injetor de ar comprimido, existe um sensor de pressão, posicionado a 0,245m do solo, cuja finalidade é medir a pressão de entrada do ar comprimido no *riser*. O esquema da Figura 15 mostra a distribuição destes sensores na unidade.

Figura 20 – Sensor de pressão P1



Fonte: Autoria própria

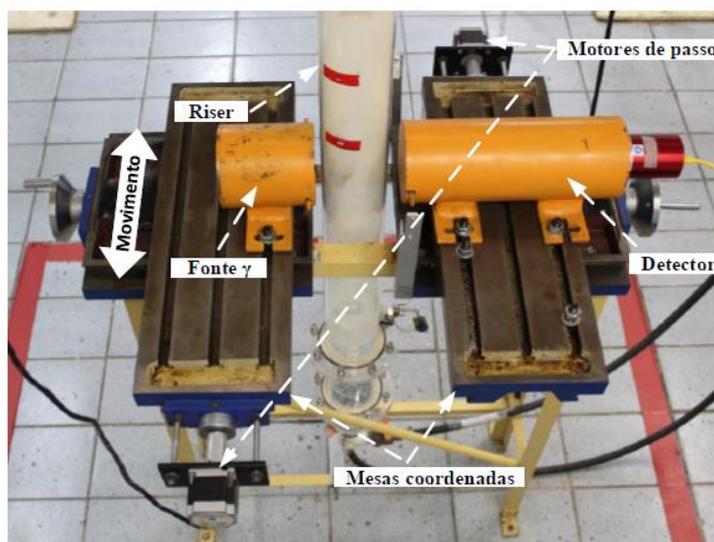
As informações de pressão coletadas são utilizadas para estimar a perda de carga no escoamento gás – sólido ao longo do reator *riser*, o que permite a obtenção da fração volumétrica média das fases, através da técnica do gradiente de pressão.

3.1.2.3 Sistema de transmissão gama

As técnicas não intrusivas são adequadas para estudar em detalhes o comportamento do fluxo interno em tubos e, em geral, a dinâmica de fluidos de sistemas multicomponentes. Técnicas envolvendo o uso de radiação, permitem que uma mistura multicomponente seja quantificada e pode fazer uma previsão dos perfis radiais e axiais da distribuição da fração volumétrica dos componentes, LOURENÇO *et al* (2003).

Desta forma, um arranjo robusto foi feito na instalação do detector e na blindagem da fonte gama para o modelo experimental de *riser* a frio que foi construído (Figura 21). A captação da interação da radiação emitida pela fonte de isótopos de ^{241}Am com intensidade de $7,4 \cdot 10^9 \text{ Bq}$, é feita por um detector de 2"x 2" Nal (T1), acoplado a um analisador multicanal, fornecido por um software Genie 2000 Canberra para avaliação do espectro. As medidas são avaliadas através da integração do fotopico de $0,060 \text{ MeV}$ do espectro ^{241}Am . O feixe gama é direcionado, tanto na saída da fonte quanto na entrada do detector, por colimadores de 5,5 mm de diâmetro. A seção de Teste 1 pode ser observada na Figura 21.

Figura 21 – Tomógrafo de transmissão da radiação gama na primeira seção de Teste da UPF.



Fonte: MOURA (2015).

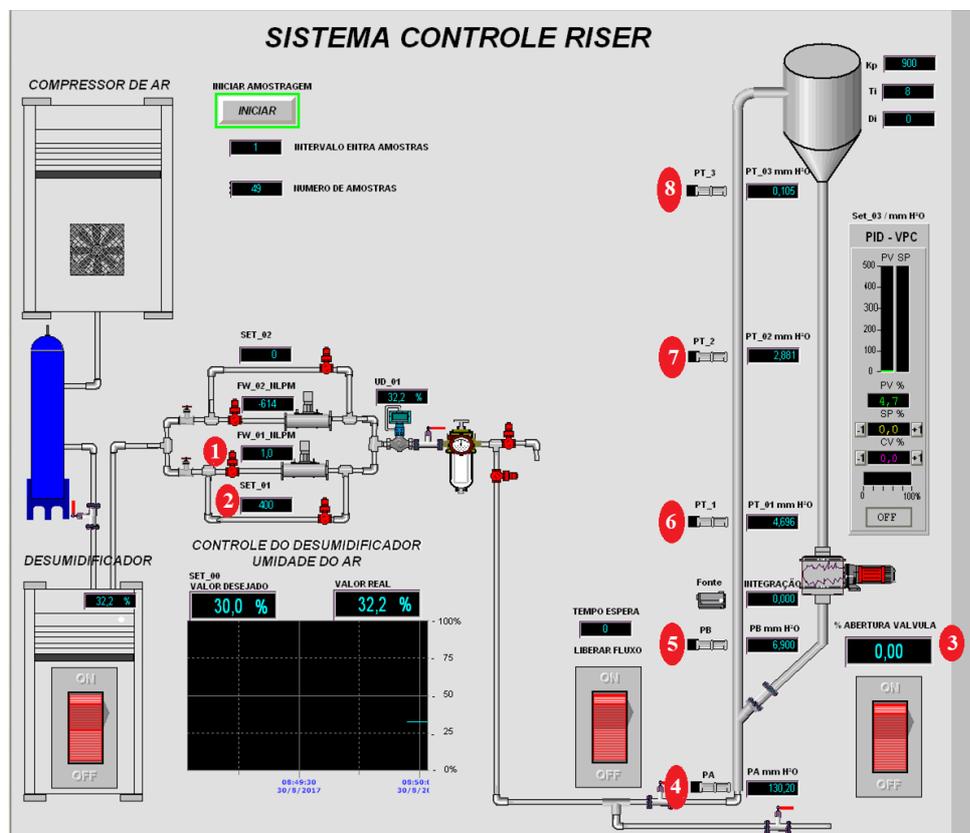
Cada seção consiste de duas mesas coordenadas por motores de passo, que permitem a varredura de toda a seção transversal do *riser* a partir do movimento paralelo do sistema

fonte – detector. As medidas por transmissão de radiação gama, são adquiridas através de três seções de teste distribuídas ao longo do *riser*, como demonstrado no esquema da Figura 15, posicionadas a 1,274m, 2,500m e 4,566m, tendo como referência o solo.

3.1.3 Sistema de controle

A variáveis de processo, vazão de ar comprimido e abertura de válvula, após serem determinadas, são inseridas em um programa de supervisor, cuja interface pode ser observada na Figura 22.

Figura 22 – Interface de controle do supervisor da UPF.



Fonte: Autoria Própria.

Na Figura 22, nos itens 2 e 3 são digitados os valores de vazão desejada (*set point*) e abertura de válvula que serão inseridos no *riser*. Além disso, o sistema de supervisor monitora algumas variáveis medidas na unidade, por exemplo, vazão volumétrica de ar no item 1 e as pressões ao longo do *riser*, nos itens 4 a 8.

3.2 Procedimento experimental

O procedimento experimental foi organizado de forma a atender os objetivos propostos nessa dissertação. Inicialmente, na determinação do coeficiente de atenuação mássico para o catalisador desativado, que será o novo particulado a ser utilizado na UPF, em seguida, utilizar modelos fluidodinâmicos da literatura para determinar as frações volumétricas de sólido nos eixos radial e axial, como também, a concentração de sólidos, a partir das técnicas de gradiente de pressão e transmissão gama. Desenvolver metodologia para calcular a massa em circulação no *riser*, para assim, determinar as condições limite do transporte de sólidos na UPF, e por fim, desenvolver metodologia para determinar a recirculação interna de sólidos na região densa do escoamento.

3.2.1 Caracterização do catalisador

Ao longo do tempo, houve perda de massa do catalisador de FCC durante a realização de experimentos na Unidade Piloto a Frio (UPF). Na fase atual dos trabalhos, a quantidade disponível está reduzida. Sendo assim, o catalisador ativado, que é atualmente utilizado, foi substituído pelo catalisador desativado, também chamado de equilíbrio, cedido pela Refinaria Presidente Getúlio Vargas – PETROBÁS/REPAR.

Neste tópico, estão descritas as análises físicas necessárias para determinação do coeficiente de atenuação mássico dos catalisadores ativado e desativado. Sendo assim, foi determinado o coeficiente de atenuação mássico experimental, através da obtenção dos valores de coeficiente de atenuação linear e densidade aparente, e no intuito de validar os resultados experimentais, também foi obtido o coeficiente de atenuação mássico de referência, através da base de dados NIST XCOM, cujo parâmetro de entrada é a composição química do catalisador, que foi obtida através da técnica de difração de raios X (DRX).

Todas as incertezas mencionadas nesse tópico foram obtidas tendo como referência o guia para a expressão de incerteza de medição (INMETRO 2008).

3.2.2 Coeficiente de atenuação linear dos catalisadores

A relação entre os fótons transmitidos pelo absorvedor (I) e os fótons transmitidos sem a presença do mesmo (I_0) é dada pela lei de Beer-Lambert, conforme Equação 24.

Como o coeficiente de atenuação linear depende da energia dos fótons, foram utilizadas duas fontes emissoras de radiação gama, sendo elas ^{137}Cs e ^{241}Am , cujas informações estão descritas na Tabela 4.

Tabela 4 – Características das fontes de radiação gama utilizadas no presente trabalho.

Fonte de Radioativa	Fotopico (keV)	Meia Vida (anos)	Atividade (Bq)
^{137}Cs	662	30,1	$3,7 \cdot 10^8$
^{241}Am	59,5	241	$7,4 \cdot 10^9$

Fonte: Autoria própria

Foram escolhidas uma fonte de baixa energia (^{241}Am) e uma de alta energia (^{137}Cs), para que fosse determinada a fonte que permitiria melhor inferência dos dados para as medidas de transmissão gama na UPF.

3.2.3 Arranjo experimental

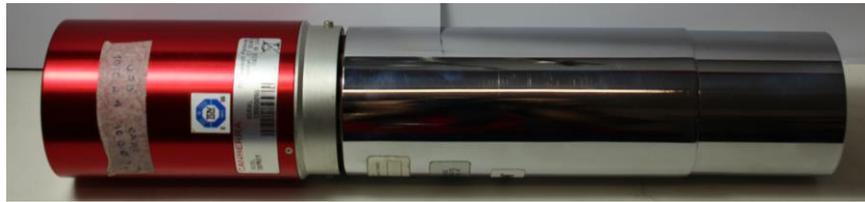
Na Equação 24, I e I_0 foram determinadas a partir de tomografia computadorizada de raios gama de 1ª geração (TCG-1ªG), cujo arranjo experimental pode ser observado na Figura 23.

Figura 23 – Tomógrafo computadorizado de raios gama (TGC – 1ºG).

Fonte: Autoria própria.

Para a captação dos fótons de radiação, foi utilizado um detector composto por um cristal cintilador de NaI(Tl) acoplado a uma fotomultiplicadora (Figura 24), ligada ao Analisador Multicanal – MCA modelo Osprey.

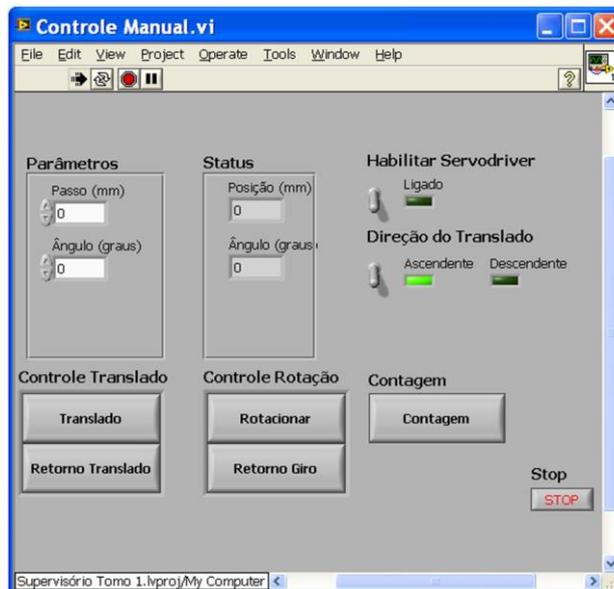
Figura 24 – Detector CANBERRA composto por um cristal cintilador de NaI(Tl) acoplado a uma fotomultiplicadora



Fonte: Autoria própria

O sistema mecânico do tomógrafo é movimentado por motores de passo, com coordenadas (x, y) , onde x representa o passo de translação, ou ângulo de rotação e y corresponde a medida de transmissão gama. O programa de controle do sistema TCG – 1^aG foi desenvolvido através do software LabVIEW (MOURA, 2015), o qual interage com o sistema de detecção e movimento da mesa. A interface gráfica do programa de controle utilizada para este experimento está representada na Figura 25.

Figura 25 – Interface dos programas de controle manual TCG – 1^aG.



Fonte: Autoria própria

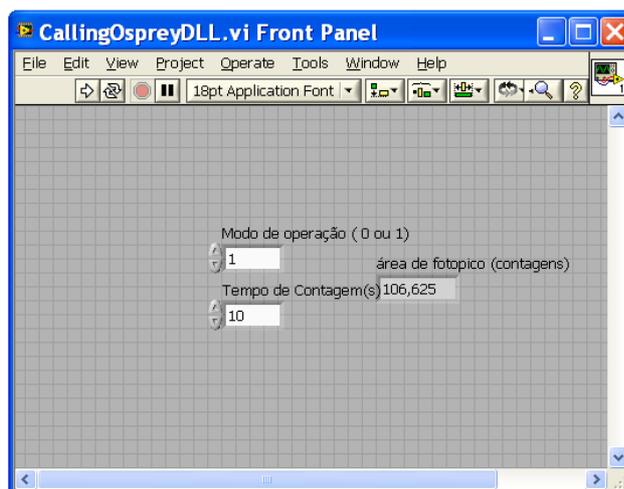
Esta interface apresenta os seguintes parâmetros de entrada:

- Parâmetros da tomografia: passo linear e passo angular;
- Habilitar Servodriver: Habilita a comunicação entre o computador e o sistema TCG – 1^aG por intermédio de placas de interface com comunicação via porta paralela e USB (*Universal Serial Bus*);
- Direção do translado: Habilita a direção do translado ascendente ou descendente;

- Controle: traslado ou retorno de traslado, rotacionar ou retorno do giro.

Os valores intensidade da radiação gama são obtidas através da interface do programa, ver Figura 26, e representam a atenuação proveniente da interação da radiação com o material absorvedor.

Figura 26 – Interface dos programas das medidas de intensidade da radiação gama.



Fonte: Autoria própria

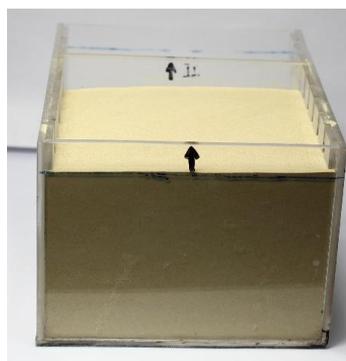
3.2.3.1 Descrição experimental: cálculo do coeficiente de atenuação dos catalisadores

Como o catalisador é uma partícula do grupo Geldart A, foi confeccionado um recipiente retangular de acrílico, com as seguintes dimensões físicas: comprimento $(119,44 \pm 0,04) \text{ mm}$ e $k = 2,43$, altura $(72,03 \pm 0,03) \text{ mm}$, com $k = 2,18$ e largura $(94,42 \pm 0,03) \text{ mm}$, com $k = 2,18$. O recipiente sem e com catalisador pode ser observado nas Figuras 27(a) e 27(b), respectivamente.

Figura 27 – Caixa retangular de acrílico com divisórias fixas.



(a) Sem catalisador

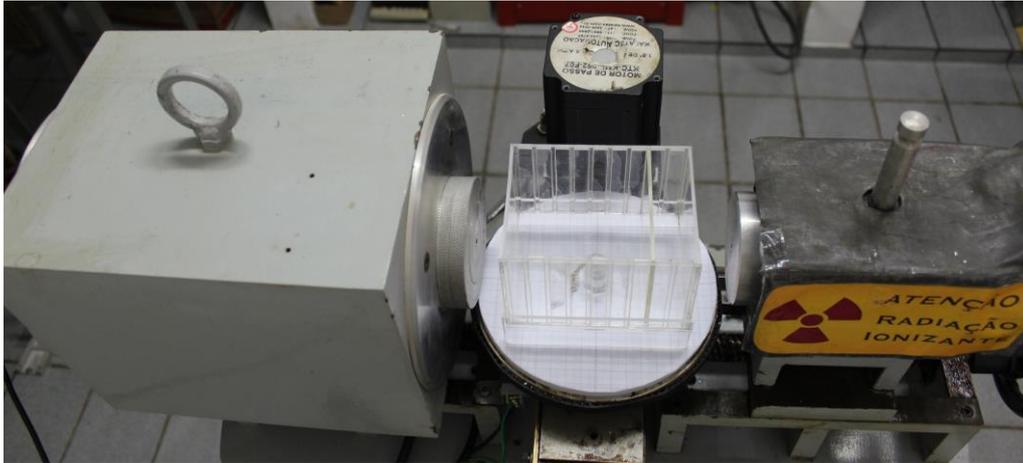


(b) Com catalisador

Fonte: Autoria própria

Inicialmente foram realizados testes de determinação do posicionamento do recipiente para que as medidas fossem adquiridas em condições de repetitividade. Sendo assim, o recipiente foi posicionado de forma que seu centro geométrico coincidiu com a origem do eixo de coordenadas x e y do tomógrafo (Figura 28).

Figura 28 – Posicionamento do recipiente vazio.



Fonte: Autoria própria

O recipiente foi construído com divisórias fixas, na intenção de obter diferentes valores de atenuação do catalisador para diferentes espessuras. Desta forma, $\mu = \mu(I, x)$, sendo I o valor de intensidade emergente e x a espessura decorrente das divisões criadas.

A variação do espaçamento entre as divisórias fixas, x_j , foi obtida por uma progressão aritmética, representada por:

$$x_j = x_{j-1} + x_0, \text{ para } j = 1, 2, 3, \dots, N - 1, N. \quad (32)$$

sendo x_0 a espessura do compartimento com catalisador na primeira posição ($12,75 \pm 0,11$ mm) e N é a quantidade de compartimento criados, neste caso, $N = 8$.

A Figura 29 demonstra a influência da variação de espessura no preenchimento de catalisador no recipiente de acrílico, conforme Equação 32, para o primeiro e segundo compartimento, respectivamente.

Figura 29 – Medidas das intensidades da radiação gama do catalisador ativado



(a) primeiro compartimento

(b) segundo compartimento

Fonte: Autoria própria

Os parâmetros de varredura TCG – 1^oG utilizados no experimento foram: posição de leitura de referência e tempo de contagem, cujos valores utilizados estão apresentados na Tabela 5.

Tabela 5 – Parâmetros do sistema de controle do TCG – 1^aG manual

Variável de processo	Valor	Unidade
Posição de leitura de referencia, x_{ref}	91	mm (milímetros)
Tempo de contagem, t_c	180	s (segundos)

Fonte: Autoria própria

Foram realizadas 5 repetições para cada compartimento nas condições com e sem catalisador, totalizando 90 experimentos, dos quais 45 ensaios são para caixa de acrílico nas condições de vazio. O tempo total de escaneamento tomográfico foi de aproximadamente duas horas e meia para cada catalisador.

3.2.3.2 Modelagem matemática da atenuação de raios gama

O sistema analisado é formado pelos materiais que compõem a caixa de acrílico e pelo catalisador, conforme apresentado na Figura 29. Portanto, reescrevendo a Equação 24, tem-se que a intensidade do feixe que atravessa a caixa de acrílico com catalisador, I_c (feixe de radiação emergente), poder ser expresso:

$$I_c = I_v e^{-\mu_c x_c} \quad (33)$$

em que μ_c é o coeficiente de atenuação linear do catalisador a ser analisado [cm^{-1}], x_c é a espessura da trajetória composta por catalisador [cm], e I_v é a intensidade do feixe que atravessa a caixa de acrílico na condição de vazio, determinada por:

$$I_v = I_0 e^{-\mu_a x_a} \quad (34)$$

em que, μ_a é o coeficiente de atenuação linear do material do acrílico [cm^{-1}]; I_0 é a intensidade da radiação incidente, e x_a é a espessura de acrílico na trajetória da radiação ($x_a=3x$).

Ao invés de calcular a intensidade do feixe de radiação emergente, I_v , definido pela Equação 34, basta realizar medidas de atenuação na caixa de acrílico nas mesmas condições experimentais, porém sem catalisador.

Reorganizando a Equação 33 e aplicando logaritmos neperianos em ambos os lados, chega – se a equação da atenuação de raios gama para o catalisador, definida por:

$$\ln\left(\frac{I_v}{I_c}\right) = \mu_c x_c \quad (35)$$

sendo I_c e I_v as intensidade do feixe que atravessam a caixa de acrílico nas condições com e sem catalisador, respectivamente; μ_c é o coeficiente de atenuação linear do catalisador a ser analisado [cm^{-1}], x_c a espessura da trajetória com catalisador [cm].

Reescrevendo a Equação 35, na forma da equação linear reduzida de uma reta, temos:

$$y_{\text{mod}} = b_0 + b_1 x \quad (36)$$

sendo a atenuação da radiação gama representada por $y_{\text{mod}} = \ln(I_c/I_v)$, $b_0 = 0$ e $b_1 = \mu_c$ o coeficiente de atenuação linear do catalisador.

Como visto na Equação 36, o coeficiente de atenuação linear pode ser estimado através de uma equação linear, desta forma, para os diferentes valores de intensidade relativa obtidos de acordo com as variações de espessura criadas na caixa de acrílico, foi utilizado o método de mínimos quadrados linear (*MQL*), que corresponde a um ajuste baseado na minimização dos erros residuais entre os pontos da curva e os dados experimentais (CHAPRA e CANALE, 2016).

Através do método de *MQL*, que pode ser representado pela Equação 36, foi obtida a equação da reta que melhor representa os dados de atenuação adquiridos, com a finalidade de determinar o parâmetro b_l , que corresponde ao coeficiente de atenuação linear dos catalisadores.

3.2.4 Densidade aparente

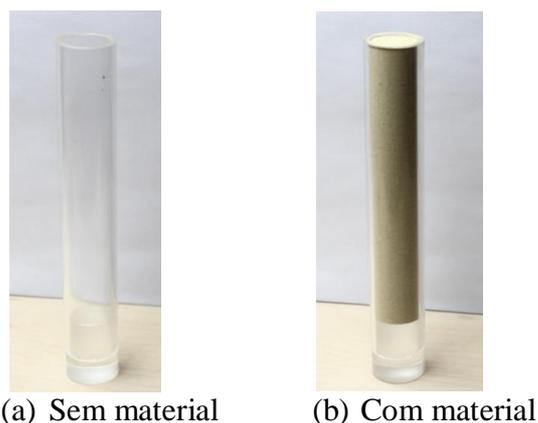
A densidade aparente, ρ , para o catalisador ativado e desativado foi calculada pela seguinte expressão:

$$\rho = \frac{m}{V} \quad (37)$$

em que m é a massa de catalisador que ocupou o volume, V , do cilindro de acrílico utilizado para dispor o catalisador na obtenção das medidas de massa.

O tubo cilíndrico de acrílico possui as seguintes dimensões físicas: $1,6042 \pm 0,0067 \text{ cm}$ de diâmetro interno, com $k = 2,52$ e $10,5192 \pm 0,0046 \text{ cm}$ de altura interna, com $k = 2,28$. Na Figura 30 pode-se observar o recipiente de catalisador sem e com material.

Figura 30 – Recipiente de catalisador de FCC



Fonte: Autoria própria

Para determinação do volume interno do recipiente ocupado por catalisador, foi utilizada a seguinte equação:

$$V = \frac{\pi D^2 h}{4} \quad (38)$$

sendo r o raio interno e h a altura interna do recipiente.

A densidade dos catalisadores foi calculada utilizando a Equação 37, cujo volume foi determinado pela Equação 38. As massas dos catalisadores foram medidas com uma balança analítica Shimadzu, modelo AUY220, cujas especificações técnicas estão dispostas na Tabela 6. Primeiramente foram feitas três medidas do recipiente vazio, a cada medida a balança foi zerada para que não houvesse interferência das medidas anteriores. Após isso, foi inserido catalisador ativado até que o recipiente fosse completamente preenchido. A metodologia utilizada para o recipiente vazio se repetiu para o recipiente com os catalisadores.

Tabela 6 – Especificações Técnicas da Balança Analítica Shimadzu.

Variável	Especificação
Capacidade de pesagem	220 g
Precisão	0,0001 g (0,1 mg)
Repetibilidade	≤ 0,1mg
Linearidade	± 0,2mg
Tempo de resposta	3 s
Temperatura de operação	5 a 40°C

Fonte: Autoria própria

3.2.5 Coeficiente de atenuação mássico dos catalisadores

A metodologia para obtenção do coeficiente de atenuação mássico dos catalisadores consistiu em duas etapas, sendo elas a determinação do coeficiente de atenuação linear, conforme descrito na Subseção 3.2.2, e na determinação da densidade dos catalisadores, conforme descrito na Subseção 3.2.4.

Os valores do coeficiente de atenuação mássico, para cada catalisador, foram determinados através da seguinte equação:

$$\mu_m = \frac{\mu_c}{\rho} \quad (39)$$

em que μ_c é o coeficiente de atenuação linear do catalisador e ρ a densidade do meio. Em suma, serão obtidos valores de μ_m para o catalisador ativado utilizando as fontes de ^{137}Cs e ^{241}Am , como também para o catalisador desativado utilizando as mesmas fontes.

3.2.6 Composição dos catalisadores

A análise morfológica dos catalisadores foi realizada por Microscopia Eletrônica de Varredura (MEV), por um microscópio eletrônico da TESCAN, modelo VEJA 3SBH. Desta forma foi possível verificar, através de imagens, alterações na morfologia dos grãos do catalisador nos estados ativado e desativado. Acoplado ao equipamento de MEV, há um difratômetro de raios-x XRD 6000 (DRX), da Shimadzu, que permitiu a obtenção da composição química dos catalisadores, com o intuito de avaliar as possíveis modificações químicas que ocorreram no catalisador ativado, decorrente do processo de craqueamento que levaram a sua desativação. Ambas as análises foram realizadas no Laboratório de Microscopia de Engenharia Mecânica na Unidade Acadêmica de Engenharia Mecânica (UAEM), da Universidade Federal de Campina Grande (UFCG).

Os valores de composição obtidos pelo equipamento de Difração de Raios X (DRX), foram utilizados como dados de entrada para obtenção do coeficiente de atenuação mássico através do software NIST XCOM, que foi utilizado como medida comparativa de referência para validar os dados obtidos experimentalmente dos coeficientes de atenuação.

3.3 Avaliação dos parâmetros fluidodinâmicos na UPF.

Nesta seção serão descritos os parâmetros fluidodinâmicos a serem avaliados na UPF, sendo eles: perfil de pressão axial, fração volumétrica e concentração de sólidos nos eixos axial e radial, necessários para a compreensão dos escoamentos gás-sólido na unidade.

3.3.1 Perfil de pressão ao longo do *riser*

No intuito de determinar a pressão em qualquer ponto do *riser*, um modelo baseado nas condições de operação da UPF foi proposto. Como descrito na Subseção 3.1.2.2, a existência de sensores de pressão ao longo do *riser* tem como objetivo a obtenção do valor da queda de pressão entre dois sensores, o que permite a obtenção da fração volumétrica média de sólidos, correspondente ao volume de controle analisado.

A variação de pressão ao longo do *riser* apresenta um decréscimo exponencial na distribuição de pressão axial, como demonstrado por NIEUWLAND *et al* (1997) e LIU *et al* (2011), por exemplo, logo, o modelo matemático utilizado para o ajuste aos dados experimentais, para descrever a variação de pressão ao longo do *riser* da UPF, é expresso por:

$$P = a_0 e^{a_1 h} \quad (40)$$

sendo P o valor de pressão correspondente à altura, h , e, a_0 e a_1 os parâmetros do modelo, ajustados por meio da minimização da soma de quadrados dos desvios, usando regressão não linear, isto é, método de mínimos quadrados não linear (MQNL).

Para estabelecer os parâmetros do modelo matemático definido pela Equação 40, foi adotada uma metodologia experimental que teve como referência, um valor de vazão volumétrica de ar fixa (*set point*) e uma variação de fluxo mássico de sólido, controlada pela abertura da válvula (*VPC*), com objetivo de descrever a variação de pressão e a mínima concentração de sólido detectável pelos sensores de pressão ao longo do *riser*.

Portanto, utilizou – se inicialmente uma abertura em 50% da *VPC*, aumentado gradativamente a cada 1%, até que houvesse um distanciamento entre os valores das medidas de queda de pressão ao longo do *riser*, com o objetivo de determinar a mínima concentração de sólido detectável pelos sensores de pressão, ou seja, determinar a partir de que abertura da *VPC*, as medidas de queda de pressão ao longo do *riser* foram distinguidas por estes sensores.

3.3.2 Fração volumétrica axial e radial dos sólidos

Para investigação da fluidodinâmica na UPF, serão analisadas as distribuições de fração volumétrica radial e axial obtidas através de medidas de pressão e transmissão gama ao longo do *riser*.

3.3.2.1 Técnica do gradiente de pressão

Industrialmente, a técnica para determinar a fração volumétrica, consiste em determinar a diferença de pressão no *riser*, ΔP , entre dois pontos a uma distância ΔL entre eles. Por ser uma técnica invasiva, há perturbação do escoamento nas regiões próximas aos sensores de pressão, no interior do *riser*. Através deste método, obtêm-se a fração volumétrica

média de sólidos entre dois medidores de pressão, tornando-se assim, uma medida indireta. A fração volumétrica média de sólido, ε_s , é determinada por:

$$\varepsilon_s = \frac{c}{(\rho_s - \rho_g)g} \left(\frac{\Delta P}{\Delta L} \right) \quad (41)$$

em que c é a fator de conversão ($c = 9,80638 \text{ Pa/mmH}_2\text{O}$), ρ são as massas específicas [kg/m^3] e os índices inferiores p e g representam a partícula (catalisador) e o gás (ar), respectivamente, ΔP é a queda de pressão medida nas seções de testes ao longo do *riser* [mmH_2O], e ΔL é a distancia entre as seções teste [m].

A utilização da Equação 41 consiste na técnica mais simples a ser aplicada na determinação da fração volumétrica e, por este motivo, é restrita. Deve ser aplicada somente a escoamentos verticais e para gás a baixa pressão, o peso de gás no leito será desprezível se comparado ao peso de sólido, o que condiz com o presente estudo. (CREMASCO, 2012)

3.3.2.2 Técnica de transmissão gama

Técnicas não invasivas com o uso da radiação são adequadas para o estudo detalhado do comportamento fluidodinâmico em *riser* em escala piloto a frio, permitindo a obtenção dos perfis radiais de distribuição da fração volumétrica de sólidos, como mostrado na Subseção 2.4.1. Com isso, foi calculado através de medidas de radiação gama, a fração volumétrica radial dos sólidos, conforme Equação 29.

O escaneamento da sessão transversal do *riser* permitiu a obtenção de uma matriz de dados de intensidade, correspondente as cordas internas do *riser*, calculadas pela Equação 26. Assim, foi possível determinar, de forma direta, a fração volumétrica dos sólidos em uma região específica do *riser*. Através destes valores de fração volumétrica, foram avaliados os perfis de distribuição de sólidos no eixo radial, para diferentes condições de operação.

3.3.3 Distribuição de concentração de sólidos ao longo do *riser*

A distribuição de concentração de sólido, C_s , dada em [kg/m^3] ao longo do *riser*, é determinada por:

$$C_s = \rho_p \varepsilon_s \quad (42)$$

em que ρ_s é a densidade do sólido e ε_s a fração volumétrica de sólido calculada pela Equação 41. Substituindo ε_s por ε_{sr} , que representa a fração volumétrica radial, calculada pela Equação 29, é possível determinar a concentração radial dos sólidos em uma região específica do *riser*.

3.4 Massa de sólidos em circulação no *riser*

O catalisador é inserido no *riser* a partir da válvula de controle de pressão, *VPC*, que funciona em abertura percentual, como descrito no item 3.1.1.2. Dessa forma, não se tem a medida direta da massa de catalisador, m_c , inserida no *riser*. Sendo assim, com o objetivo calcular m_c , uma régua milimétrica foi posicionada ao lado da coluna de retorno, conforme ilustra a Figura 31, para estimar a taxa de sólido inserida no *riser* a partir da variação de massa na coluna de retorno.

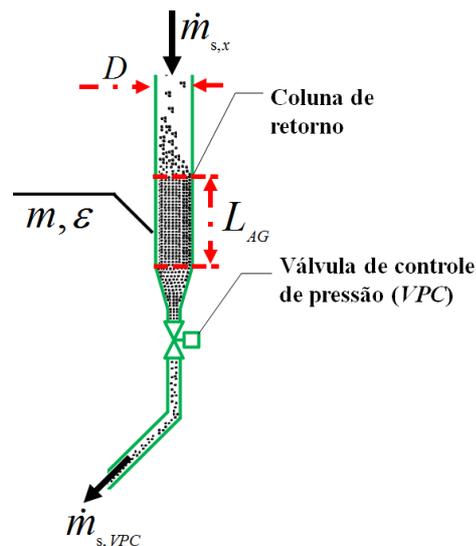
Figura 31 – Régua milimétrica posicionada ao lado da coluna de retorno



Fonte: Autoria própria

O catalisador encontra-se compactado na coluna de retorno, e, para uma condição de operação específica na unidade, o selo do catalisador (valor máximo de sólido na coluna de retorno) vai baixando até que o sistema entre em estado estacionário, fazendo com que a massa de catalisador inserida no *riser* se torne constante. A Figura 32 apresenta um esquema da variação de massa do catalisador na coluna de retorno, quando a UPF está em funcionamento.

Figura 32 – Esquema da variação do nível de catalisador na coluna de retorno



Fonte: Autoria própria

Como visto no esquema da Figura 32, quando a massa de catalisador que entra no *riser*, $\dot{m}_{s,VPC}$, é igual a massa que sai do *riser* e volta para a coluna de retorno, $\dot{m}_{s,x}$, conclui-se que o sistema atingiu o estado estacionário, ou seja, não há variação de nível de catalisador na coluna de retorno, o que reflete a um comprimento, L_{AG} , fixo na régua localizada ao lado da coluna de retorno.

Então, estabelecendo uma correlação entre massa em quilograma e comprimento em milímetro, foi possível estimar a massa de catalisador em circulação no *riser*. Para isso, foi utilizado um recipiente com o mesmo diâmetro da coluna de retorno, demonstrado na Figura 33, para determinar essa correlação.

Figura 33 – Recipiente da coluna de retorno



Fonte: Autoria própria.

Foi inserido uma quantidade de catalisador neste recipiente, m_f , sem compactação, para obter boa representação da forma que o catalisador está disposto na coluna de retorno. Foi medida a altura correspondente desta massa no recipiente, h_{cf} . Sendo, a relação entre massa e milímetro no recipiente estimada por:

$$M_m = \frac{m_f}{h_{cf}} \quad (43)$$

Sendo M_m a quantidade de catalisador por milímetro no recipiente da coluna de retorno em kg/mm . Logo, a massa de catalisador em circulação no *riser*, M_r , pode ser descrita como:

$$M_r = M_m \Delta h_c \quad (44)$$

sendo M_m a massa de catalisador por milímetro estimado pela Equação 43, e Δh_c , a variação de massa de catalisador observada na régua graduada ao lado da coluna de retorno, para uma condição de operação específica.

3.5 Condições limite do transporte de sólidos no *riser*

Com a troca do catalisador ativado pelo desativado, foi necessário determinar as condições de operação padrão da unidade piloto. Para isso, foi determinada a curva de velocidade de *choking*, que ocorre quando a velocidade do fluido alcança um valor crítico em que as partículas passam a se mover no sentido descendente no interior do *riser*, ou seja, tem

início uma circulação interna das partículas, em que estas ascendem no centro do *riser* e descem nas regiões próximas à sua parede.

A curva de velocidade de *choking* para o *riser* foi definida segundo WILSON (1997) por:

$$\frac{v_{ch}}{\sqrt{g\bar{d}_p}} = 9,07 \left(\frac{\rho_p}{\rho_g} \right)^{0,347} \left(\frac{G_s \bar{d}_p}{\mu} \right)^{0,214} \left(\frac{\bar{d}_p}{D_T} \right)^{0,246} \quad (45)$$

em que ρ é a massa específica da partícula (p) ou do gás (g), kg/m^3 ; μ é viscosidade absoluta do gás, $[Pa.s]$; \bar{d}_p é o diâmetro médio da partícula, m ; g é aceleração da gravidade, m/s^2 ; D_T é o diâmetro interno do *riser*, e G_s é o fluxo mássico da partícula no *riser*, $kg/m^2.s$.

Como fluxo mássico de sólidos (G_s) ainda não está definido na unidade, pelo fato de não se ter um controle direto da válvula que coordena a passagem de sólido da coluna de retorno para o *riser*, o valor de G_s foi estimado por:

$$G_s = \frac{M_r}{A_T \Delta t} \quad (46)$$

Sendo M_r a massa de catalisador em circulação no *riser*, Equação 44, $[kg]$, A_T área da seção transversal $[m^2]$ e Δt é a variação no tempo $[s]$. Plotando os valores de v_{ch} em função do fluxo mássico de sólidos, G_s , obtêm-se o perfil de velocidade de *choking* para o *riser*, ou seja, os limites em que a fase gasosa é capaz de arrastar a fase particulada.

Sendo assim, determinando a velocidade da partícula em função do fluxo mássico é possível estimar o fluxo mássico de sólidos permitido para o *riser*, de acordo com cada condição de operação na UPF. Assim, a velocidade da partícula, u_s , foi determinada segundo uma correlação proposta por KNOWLTON (1997) por:

$$u_s = \sqrt[3]{(u_g - v_{ch})u_g^2} \quad (47)$$

Plotando os valores de u_s em função do fluxo mássico de sólidos, G_s , calculado pela Equação 46, obtêm-se o perfil de velocidade da partícula no *riser*.

Determinar as condições padrão de operação da UPF significa indicar o limite do transporte de sólidos no *riser*, ou seja, prever quando a fase gasosa não é mais capaz de

arrastar a fase particulada, o que significar prever quando o sistema entrará em colapso. Para tanto, é necessário que seja válida a seguinte condição:

$$u_s = v_{ch} \quad (48)$$

em que u_s e v_{ch} são as velocidade da partícula e de *choking*, respectivamente.

Quando a condição disposta na Equação 48 é válida, a sobreposição das curvas de velocidade *choking*, v_{ch} , e velocidade da partícula, u_s , em função do fluxo mássico de sólidos, G_s , se interceptam. Este ponto de interseção corresponde a estimativa de quando o sistema entrará em colapso.

Reescrevendo a Equação 47, utilizando a Equação 48 e fazendo as manipulações matemáticas, chega-se a:

$$v_{ch}^3 + u_g^2 v_{ch} - u_g^3 = 0 \quad (49)$$

A Equação 49 é uma equação cúbica, cuja solução é dada pela fórmula de *Tartaglia-Ferro-Cardano*:

$$v_{ch} = \sqrt[3]{-\frac{q}{2} + \sqrt{\frac{q^2}{4} + \frac{p^3}{27}}} + \sqrt[3]{-\frac{q}{2} - \sqrt{\frac{q^2}{4} + \frac{p^3}{27}}} \quad (50)$$

em que tem-se $q = -u_g^3$ e $p = u_g^2$.

3.6 Modelagem matemática do padrão de escoamento núcleo – anular

3.6.1 Medida da recirculação interna de catalisador

Para determinar a recirculação interna de sólidos no *riser*, é necessário tratar a distribuição de sólidos de acordo com o padrão de escoamento núcleo – anular, que está ligado ao comportamento da distribuição radial dos sólidos, o que permite compreender e

determinar com mais precisão o fenômeno de recirculação interna que afeta os reatores industriais de FCC.

Para uma análise inicial foi estabelecido um volume de controle específico, neste caso, a primeira mesa de transmissão gama por corresponder a região densa no transporte vertical no *riser* da UPF, conforme pode ser visto na Figura 34, e ser a região onde há maior taxa de recirculação interna de sólidos no *riser* (ZHU e WANG, 2010).

Figura 34 – Primeira seção de teste da UPF.



Fonte: Autoria própria.

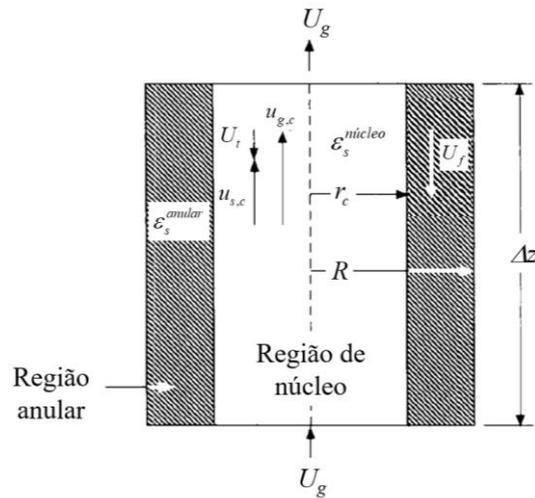
Para o sistema de transporte pneumático gás-sólido, supondo uma distribuição uniforme na seção transversal ao escoamento no *riser*, a fração volumétrica, conforme Equação 11, reescrita em função das variáveis de operação da fase particulada pode ser expressa por:

$$\varepsilon_s = \frac{\dot{m}_s}{\rho_s A u_s} \quad (51)$$

em que \dot{m}_s é a vazão mássica [kg/s], A representa a área da seção transversal do *riser* [m²]; u_s corresponde a velocidade da fase [m/s] e ρ_s a densidade [kg/m³]. O subscrito s está associado a fase particulada (catalisador).

Para o caso de uma distribuição não uniforme das particuladas, levando em consideração o padrão de escoamento núcleo – anular, observa – se um fluxo descendente de sólidos próximo a parede do *riser*, como esquematizado na Figura 35.

Figura 35 – Esquema físico do padrão de escoamento núcleo – anular em leito fluidizado.



Fonte: Adaptado de BERRUTI (1995).

Na Figura 35, é notável a distinção das regiões de núcleo e anular. A região de núcleo corresponde a zona em que os sólidos escoam em sentido ascendente, com velocidade intersticial do gás, u_g , e do sólido u_s . Já na região anular, o aglomerado de partículas próximo a parede faz com que o sólido escoe em sentido contrário ao fluxo, implicado a um valor de fração volumétrica de sólidos, ε_s^{anular} , maior quando comparado a fração de sólidos na região de núcleo, $\varepsilon_s^{núcleo}$. A velocidade com que o filme de partículas escoa em direção a base do *riser* é chamada de velocidade do filme, U_f .

Devido a não homogeneidade do fluxo, DAVIDSON (2000) estabeleceu que a fração volumétrica do sistema ($1-\varepsilon$) corresponde a:

$$1 - \varepsilon = \varepsilon_s^{núcleo} + \varepsilon_s^{anular} \quad (52)$$

em que $\varepsilon_s^{núcleo}$ e ε_s^{anular} são respectivamente as frações volumétricas da fase particulada nas regiões de núcleo (região diluída) e anular (região densa) da seção transversal do *riser*, e

podem ser facilmente calculadas segundo condições propostas por DANTAS *et al* 2006, conforme Equação 31.

A partir do perfil de fração volumétrica radial dos sólidos, obtido através da Equação 29, aplicando as correlações propostas por DANTAS *et al* 2006, integrando as áreas correspondentes as regiões de núcleo e anular, obtêm-se os valores de fração volumétrica dos sólidos em cada região do *riser*, por:

$$\bar{\varepsilon}_s^\alpha = \frac{1}{A} \int \varepsilon_s^\alpha dA \quad (53)$$

sendo $\alpha = \textit{anular}$ ou $\textit{núcleo}$ para determinar a fração volumétrica média de sólidos na região anular, $\varepsilon_s^{\textit{anular}}$, ou na região de núcleo, $\varepsilon_s^{\textit{núcleo}}$, respectivamente.

Reescrevendo a Equação 51 em função da fração volumétrica de sólidos na região de núcleo, $\varepsilon_s^{\textit{núcleo}}$, e anular, $\varepsilon_s^{\textit{anular}}$, (DAVIDSON, 2000), têm-se que:

$$\varepsilon_s^{\textit{núcleo}} = \frac{\dot{m}_s^{\textit{núcleo}}}{\rho_s A (U - U_t)} \quad (54)$$

e

$$\varepsilon_s^{\textit{anular}} = \frac{\dot{m}_s^{\textit{anular}}}{\rho_s A U_f} \quad (55)$$

sendo $\dot{m}_s^{\textit{núcleo}}$ e $\dot{m}_s^{\textit{anular}}$ são as vazões mássicas de sólidos nas regiões central (escoamento ascendente) e anular (escoamento descendente), respectivamente. E U , U_t e U_f são as velocidades superficial do gás, terminal da partícula isolada e do filme da fase sólida próximo à parede, respectivamente. Na Equação 54, observa-se que a velocidade de sólidos, u_s , foi substituída pela subtração entre a velocidade superficial do gás, U_g , e a velocidade terminal da partícula, U_t , essa correlação é válida para a velocidade do sólido na região de núcleo, com demonstra DAVIDSON (2000).

A recirculação interna de sólidos pode ser determinada pela velocidade do filme, U_f , que corresponde a velocidade com que as partículas descem próximo a parede do *riser*. Sendo

assim, quanto menor o valor de U_f menos pronunciada é a recirculação interna. Então, reorganizando a Equação 55, o valor de U_f pode ser determinado da seguinte forma:

$$U_f = \frac{\dot{m}_s^{anular}}{\varepsilon_s^{anular} \rho_s A} \quad (56)$$

em que, ρ_s , corresponde a densidade da partícula, A , a área da seção transversal ao *riser*, ε_s^{anular} , a fração volumétrica de sólidos na região anular, calculada pela Equação 55, e \dot{m}_s^{anular} , a vazão mássica de sólidos na região anular, definida por:

$$\dot{m}_s^{anular} = \dot{m}_s^c - \dot{m}_s^{nucleo} \quad (57)$$

sendo \dot{m}_s^c determinada por:

$$\dot{m}_s^c = G_s A \quad (58)$$

sendo G_s o fluxo mássico de sólidos, estimado a partir da Equação 46, e A a área da seção transversal do *riser*.

A vazão mássica na região de núcleo, \dot{m}_s^{nucleo} , foi obtida reorganizando a Equação 54, por:

$$\dot{m}_s^{nucleo} = \varepsilon_s^{nucleo} \rho_s A (U - U_t) \quad (59)$$

sendo ε_s^{nucleo} o valor de fração volumétrica na região de núcleo, obtido conforme a Equação 54; ρ_s a densidade dos sólido; A a área da seção transversal do *riser*; U a velocidade superficial do gás e a U_t velocidade terminal da partícula.

Obtido os valores de \dot{m}_s^{anular} , conforme a Equação 57, obtêm-se o valor da velocidade do sólido do filme de partículas, U_f , pela Equação 56, indicando assim, com que velocidade os sólidos escoam em sentido descendente pelas paredes do *riser*. Desta forma foi possível definir as condições de operação em que a recirculação interna é menos pronunciada no *riser* da UPF.

3.7 Condições experimentais

A Tabela 7 apresenta os valores que foram utilizados nos estudos dos parâmetros fluidodinâmicos na UPF. Em resumo, a utilização da técnica do gradiente de pressão é realizada modificando as variáveis de processos, tais como, a vazão volumétrica de ar e o fluxo mássico de sólido da VPC (Ab_{vpc}) nas realizações dos experimentos de 1 a 24 da Tabela 7. Enquanto, na aplicação do método da atenuação de radiação gama, a abertura da VPC foi mantida a um valor constante de 54%, e uma variação da vazão volumétrica de ar de 500 L/min ; 600 L/min e 700 L/min , conforme Tabela 7 nos experimentos 26 a 28.

Tabela 7 – Condições experimentais para os ensaios de fluidodinâmica na UPF.

Método	Experimentos, n_e	$Q_g(L/min)$	$Ab_{vpc}(\%)$	Tempo de processo, $t_p(min)$
Do gradiente de pressão	1	625	57	15
	2	625	58	15
	3	625	59	15
	4	625	60	15
	5	650	57	15
	6	650	58	15
	7	650	59	15
	8	650	60	15
	9	675	57	15
	10	675	58	15
	11	675	59	15
	12	675	60	15
	13	700	57	15
	14	700	58	15
	15	700	59	15
	16	700	60	15
	17	725	57	15
	18	725	58	15
	19	725	59	15
	20	725	60	15
	21	750	57	15
	22	750	58	15
	23	750	59	15
	24	750	60	15
Da atenuação de radiação gama	25	0	0	40
	26	500	54	40
	27	600	54	40
	28	700	54	40

Fonte: Autoria própria

4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Os resultados serão apresentados utilizando a mesma subdivisão da metodologia a partir do Item 3.3, referente ao procedimento experimental, em resposta a cada objetivo proposto nesta dissertação.

4.1 Caracterização do catalisador

Serão descritos os resultados obtidos para a caracterização dos catalisadores ativado e desativado, conforme descrito na metodologia.

4.1.1 Coeficiente de atenuação linear dos catalisadores ativado e desativado

Segundo o procedimento descrito na Subseção 3.2.3.1, foram obtidos valores de atenuação do feixe de radiação gama referentes as variações de espessura de catalisador na caixa de acrílico.

A relação de dependência linear entre os valores de atenuação da radiação e a variação de espessura foi determinada pelo coeficiente de correlação de Pearson, cujo valor encontrado foi de 0,9999 para o catalisador ativado e 0,9996 para o catalisador desativado, evidenciando assim, uma correlação linear positiva entre as variáveis.

Conforme descrito na Subseção 3.2.3.2, a Equação 24 (lei de *Beer-Lambert*) pode ser escrita como uma função linear, dessa forma, o modelo matemático escolhido para representar os dados experimentais foi o de mínimos quadrados linear, com a finalidade de determinar os parâmetros da equação da reta, onde o coeficiente angular, b_1 , representa o coeficiente de atenuação linear, μ , para os catalisadores ativado e desativado, apresentado na Tabela 8, associado aos respectivos valores de incerteza expandida, calculados segundo a Equação A.13 (Apêndice), como também foram calculados os intervalos de confiança associados a cada parâmetro pelas Equações A.11 e A.12 (Apêndice), como forma de assegurar a significância dos valores de b_1 .

Tabela 8 – Valores de coeficiente de atenuação linear, utilizando fonte de ^{241}Am , para os catalisadores ativado e desativado, associado as suas respectivas incertezas expandidas e intervalos de confiança

Fonte Radioativa	$\mu_A(\text{cm}^{-1})$		$\mu_D(\text{cm}^{-1})$	
	Experimental	Intervalo de confiança	Experimental	Intervalo de confiança
^{241}Am	$0,3159 \pm 0,0092$	[0,31287; 0,3190]	$0,4455 \pm 0,0048$	[0,43414; 0,45679]

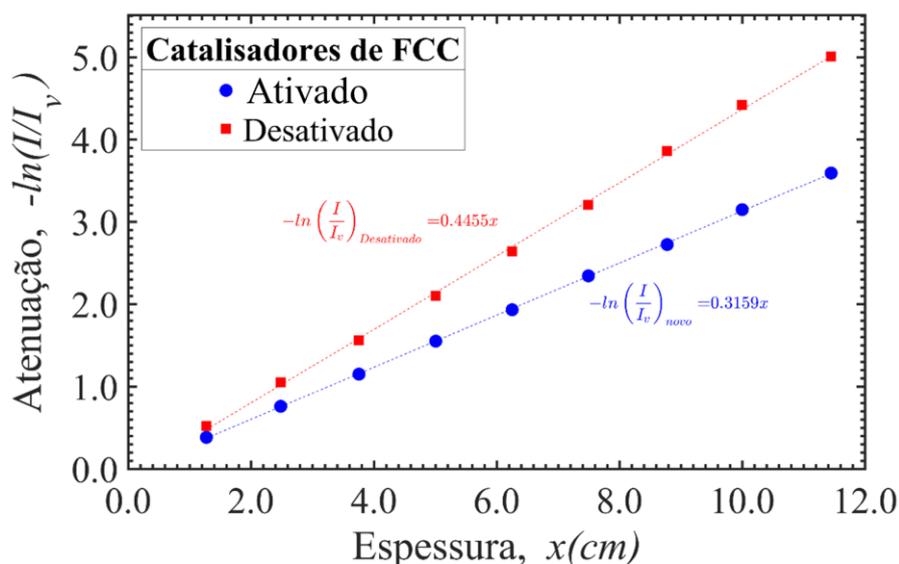
Os subscritos *A* e *D* são referentes aos catalisadores de FCC ativado e desativado, respectivamente.

Fonte: Autoria própria

Os valores de intervalo de confiança indicam que há 95% de probabilidade de que o valor verdadeiro do parâmetro que representa a população, β_I , estejam entre este intervalo. Segundo os valores de intervalo de confiança listados na Tabela 8, pode-se concluir que b_I é um parâmetro significativo por não haver possibilidade de $b_I = 0$, sendo assim, μ pode ser representado por b_I em ambos os casos.

O gráfico de dispersão dos dados experimentais, ajustados pelo método de mínimos quadrados para os catalisadores ativado e desativado, utilizando a fonte de radiação gama amerício (^{241}Am), está demonstrado na Figura 36.

Figura 36 – Atenuação dos catalisadores utilizando a fonte ^{241}Am .



Fonte: Autoria própria

A qualidade do ajuste demonstrado na Figura 36 foi quantificada pelo coeficiente de determinação, segundo a Equação A1 (Apêndice). O valor de r^2 encontrado foi de 0,9999 e 0,9992, para os catalisadores ativado e desativado, nesta ordem, indicando que a reta de regressão encontrada é capaz de explicar 99% dos dados da população.

Já para a fonte de ^{137}Cs , os valores de r (coeficiente de correlação de Pearson) encontrados foram: 0,9984 para o catalisador ativado e 0,9997 para o catalisador desativado, evidenciando uma correlação linear positiva entre as variáveis. Os valores de b_I encontrados estão listados na Tabela 9, associados as suas respectivas incertezas expandidas e intervalos de confiança.

Tabela 9 – Valores de coeficiente de atenuação linear, utilizando fonte de ^{137}Cs , para os catalisadores ativado e desativado, associado as suas respectivas incertezas expandidas e intervalos de confiança

Fonte Radioativa	$\mu_A(\text{cm}^{-1})$		$\mu_D(\text{cm}^{-1})$	
	Experimental	Intervalo de confiança	Experimental	Intervalo de confiança
^{137}Cs	$0,0706 \pm 0,0044$	[0,066951; 0,074193]	$0,0766 \pm 0,0035$	[0,07501; 0,07822]

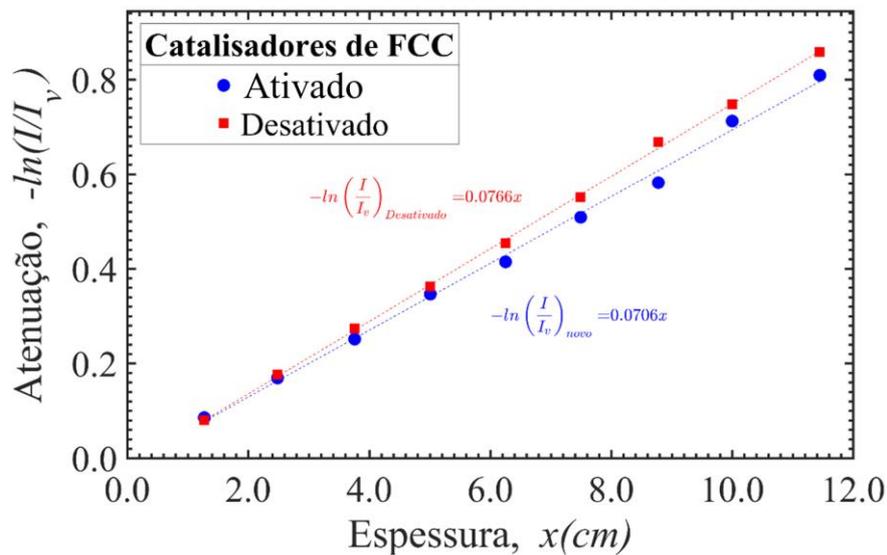
Os subscritos A e D são referentes aos catalisadores de FCC ativado e desativado, respectivamente.

Fonte: Autoria própria

Como pode ser visto na Tabela 9, $b_I \neq 0$ em ambos os casos, demonstrando assim a significância do parâmetro na reta de regressão por haver 95% de probabilidade do valor verdadeiro do parâmetro que representa a população, β_I , estar dentro deste intervalo, sendo assim, μ pode ser representado por b_I em ambos os casos.

O gráfico de dispersão dos dados experimentais, ajustados pelo método de mínimos quadrados para os catalisadores ativado e desativado, utilizando a fonte de ^{137}Cs , está demonstrado na Figura 37.

Figura 37 – Atenuação dos catalisadores utilizando a fonte de radiação gama céσιο (^{137}Cs)



Fonte: Autoria própria.

A qualidade do ajuste demonstrado na Figura 37 foi quantificada pelo r^2 , onde o valor encontrado foi de 0,9967 para catalisador ativado e 0,9995, para o catalisador desativado, indicando que a reta de regressão encontrada é capaz de explicar 99% dos dados da população.

4.1.2 Densidade aparente

Para determinar os valores de densidade aparente, inicialmente foi calculado o volume do cilindro utilizado para dispor o catalisador, sendo encontrado, segundo a Equação 38, o valor de $(21,261 \pm 0,063)$ cm^3 para 95,45% de confiança e $k = 2,52$. Segundo o procedimento descrito na Seção 3.2.4, foram obtidos os valores de massa para cada catalisador. Os resultados obtidos estão dispostos na Tabela 10, associados aos valores de incerteza expandida.

Tabela 10 – Massa dos catalisadores ativado e desativado, associado as respectivas incertezas padrão, para 95,45% de confiança e $k = 2,87$ para ambas medidas

Catalisador	Massa, m(g)
Ativado	$17,7160 \pm 0,0202$
Desativado	$19,9338 \pm 0,0487$

Fonte: Autoria própria

Os valores citados na Tabela 10, correspondem ao valor médio obtido pela reprodutibilidade das medidas de massa, associado a incerteza expandida, com $k = 2,87$ tanto para o catalisador ativado quanto o desativado. Substituindo os valores de massa dos catalisadores e o volume do cilindro na Equação 38, obtêm – se a densidade aparente de cada catalisador, cujos resultados estão dispostos na Tabela 11, associado as respectivas incertezas expandidas, com $k = 2,43$ para ambas medidas.

Tabela 11 – Valores de densidade obtidos para os catalisadores ativado e desativado, associado as respectivas incertezas, para 95,45% de confiança e $k=2,43$ para ambas medidas

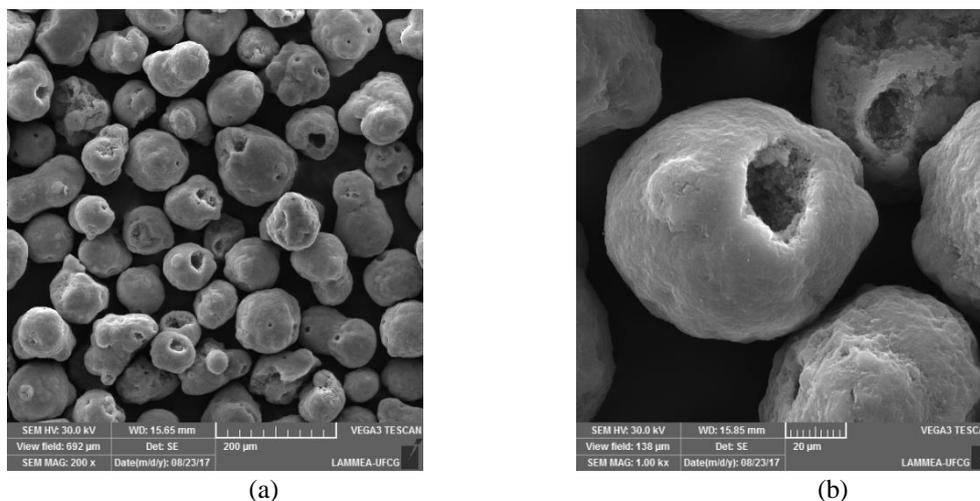
Catalisador	Densidade de bulk, $\rho(g/cm^3)$
Ativado	$0,8332 \pm 0,0031$
Desativado	$0,9376 \pm 0,0079$

Fonte: Autoria própria

Conforme poder ser visto na Tabela 11, o valor de densidade aparente para o catalisador ativado é um pouco inferior quando comparada ao catalisador desativado. Este comportamento também foi observado nos resultados encontrados por AZZI *et al* (1991), cujos valores de densidade obtidos encontraram-se entre $0,76 g/cm^3$ e $0,79 g/cm^3$ para o catalisador ativado e $0,85 g/cm^3$ a $0,95 g/cm^3$ para o catalisador desativado (equilíbrio).

Através da análise realizada com Microscopia eletrônica de varredura (MEV), foi possível observar a estrutura morfológica dos catalisadores, conforme pode ser visto nas Figuras 38 e 39. Na MEV realizada para o catalisador ativado, ver Figura 38, nota – se uma distribuição de poros nas partículas, chamados sítios ativos. Estes sítios ativos são responsáveis pelas reações de quebra das moléculas de hidrocarboneto no processo de Craqueamento Catalítico Fluido (FCC) do petróleo na indústria petroquímica.

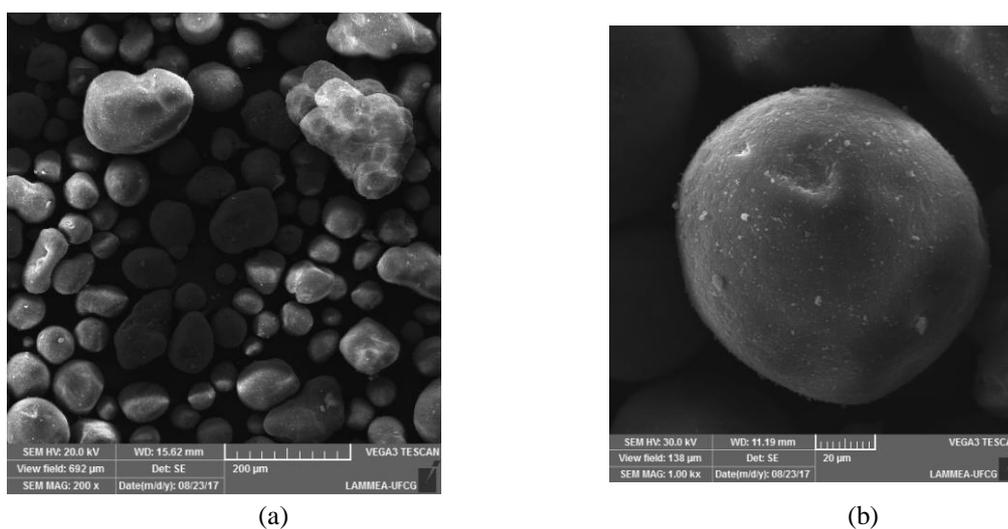
Figura 38 – Microscopia eletrônica de varredura (MEV) do catalisador de FCC novo com aumento de 200X, (a) e 1×10^3 X, (b)



Fonte: Autoria própria

Para o catalisador desativado, foram observadas mudanças em seu aspecto morfológico, conforme a Figura 39. Neste caso, podem ser observadas uma redução do número de sítios ativos, um dos motivos que levam a inativação do catalisador, além da degradação da acessibilidade ao espaço do poro (MOULIJN, 2001).

Figura 39 – Microscopia eletrônica de varredura (MEV) do catalisador desativado com aumento de 200X, (a) e 1×10^3 X, (b)



Fonte: Autoria própria

Essa impregnação do coque nos sítios ativos refletem–nos valores de densidade obtidos, apresentados na Tabela 11, sendo o catalisador desativado mais denso que o catalisador ativado.

4.1.3 Coeficiente de atenuação mássico

Obtidos os valores de μ e ρ , os valores de coeficiente de atenuação mássico experimental para cada catalisador de acordo com a fonte de radiação gama estão demonstrados na Tabela 12, associados aos respectivos valores de incerteza combinada.

Tabela 12 – Valores dos coeficientes de atenuação mássico dos catalisadores de FCC

Fontes Radioativas	$\mu_{m_A}(cm^{-1})$	$\mu_{m_D}(cm^{-1})$
^{241}Am	$0,3791 \pm 0,0045$	$0,4752 \pm 0,0125$
^{137}Cs	$0,0847 \pm 0,0053$	$0,0817 \pm 0,0037$

Os subscritos *A* e *D* são referentes aos catalisadores de FCC ativado e desativado, respectivamente. Como os valores de μ estão associados a incerteza expandida, os valores de *k* encontrados para cada medida foram: $k = 2,07$ e $k = 2,16$ para os dados do catalisador ativado com fonte ^{241}Am e ^{137}Cs , respectivamente e, $k = 2,32$ e $k = 2,20$ para o catalisador desativado.

Fonte: Autoria própria

O último registro encontrado na literatura para obtenção do coeficiente de atenuação mássico para catalisadores foi por AZZI *et al* 1991, onde foi obtido o valor de μ_m para o catalisador ativado utilizando fonte de ^{137}Cs , e por DANTAS *et al* 2003, também para o catalisador ativado, porém com fonte de ^{241}Am , cujos valores estão demonstrados na Tabela 13.

Tabela 13 – Dados da literatura para valores do coeficiente de atenuação mássico para o catalisador ativado utilizando as fontes de ^{241}Am e ^{137}Cs .

Autores	Fonte Radioativa	$\mu_{m_A}(cm^2/g)$
Presente trabalho	^{241}Am	$0,3791 \pm 0,0045$
DANTAS <i>et al</i> (2003)		$0,331 \pm 0,006$
Presente trabalho	^{137}Cs	$0,0847 \pm 0,0053$
AZZI <i>et al</i> (1991)		$0,0820 \pm 0,0012$

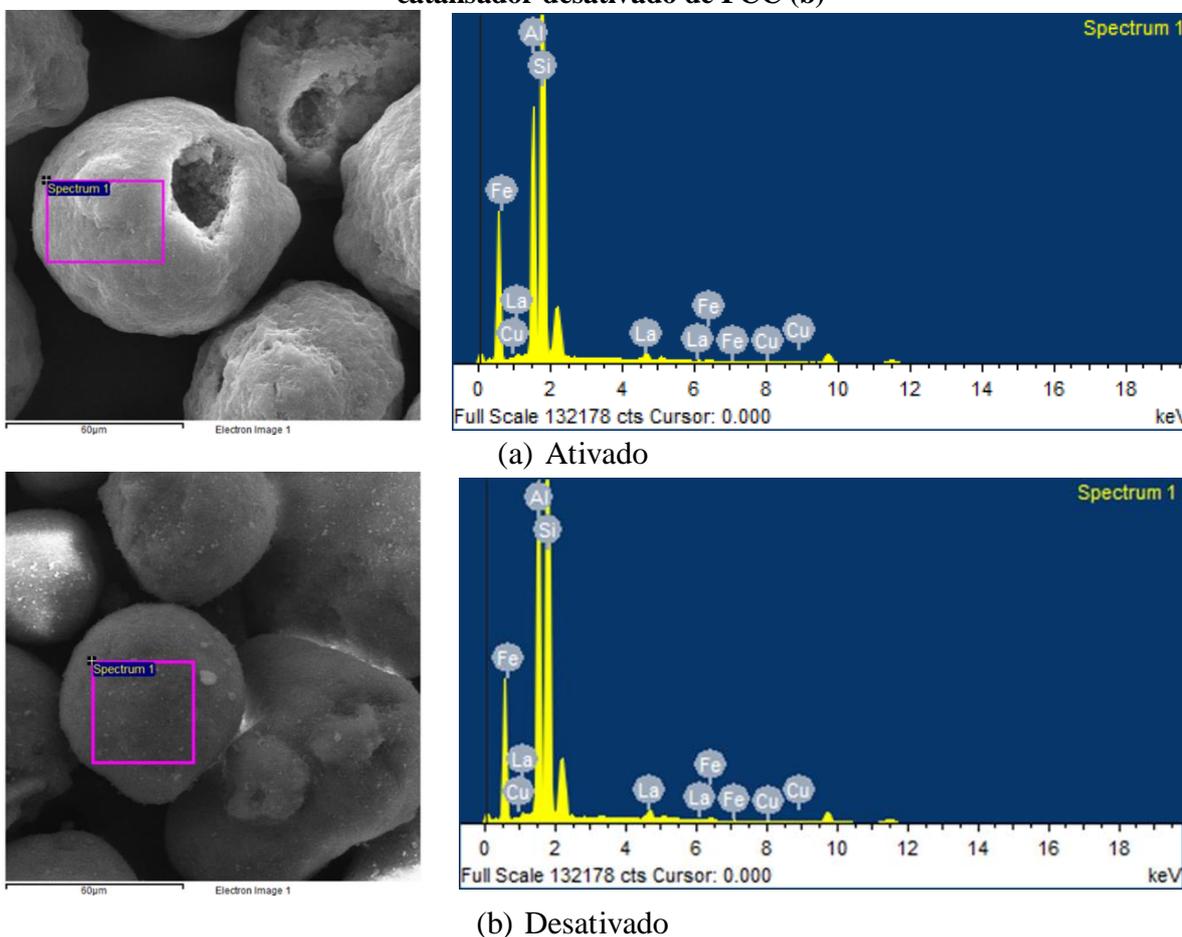
Fonte: Autoria própria

Os dados obtidos experimentalmente, para os valores de μ_{m_A} , visto na Tabela 12, comparados aos dados da Tabela 13, apresentam concordância de valores, validando assim, a metodologia aplicada na determinação experimental do coeficiente de atenuação mássico.

4.1.4 Composição dos catalisadores

Através da técnica de difração de raios x, foram obtidos os espectros correspondentes as composições químicas do catalisador ativado, conforme poder ser observado na Figura 40(a), e desativado, e na Figura 40(b).

Figura 40 – Espectro da difração de raios – X (DRX) de amostra de catalisadores ativado (a) e catalisador desativado de FCC (b)



Fonte: Autoria própria

As análises químicas observadas nos espectros da Figura 40(a) e 40(b), mostraram similaridade composicional, sendo basicamente compostos por SiO_2 e Al_2O_3 , além do La_2O_3 e dos metais incorporados na catálise (Fe_2O_3 , V_2O_3 e NiO), conforme encontrado por PRADO *et al* 2013, o que difere é o percentual de cada componente químico presente nos catalisadores, conforme demonstrado na Tabela 14.

Tabela 14 – Composição mássica dos catalisadores de FCC nas condições ativado e desativado, utilizando a técnica de DRX.

Compostos	Composição percentual (%)	
	Ativado	Desativado
Al ₂ O ₃	23,30	28,85
SiO ₂	72,36	66,73
Fe	0,68	0,77
Cu	0,31	0,29
LaB ₆	3,35	3,36

Fonte: Autoria própria

Essa pequena diferença na composição percentual, reflete no valor de coeficiente de atenuação mássico dos catalisadores, como já demonstrado experimentalmente na Tabela 12, como também, refletiu nos valores de referência obtidos pelo XCOM, conforme Tabela 15.

Tabela 15 – Valores dos coeficientes de atenuação mássico dos catalisadores de FCC.

Fontes Radioativas	$\mu_{m_A}(cm^{-1})$		$\mu_{m_D}(cm^{-1})$	
	Experimental	Referência	Experimental	Referência
²⁴¹ Am	0,3791 ± 0,0047	0,46210	0,4752 ± 0,0125	0,46240
¹³⁷ Cs	0,0847 ± 0,0053	0,07686	0,0817 ± 0,0037	0,07678

Os subscritos A e D são referentes aos catalisadores de FCC ativado e desativado, respectivamente.

Fonte: Autoria própria

Comparando os valores experimentais e de referência, nota-se uma diferença significativa entre eles, o que pode ser consequência das limitações da técnica de DRX na identificação precisa dos compostos dos catalisadores.

4.2 Avaliação dos parâmetros fluidodinâmicos do escoamento gás – sólido na UPF.

4.2.1 Pressão axial no riser

Nas Figuras 41 a 44, nota – se que os valores de pressão medidos pelos sensores de pressão decrescem ao longo do *riser* na UPF para as diferentes condições de operação

utilizadas. A linha contínua nas figuras representa o perfil de pressão axial no *riser*, estimado pelo modelo exponencial proposto na Subseção 3.3.1 pela Equação 40, cujos os parâmetros a e b foram obtidos ajustando-os aos dados experimentais, por meio do método de mínimos quadrados não linear. Os valores de coeficientes encontrados para vazão de ar de 625 L/min e aberturas de válvula correspondente a 0%, 57%, 58%, 59% e 60% estão apresentados na Tabela 16.

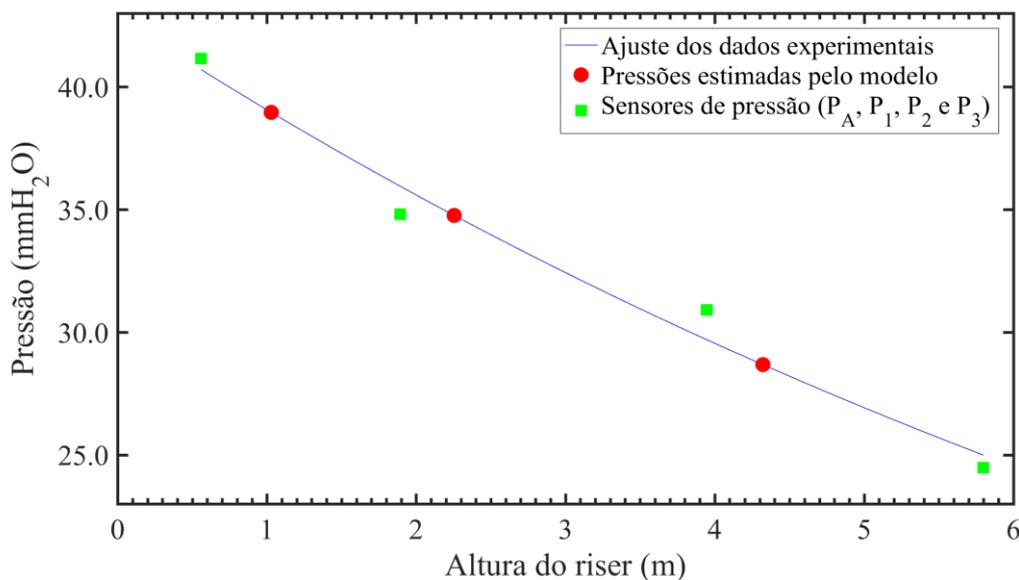
Tabela 16 – Valores de coeficiente do modelo ajustado pelo método *MQNL* para vazão de 625 L/min e variações de abertura de válvula.

Abertura da válvula de injeção de sólido, Ab (%)	a_0 (mmH ₂ O)	a_1 (m ⁻¹)
0	31,5281	-0,0349
57	42,8800	-0,0931
58	40,7974	-0,0916
59	43,4461	-0,0962
60	53,8770	-0,1340

Fonte: Autoria própria

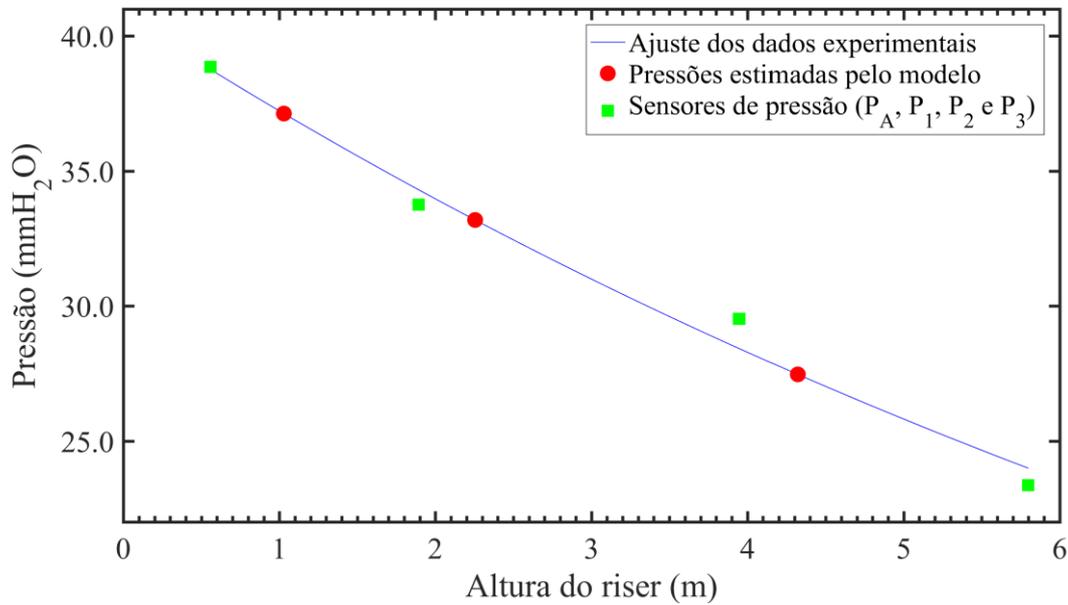
Utilizando os coeficientes ajustados pelo modelo, demonstrados na Tabela 16, foram estimados valores de pressão correspondente as alturas das três mesas de transmissão gama, representado pelos círculos vermelhos nas Figuras 41 – 44.

Figura 41 – Perfil de pressão ao longo do *riser* na UPF, para abertura da VPC de 57% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.



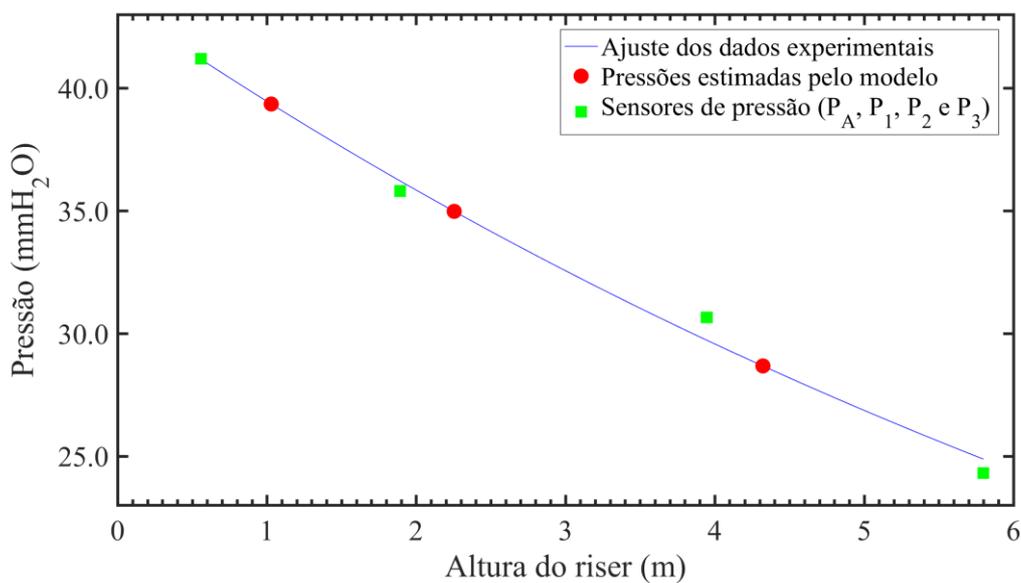
Fonte: Autoria própria

Figura 42 – Perfil de pressão ao longo do riser na UPF, para abertura da VPC de 58% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.



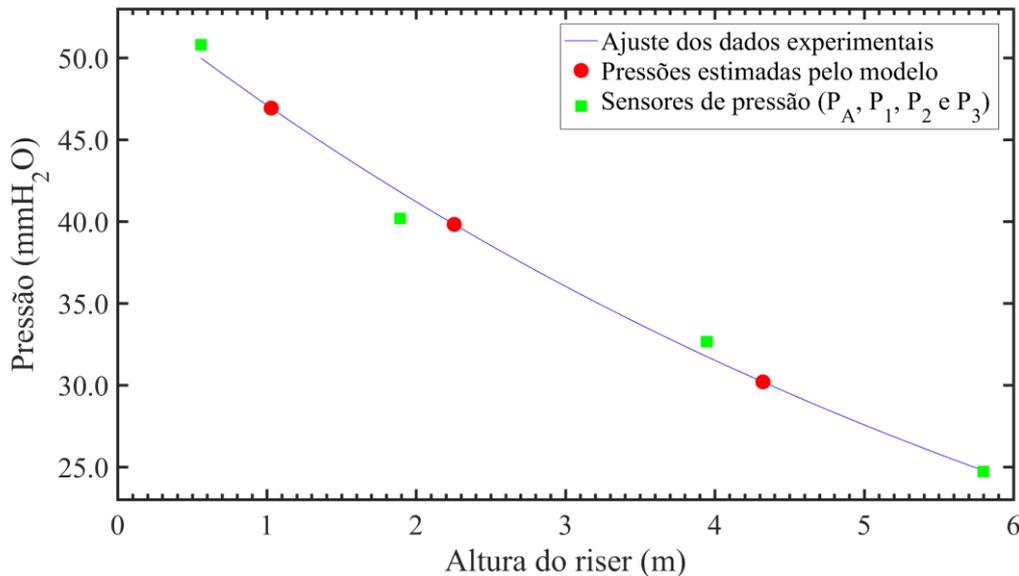
Fonte: Autoria própria

Figura 43 – Perfil de pressão ao longo do riser na UPF, para abertura da VPC de 59% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.



Fonte: Autoria própria

Figura 44 – Perfil de pressão ao longo do riser na UPF, para abertura da VPC de 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.



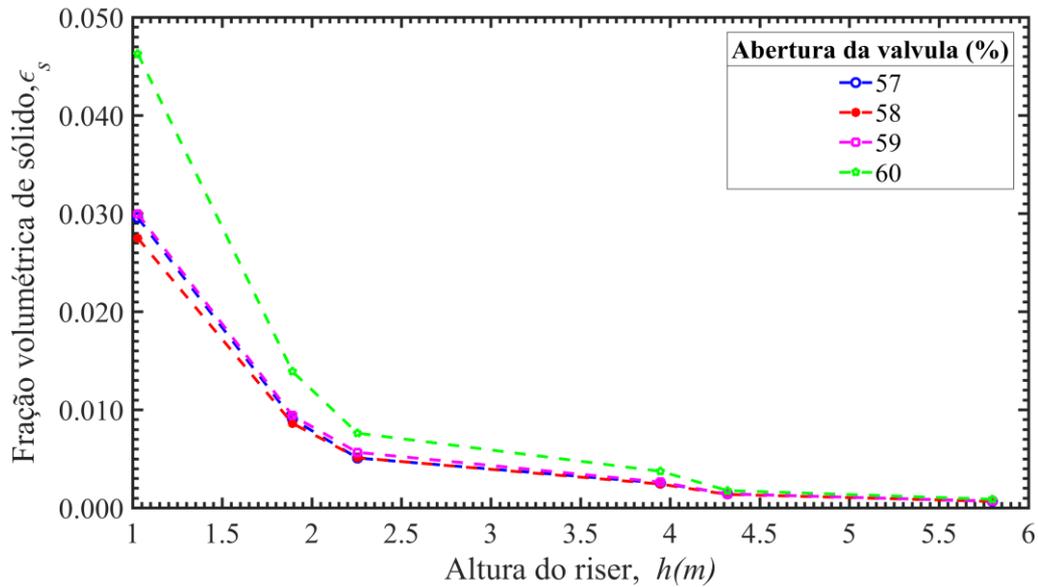
Fonte: Autoria própria

Conforme Seção 3.7, para a técnica do gradiente de pressão, também foram definidos valores de coeficiente de vazão de ar de 650L/min a 750 L/min, variando a cada 25 L/min, para as mesmas condições de abertura de válvula demonstradas na Tabela 16. Os valores de coeficientes para as demais condições experimentais estão demonstrados no apêndice B.

4.2.2 Fração volumétrica de sólido axial

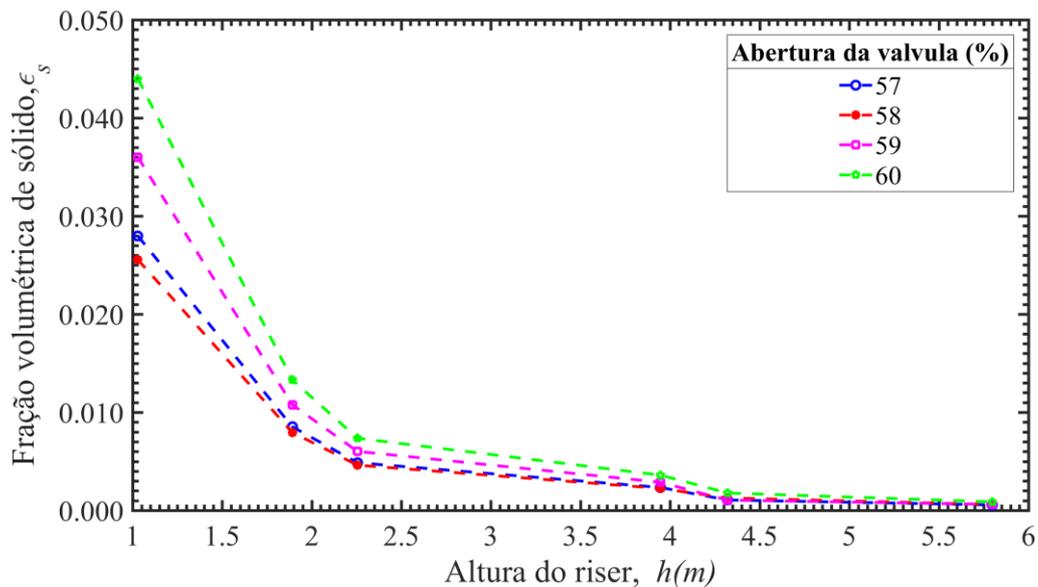
Nas Figuras 45 a 50 são apresentados a influência da abertura da válvula de controle (VPC) da UPF para diferentes valores de vazão volumétrica de ar, o que influencia na distribuição da fração volumétrica de sólido ao longo do riser. Os experimentos foram realizados seguindo as condições experimentais propostas na Tabela 7 para o método do gradiente de pressão.

Figura 45 – Fração volumétrica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.



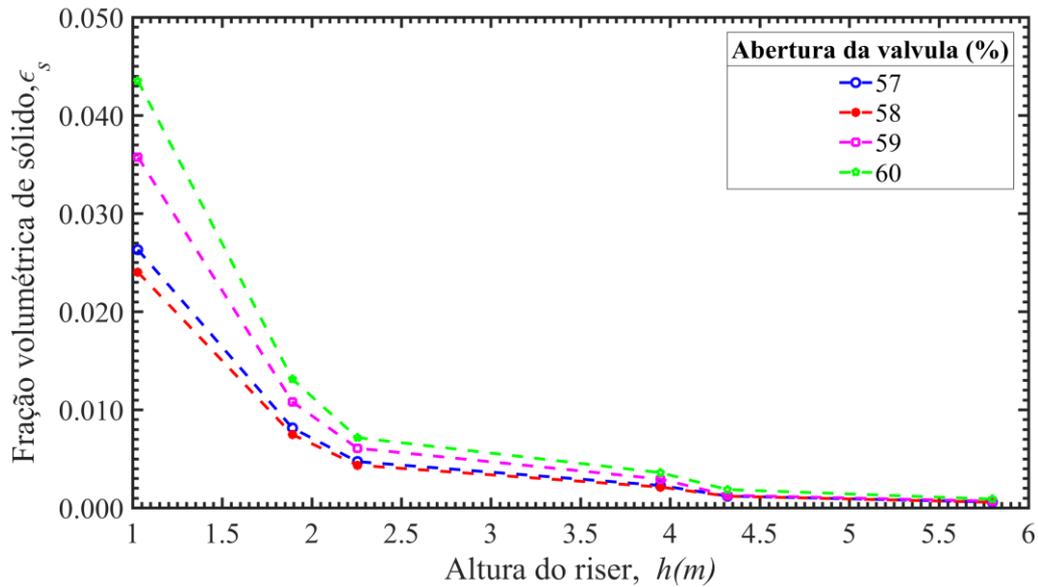
Fonte: Autoria própria

Figura 46 – Fração volumétrica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 650 L/min.



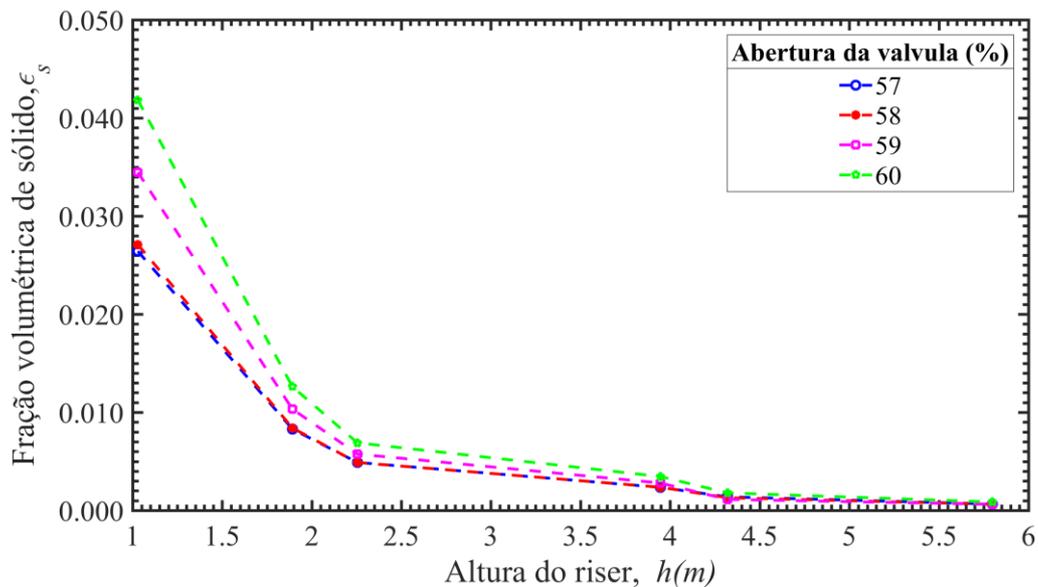
Fonte: Autoria própria

Figura 47 – Fração volumétrica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 675 L/min.



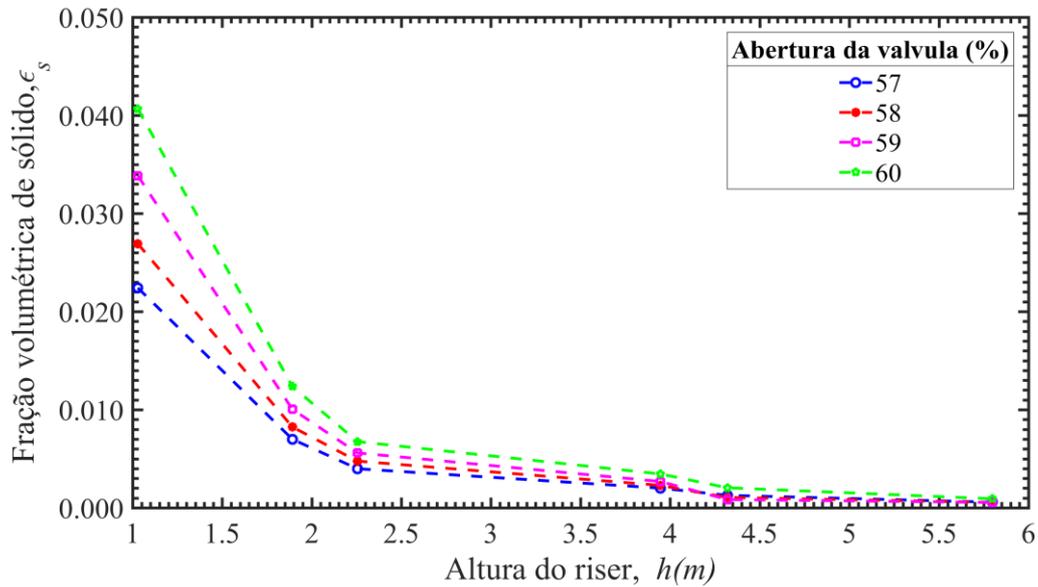
Fonte: Autoria própria

Figura 48 – Fração volumétrica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 700 L/min.



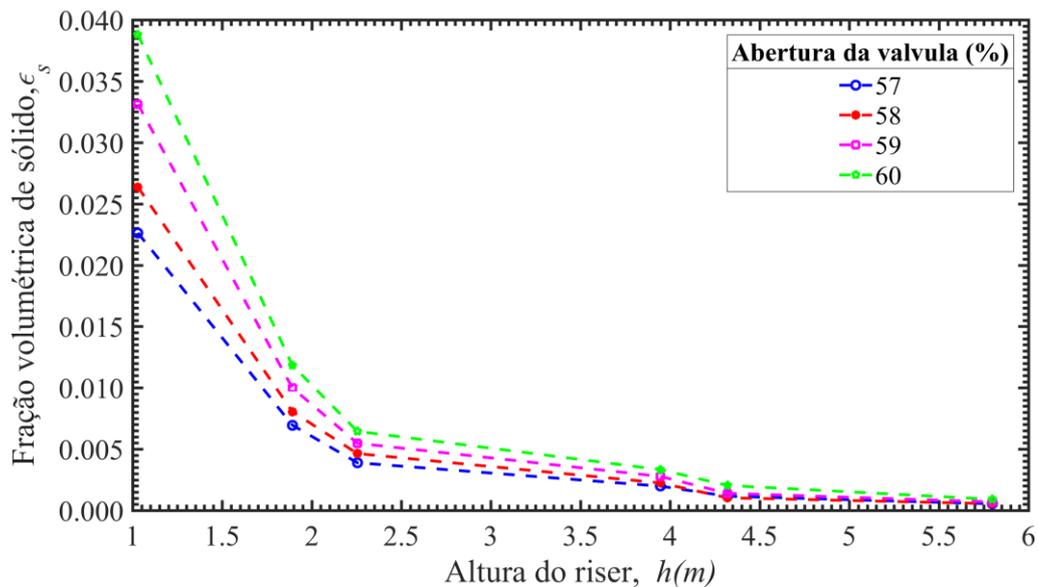
Fonte: Autoria própria

Figura 49 – Fração volumétrica de sólido ao longo do *riser* na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 725 L/min.



Fonte: Autoria própria

Figura 50 – Fração volumétrica de sólido ao longo do *riser* na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 750 L/min.



Fonte: Autoria própria

Os gráficos das Figuras 45 a 50 apresentam comportamentos coerentes com os dados encontrados em WILSON (1997); LUCKOS e HOED (2005) em que a fração de sólidos é

maior na região densa do *riser*, ou seja, a região mais próxima à base e torna-se praticamente constante na região diluída.

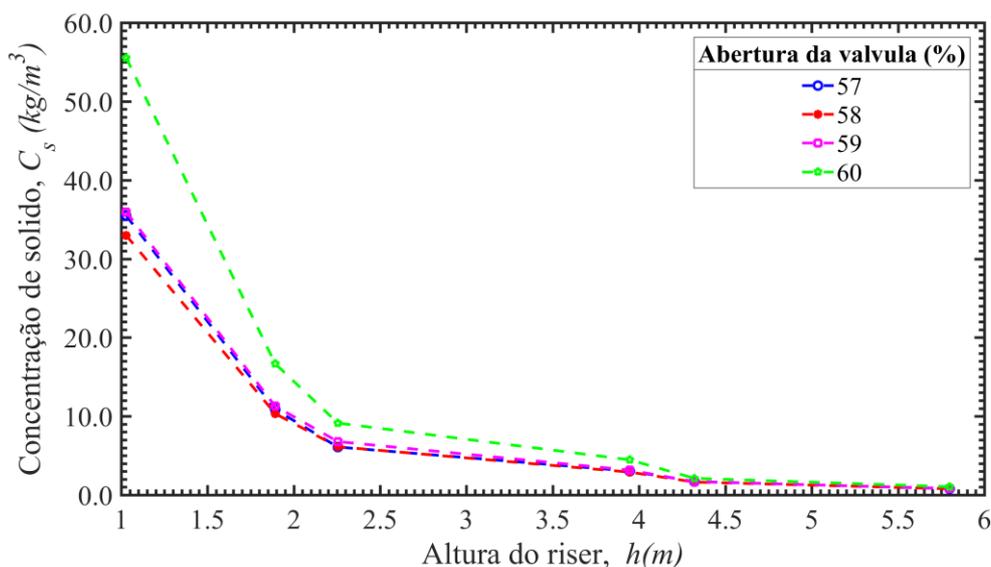
Nota – se que a distribuição axial de sólido ao longo do *riser* para estas condições de operação, não apresentam diferenças significativas nos valores de fração volumétrica de sólidos próximo aos 4,5m de altura do *riser*, o que nos leva a concluir que esta altura corresponde a região diluída na UPF para as condições de operação aplicadas.

Para os valores de abertura entre 57% a 59% e vazão volumétrica de 625 L/min, os valores de fração volumétrica são bem próximos ao longo de todo o *riser*, caracterizado pela sobreposição destes perfis, como mostrado na Figura 45. Já para as vazões de ar de 725L/min e 750L/min, nota-se com mais distinção a influência da variação de abertura da válvula, onde cada região fica bem delimitada, até atingir a região diluída (próximo aos 4,5m do *riser*).

4.2.3 Concentração de sólidos ao longo do *riser*

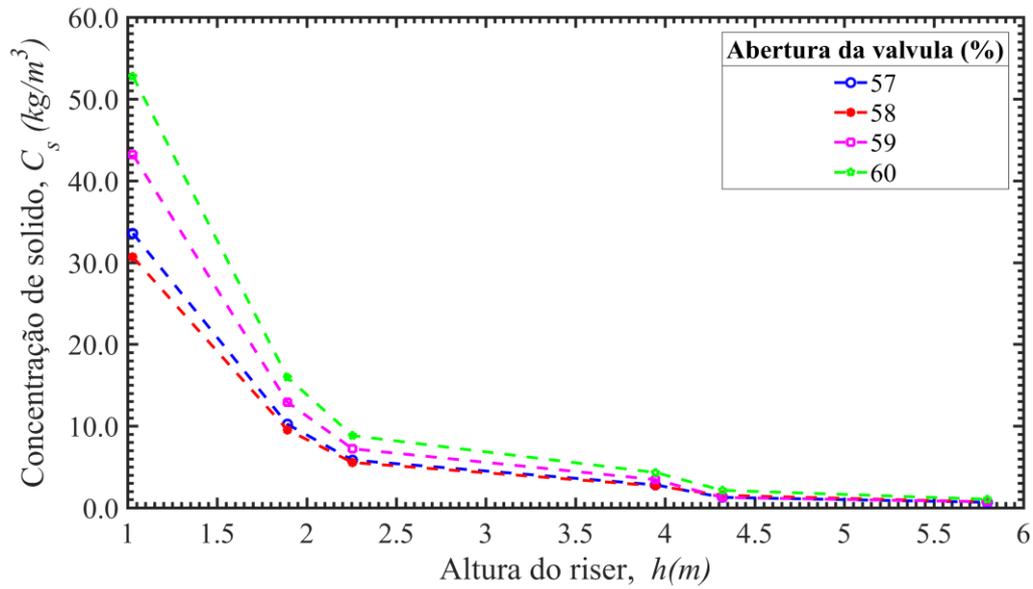
Nas Figuras 51 a 56 são apresentados a influência da abertura da válvula de controle (VPC) da UPF, na distribuição da concentração mássica de sólido ao longo do *riser* para vazão volumétrica de ar numa faixa de operação de 625 L/min até 750 L/min, conforme Tabela 7.

Figura 51 – Concentração mássica de sólido ao longo do *riser* na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 625 L/min.



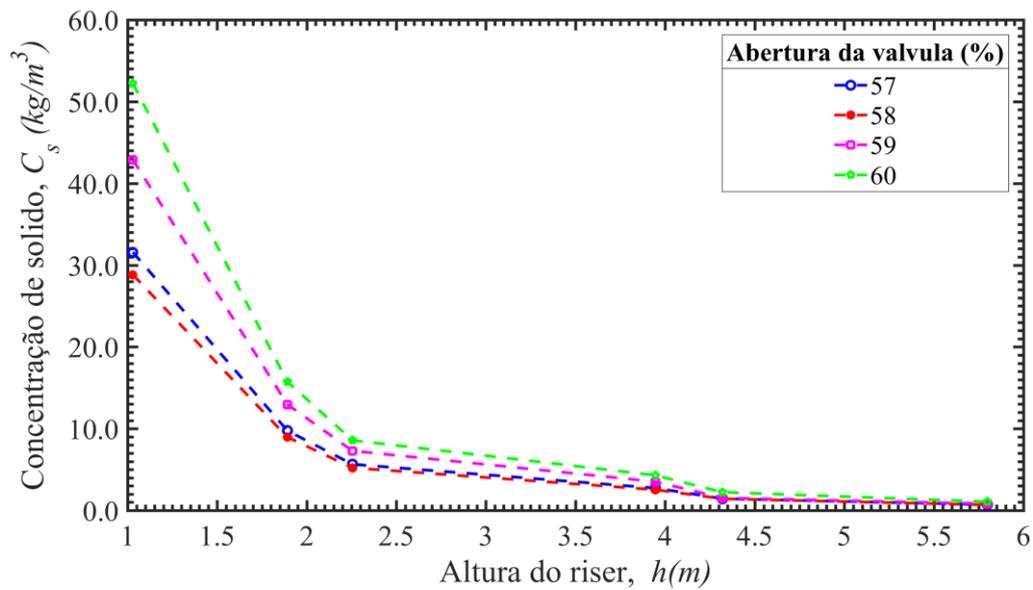
Fonte: Autoria própria

Figura 52 – Concentração mássica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 650 L/min.



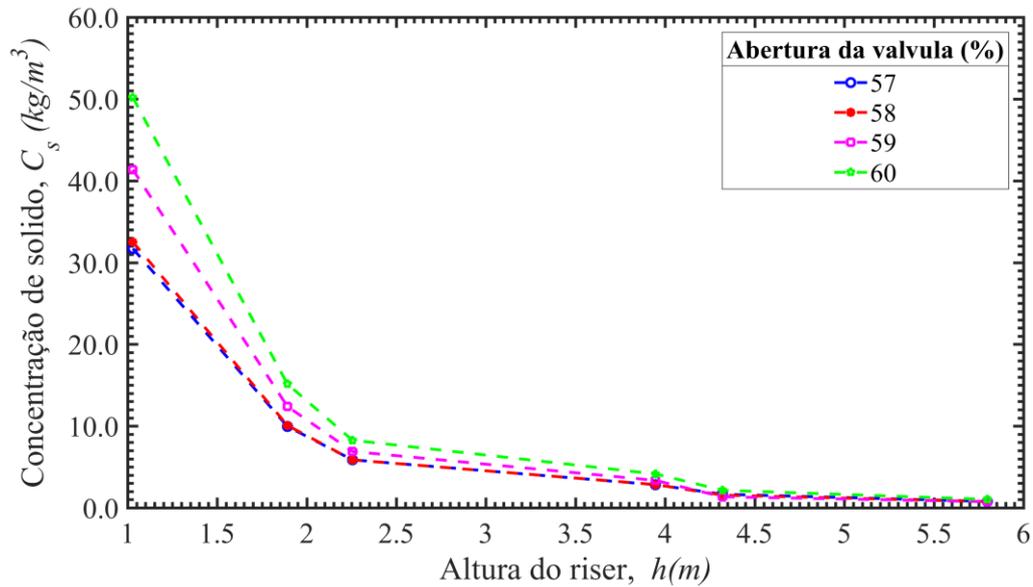
Fonte: Autoria própria

Figura 53 – Concentração mássica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 675 L/min.



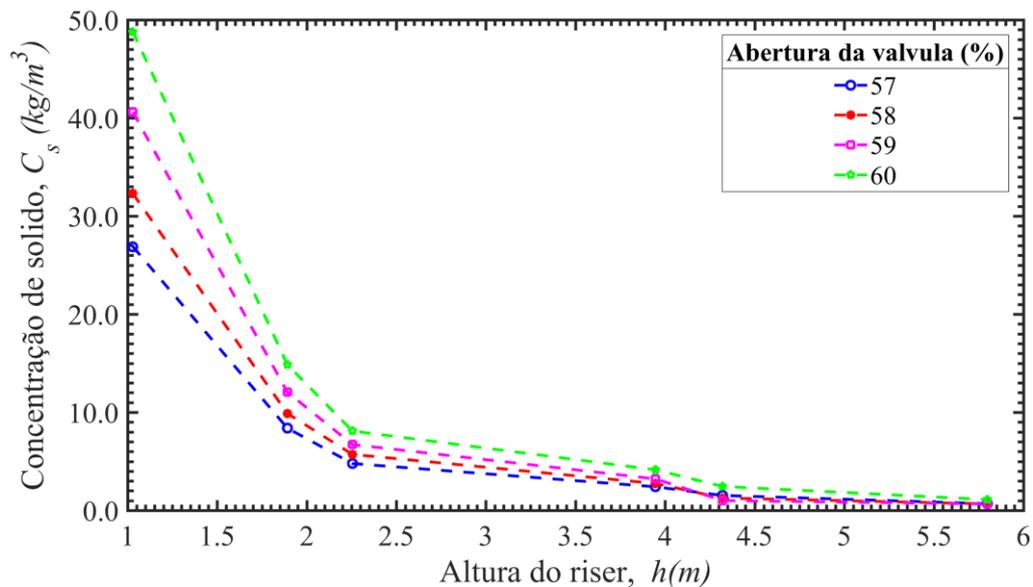
Fonte: Autoria própria

Figura 54 – Concentração mássica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 700 L/min.



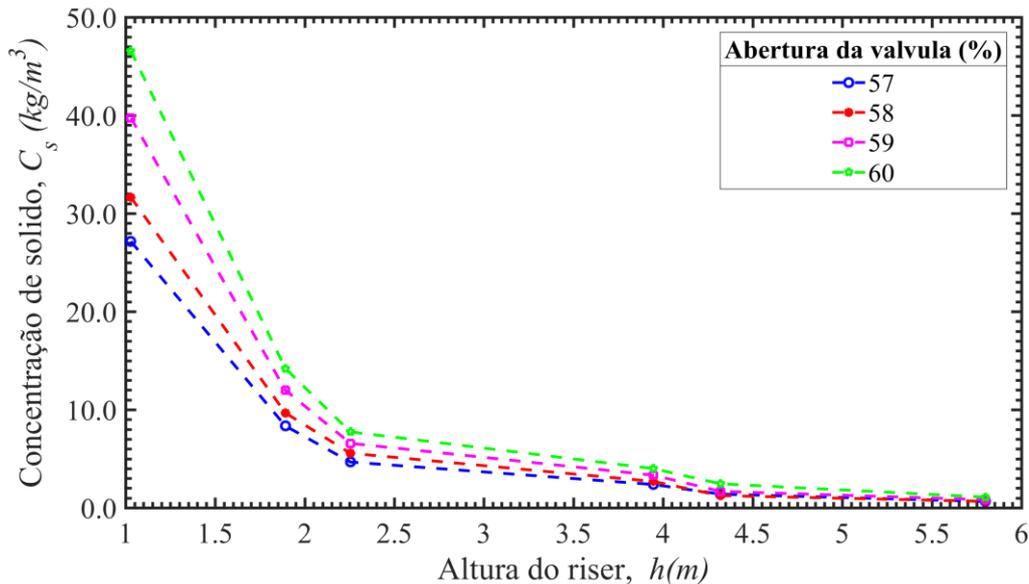
Fonte: Autoria própria

Figura 55 – Concentração mássica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 725 L/min.



Fonte: Autoria própria

Figura 56 – Concentração mássica de sólido ao longo do riser na UPF, para as aberturas da VPC de 57, 58, 59 e 60% em uma vazão volumétrica de ar constante de 750 L/min.



Fonte: Autoria própria

Como as medidas de concentração são consequência das medidas de fração volumétrica, ε_s , conforme descrito na Seção 2.4.3, a C_s é função da ε_s , logo os gráficos das Figuras 51 a 56 apresentam o mesmo comportamento dos gráficos das Figuras 45 a 50, mostrando que a concentração de sólidos varia ao longo do riser, e que o regime diluído da UPF, para as condições de operação aplicadas, inicia-se aproximadamente aos 4,5 m de altura do riser.

4.3 Massa de sólidos em circulação no riser

Como descrito na Seção 3.4, foi utilizado recipiente com diâmetro interno igual da coluna de retorno, com objetivo de estimar a massa de catalisador por milímetro na coluna de retorno. A massa inserida neste recipiente foi mensurada a partir de uma balança digital, com capacidade máxima para 6 kg, cujo valor obtido foi de 978,40 g, que correspondeu a uma altura de 156,80 mm, conforme Figura 57.

Figura 57 – Coluna de retorno com catalisador para estimar a quantidade de massa por milímetro



Fonte: Autoria própria

Utilizando a Equação 43, foi encontrado o valor de 0,0062 kg/mm, indicando assim, que a cada milímetro de deslocamento do selo do catalisador na régua graduada, posicionada ao lado da coluna de retorno, há um correspondente de 0,0062 kg de catalisador inserido no *riser* na UPF.

Reescrevendo a Equação 44, para determinar a massa de catalisador inserida no *riser* em diferentes valores de abertura de válvula, chegou-se a:

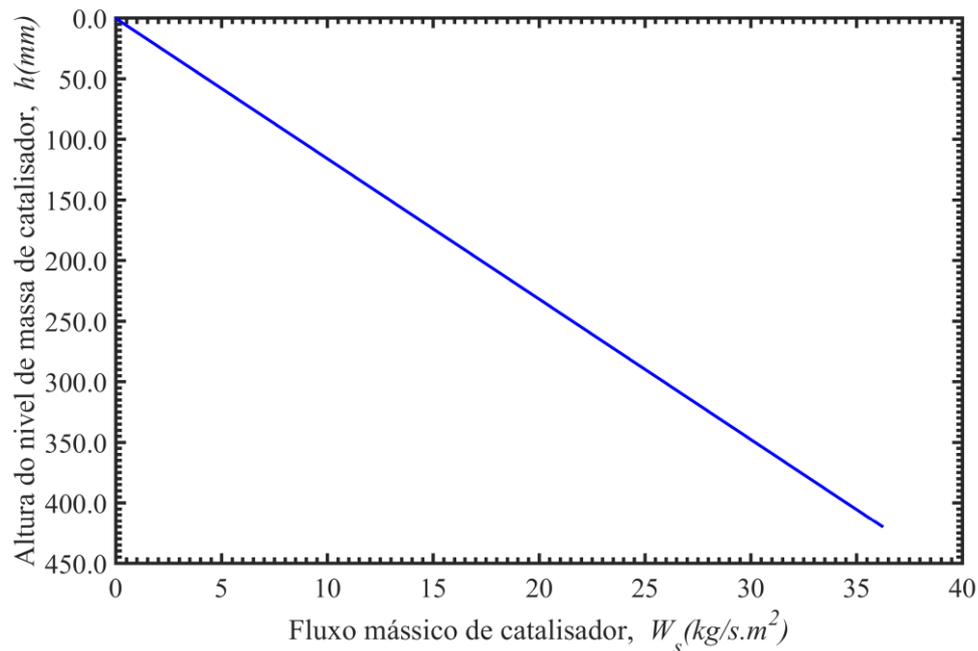
$$M_r = 0,0062\Delta h \quad (60)$$

sendo M_r a massa em circulação no *riser* [kg] e Δh a variação de altura, [mm], observada na régua milimétrica localizada ao lado da coluna de retorno.

4.4 Condições limites do transporte de sólidos no *riser*

Como descrito na Seção 3.5, foi obtido o perfil estimado que representa a variação de catalisador na coluna de retorno em função do fluxo mássico de sólidos, conforme Figura 58.

Figura 58 – Perfil estimado da massa de catalisador em função fluxo mássico de sólido no alimentador gravitacional na UPF.

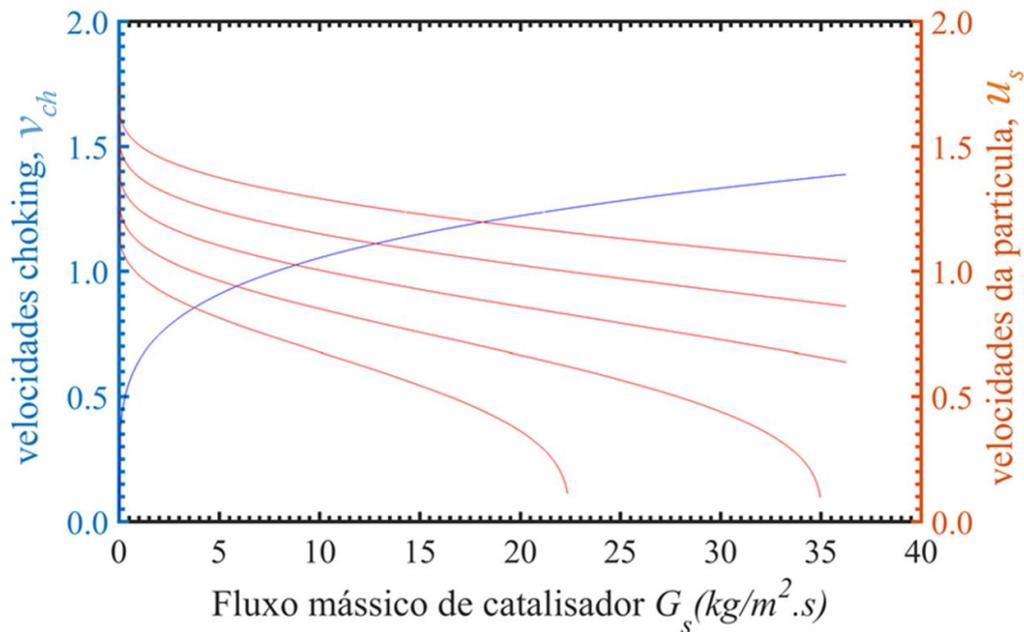


Fonte: Autoria própria

A partir da estimativa do fluxo mássico de catalisador (Equação 48) para uma variação de altura de do nível do selo no alimentador gravitacional de 420 mm, conforme poder ser vista na Figura 58, foram obtidos os perfis de velocidade de *choking*, v_{ch} , e velocidade da partícula, u_s , conforme Equações 50 e 47, ambos em função do fluxo mássico de sólidos.

Como a velocidade da partícula está em função da velocidade do gás, foram utilizadas vazões volumétricas de gás a partir de 500 L/min até 700 L/min variando a cada 50 L/min , totalizando cinco perfis de velocidade, cada um correspondendo a cada vazão. Com a sobreposição dos perfis de velocidade de *choking*, v_{ch} , e velocidade da partícula, u_s , obteve-se pontos de interseção entre os perfis, conforme Figura 59.

Figura 59 – Perfis de velocidades de partículas e *choking* nas condições de operação da UPF.



Fonte: Autoria própria

Utilizando a condição de que as velocidades das partículas, u_s , e *choking*, v_{ch} , são iguais, $u_s = v_{ch}$, Equação 48, foram obtidos valores de velocidade de colapso da mistura gás-sólido, para diferentes condições de operação da UPF. Reescrevendo a Equação 45, foi obtido o fluxo mássico de catalisador no *riser* nas condições de colapso, cujos valores podem ser vistos na Tabela 17.

Tabela 17 – Condições de operação de colapso da mistura gás – sólido no *riser* da UPF.

Condição de operação na UPF		$v_{ch}(m/s)$	$G_s (kg/m^2.s)$
$Q_g (L/min)$	$v_g (m/s)$		
500	1,2536	0,8554	3,7613
550	1,3789	0,9409	5,8716
600	1,5043	1,0264	8,8174
650	1,6297	1,1120	12,8168
700	1,7550	1,1975	18,1207

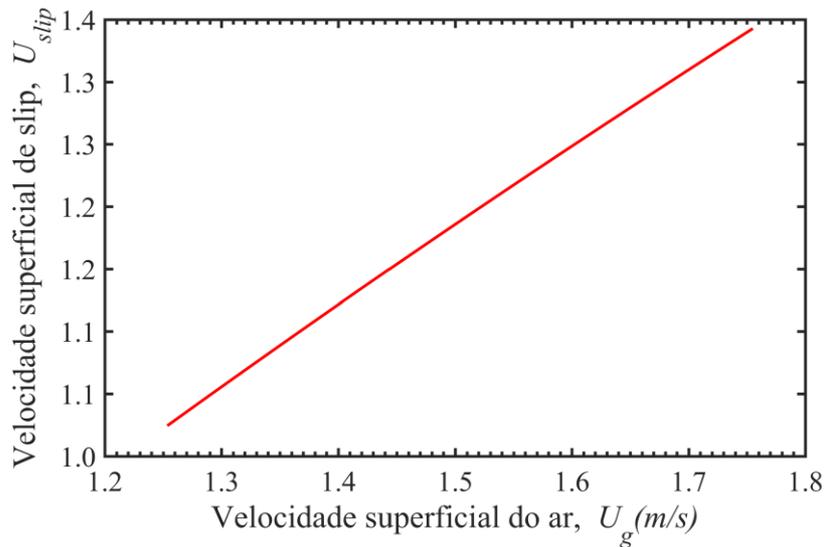
Fonte: Autoria própria

Além da velocidade de colapso da mistura gás – sólido, foram determinados a velocidade e fator de *slip*, visto na Seção 2.3.6.

Na Figura 60 é apresentado a velocidade superficial de *slip*, U_{slip} , obtido a partir das Equações 18 e 19, logo, obtém-se $U_{slip} = \varepsilon_g v_s = U_g (1 - 1/\psi)$ com base nos dados da Tabela

7, no qual as condições de operações experimentais variam entre $1,254 \text{ m/s}$ (500 L/min) e $1,755 \text{ m/s}$ (700 L/min).

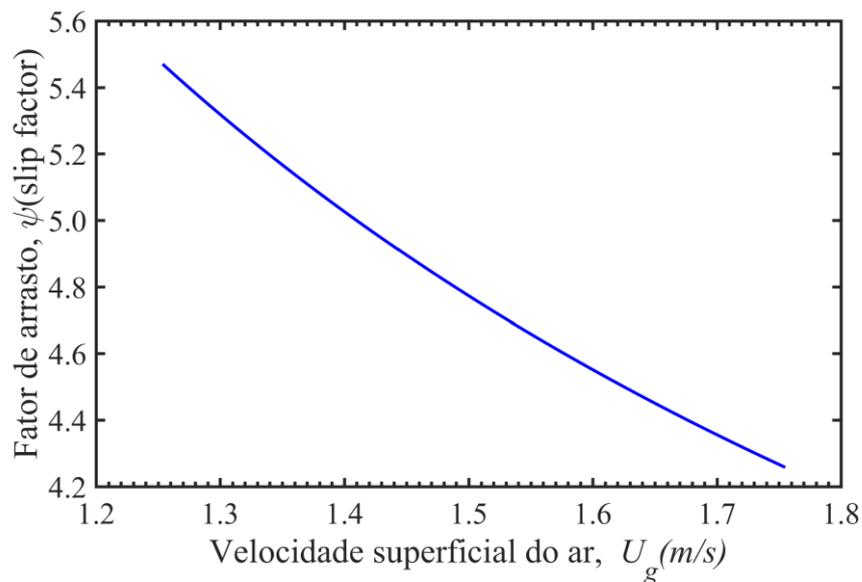
Figura 60 – Velocidade superficial de *slip* em função das condições de operação da UPF.



Fonte: Autoria própria

E na Figura 61 é apresentado o fator de deslizamento calculado utilizando a Equação 21, para o catalisador de FCC, em que as condições experimentais variam entre $1,254 \text{ m/s}$ (500 L/min) e $1,755 \text{ m/s}$ (700 L/min), com base nos dados da Tabela 7.

Figura 61 – Variação do fator de arraste em função das condições de operação da UPF.



Fonte: Autoria própria

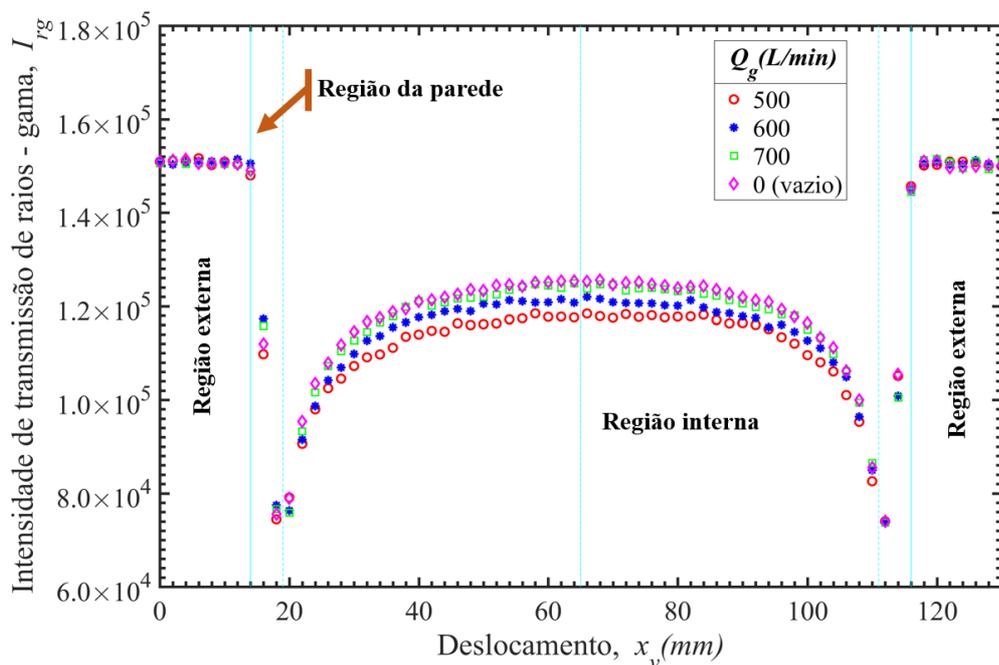
Segundo PATIENCE *et al.* (1992), o aumento do fator de *slip* associado a redução da velocidade superficial do gás, se dá devido ao aumento da vazão mássica de recirculação do sólido, desde que a velocidade superficial do gás seja muito maior do que a velocidade terminal das partículas (Figura 61). O autor ainda relata que as características das partículas não afetam o fator de arraste, desde que a velocidade superficial do gás nas condições de operação do reator de FCC seja significativamente maior que a velocidade terminal da partícula.

4.5 Medidas da fração volumétrica de sólido pela técnica de transmissão gama

Num conjunto inicial de experimentos, foram testadas três condições de vazão volumétricas de injeção de ar (Q_g) na UPF, com uma abertura constante de 54% da VPC no alimentador gravitacional, conforme proposto na Seção 3.7.

Na Figura 62, tem – se as intensidades de transmissão de raios gama variando com as posições de deslocamento do TCG – 1°G , na primeira seção de teste da UPF, Figura 34, para as condições de estudo com e sem fluxo mássico de sólido no *riser*.

Figura 62 – Perfil radial da intensidade da radiação gama nas condições com e sem fluxo de catalisador, para as vazões volumétrica de ar de 500, 600 e 700L/min, numa abertura de 54% da VPC na UPF.

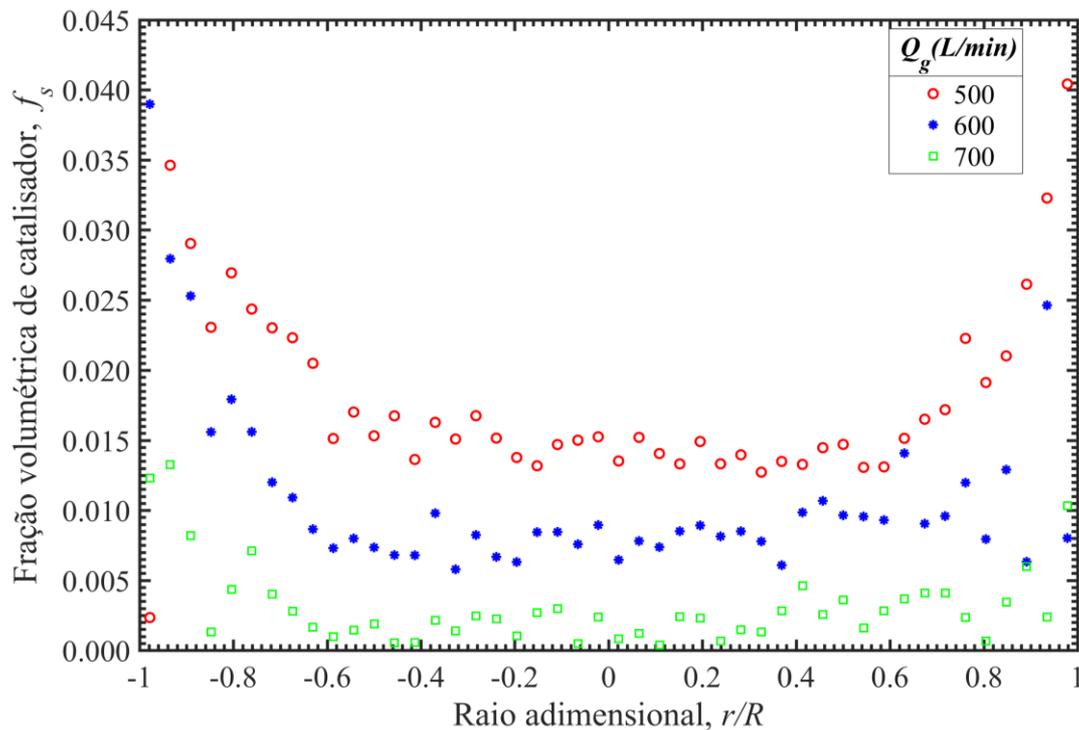


Fonte: Autoria própria

Na Figura 62, estão demonstradas três regiões bem definidas, sendo elas: região externa, da parede e interna. Para as quatro diferentes condições de operação utilizadas, os perfis apresentam o mesmo comportamento. Observa-se que a intensidade da radiação gama tem valores maiores na região externa, onde não há interação da radiação com o *riser*, ou seja, sem material absorvedor, I_0 . Ao longo da região da parede, observa-se uma redução da intensidade da radiação gama. Já a região interna ao *riser*, apresenta valores de intensidade mínimos nas regiões próximas as paredes, e valores crescentes na direção central do reator, até atingir um valor máximo no centro do *riser* da *UPF*.

Na região interna os perfis de intensidade da radiação se distinguem, devido as condições de operações na *UPF*, daí então são obtidos os perfis de fração volumétrica de sólidos através das medidas de radiação gama, utilizando a Equação 24. Tomando o centro do reator *riser* como referencial, devido as diferentes condições de operações utilizadas, observa-se que a intensidade da radiação gama diminui com a redução da vazão volumétrica de ar, este efeito é consequência do aumento de concentração de catalisador nesta região, o que ocasiona uma redução do arrasto da fase particulada, refletindo assim em um aumento na distribuição radial da fração volumétrica de sólido no reator, conforme pode ser visto na Figura 63.

Figura 63 – Perfil radial da fração volumétrica de catalisador para as vazões volumétrica de ar (Q_g) de 500, 600 e 700L/min, numa abertura de 54% da *VPC* na *UPF*.



Fonte: Autoria própria

Observa-se na Figura 63, uma da distribuição radial da fração volumétrica de sólido, não uniforme do catalisador, evidenciando a formação de duas regiões distintas: uma região mais concentrada próximo as paredes, e uma região mais diluída, na região central do *riser*, que reflete ao padrão de escoamento núcleo – anular relatado por vários autores, entre eles: DAVIDSON (2000); DANTAS *et al* (2006) e ZHU e WANG (2010).

Foi utilizada a correlação proposta por DANTAS *et al* (2006) para determinação das regiões de núcleo e anular a partir de transmissão gama, Equação 31, onde a região diluída (núcleo) correspondeu a 60% da distribuição total de sólidos ($r/R = 0,60$). Foram definidos os valores de fração volumétrica de sólidos média nas regiões de núcleo, $\varepsilon_s^{núcleo}$, e anular, ε_s^{anular} , conforme proposto por DAVIDSON (2000), cujos dados estão apresentados na Tabela 18. Nota-se que, para todos os casos estudados, os valores médios de fração volumétrica de sólidos na região de núcleo, $\varepsilon_s^{núcleo}$, apresentam uma concentração de sólido menor quando comparadas a região anular, ε_s^{anular} , característica básica deste padrão de escoamento.

Tabela 18 – Valores de fração volumétrica e fluxo de sólidos nas regiões núcleo e anular

Experimentos, n_e	Q_g (L/min)	ε_s		G_s (kg/m ² .s)	
		Núcleo	Anular	Núcleo	Anular

26	500	0,0145	0,0218	19,0564	8,6853
27	600	0,0080	0,0175	12,9529	3,0431
28	700	0,0017	0,0026	3,2419	1,1315

Fonte: Autoria própria

Os valores fluxo mássico nas regiões foram determinadas pelas Equações 54 e 55, no qual tem -se $G_s^\Omega = \dot{m}_s^\Omega / A$ em que Ω é a região de núcleo ou anular. Lembrando que $\dot{m}_s = \dot{m}_s^{\text{núcleo}} - \dot{m}_s^{\text{anular}}$ (Equação 57), ou seja, sendo $G_s = G_s^{\text{núcleo}} - G_s^{\text{anular}}$, em que G_s é o fluxo mássico de catalisador para as condições de operação na UPF, determinado por:

$$G_s = \left(\frac{\varepsilon_s}{1 - \varepsilon_s} \right) \left(\frac{\rho_s U_g}{\psi} \right) \quad (61)$$

sendo a fração mássica total de catalisador, ε_s , definido pela Equação 51; o fator de *slip*, ψ , calculado pela Equação 21. E ρ_s a densidade da fase particulada (catalisador); U_g a velocidade da fase gasosa.

Na Tabela 18 observa - se que o fluxo de sólidos na região de núcleo é maior quando comparados ao fluxo da região anular, para todas as diferentes condições de operação estudadas, o que está em acordo com os dados obtidos por DAVIDSON 2000, cujos resultados apresentam o mesmo comportamento.

5 CONCLUSÃO

A partir dos dados experimentais adquiridos, realizou-se a avaliação dos parâmetros fluidodinâmicos na UPF, onde foram observados os perfis de fração volumétrica axial e concentração de sólidos em função da variação da altura no riser. Em ambos os casos os perfis apresentaram uma concentração maior de sólidos na base do riser, o que entra em concordância com os dados encontrados na literatura.

Conforme esperado, ocorre a redução da pressão ao longo do riser na UPF a medida em que se eleva a altura, este fenômeno ocorre em função do atrito dos sólidos com as paredes do riser, como também está relacionado as mudanças na distribuição de porosidade no leito, que aumenta com a altura. Desta forma, foram determinados modelos matemáticos a partir de ajustes aos dados experimentais de pressão, sob diferentes condições de operação, obtendo-se os valores de pressão em qualquer ponto do *riser*, o que servirá de base para estudos mais aprofundados na unidade piloto em pesquisas futuras

Para o correto funcionamento da UPF, foram determinadas estimativas das condições limites do transporte de sólidos para o novo particulado (catalisador desativado) na UPF, através da estimativa dos possíveis pontos de colapso para diferentes valores de velocidade de gás, sendo 1,2536 m/s; 1,3789 m/s; 1,5043 m/s; 1,6297 m/s e 1,7550 m/s, onde os valores de velocidades críticas (*chocking*) nas condições de colapso encontrados foram: 0,8554 m/s; 0,9409 m/s; 1,0264 m/s; 1,1120 m/s e 1,1975 m/s, respectivamente.

O diferencial deste trabalho está no uso da radiação gama como forma de avaliar e estudar melhor o comportamento fluidodinâmico dos sólidos no riser, desta forma, foi obtido o valor do coeficiente de atenuação mássico para o catalisador desativado, parâmetro básico para análise fluidodinâmica através da radiação. A metodologia aplicada mostrou resultados satisfatórios para as fontes radioativas de ^{241}Am e ^{137}Cs , cujos resultados obtidos foram $(0,4752 \pm 0,0125) \text{ cm}^2/\text{g}$ e $(0,0817 \pm 0,0037) \text{ cm}^2/\text{g}$, respectivamente sendo os valores encontrados próximos aos resultados encontrados na literatura.

A utilização da transmissão gama como forma de determinar a recirculação interna de sólidos através da análise mais aprofundada do padrão de escoamento núcleo-anular, se mostrou eficiente. Através das medidas de radiação foi determinado o fluxo de sólidos que escoam nas regiões de núcleo e anular, ou seja, foi determinado o fluxo de sólidos que escoam em sentido descendente, caracterizando assim a recirculação interna de sólidos para uma abertura da válvula de injeção de sólido fixa de 54%, variando apenas a velocidade do gás em 1,2536 m/s; 1,5043 m/s e 1,7550 m/s. Para as condições aplicadas, os fluxos mássicos de

recirculação encontrados foram $8,6853 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$; $3,0431 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$ e $1,1315 \text{ kg/m}^2\cdot\text{s}$, o que mostram comportamento semelhante a dados encontrados por outros pesquisadores no estudo da recirculação interna de sólidos.

6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Como sugestão para trabalhos futuros pode-se citar:

- Avaliar experimentalmente os valores de velocidade crítica (*choking*) e velocidade do sólido no riser;
- Avaliar a influência da recirculação interna de sólidos em diferentes alturas no riser;
- Implementar o modelo fluidodinâmico computacional (CFD) na avaliação da recirculação interna de sólidos no riser.

REFERÊNCIAS

AZZI, M.; TURLIER, J.; BERNARD, R.; GARNERO, L. **Mapping solid concentration in a circulating fluid bed using gammametry**. Powder Technology. Vol. 67, p. 27-36, 1991.

BERRUTI, F.; CHAOUKI, J.; GODFROY, L.; PUGSLEY, T.S.; PATIENCE, G. S.; **Hydrodynamics of circulating bed risers: A review**. The Canadian Journal of Chemical Engineering, v. 73, p. 579 – 602, 1995.

BRITO, M. F. P.; NETTO, W. F. S.; MIRANDA, M. V. F. E. S.; JUNIOR, I. A. S.; DANTAS, C. C.; SANTOS, V. A.; MELO, S. B.; LIMA E. A. O. **Monitoring catalyst flow rate in a fcc cold pilot unit by gamma ray transmission measurements**. International Nuclear Atlantic Conference, 24-29, 2013.

CAO, C.; WEINSTEIN, H. **Characterization of downflowing high velocity fluidized beds**. AIChE Journal, vol. 46, p. 515 - 522, 2000.

CHAPRA, S. C.; CANALE, R. P.; **Métodos numéricos para engenharia**, 7ª edição, AMGH editor Ltda 2016

CHENG, Y.; WEI, F. G.; JIN, Y. **Inlet and outlet effects on flow patterns in gas-solid risers**. Powder Technology, vol. 98, p. 59 - 62, 1998.

CREMASCO, M. A.; **Operações unitárias em sistemas particulados e fluidomecânicos**, 1. ed. Blucher, São Paulo, 2012.

DANTAS, C. C.; SANTOS, V. A.; MELO, A. C. B. A., GRIEKEN, R. V. **Precise gamma ray measurement of the radial distribution of a cracking catalyst at diluted concentrations in a glass riser**. Nuclear Instruments and Methods in Physical Research, vol. 251, p. 201-208, 2006.

DANTAS, C. C.; MELO, S. B.; OLIVEIRA, E. F.; SIMÕES, F. P. M.; SANTOS, M. G.; SANTOS, V. A. **Measurement of density distribution of a cracking catalyst in experimental riser with a sampling procedure for gamma ray tomography**. Nuclear Instruments and Methods in Physics Research B 266, 841–848, 2008.

DAVIDSON, J. F. **Circulating fluidized bed hydrodynamics**. Powder Technology, v. 113, p. 249-260, 2000.

FREIRE, J. T.; DA SILVEIRA, A. M.; FERREIRA, M. C. **Transporte pneumático vertical**. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos – São Carlos, p. 110, 1993

FREIRE, J. T.; SILVERA, A. M. **Aplicações em sistemas particulados**. São Carlos: Suprema, 2009, 380p.

GELDART, D. **Types of gas fluidization**. Powder Technology, v. 7, n. 5, p. 285-292, 1973.
HORIO, M.; KOBYLECKI, R. P.; TSUKADA, M.; Instrumentation and measurements. In: **Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems**. 1. ed. New York: Marcel Dekker, 2003. Cap. 25, p. 644-695.

HENSLER, T.; FIRSCHING, M.; BONILLA, J. S. G.; WÖRLEINB, T.; UHLMANN, N.; WIRTH, K. **Non-invasive investigation of the cross-sectional solids distribution in CFB risers by X-ray computed tomography**. Powder Technology, 297, 247–258, 2016.

INMETRO, JCGM 100:2008, **Avaliação de dados de medição – Guia para a expressão de incerteza de medição**, Joint Committee for Guides in Metrology (JCGM/WG 1).

KNOWLTON, T. M.; **Circulating Fluidized Beds**. 1. ed. London: Blackie Academic and Professional, 1997. Cap. 7, p. 214-259.

LAPPAS, A. A.; LATRIDIS, D. K.; KOPALIDOU, E. P.; VASALOS, L. A.; **The influence of riser length of na FCC pilot plant on catalyst residence time and product selectivity**. Industrial & Engineering Chemistry Research, p. 42, 2017

LAURENTINO, C. L., **Transferência de calor em leitos fixos com aplicação em reatores de fermentação em estado sólido**. Dissertação (Mestrado em Engenharia e Ciência de Alimentos), Instituto de Biociências, Letras e Ciências Exatas – UNESP, São José do Rio Preto, 2007

LIMA FILHO, H. J. B.; BRITO, M. F. P.; BENACHOUR, M.; SANTOS, V. A.; DANTAS, C. C.; **Validação experimental de simulações cfd de um leito fluidizado circulante gás-sólido tipo riser**. XX Congresso Brasileiro de Engenharia Química, 2014.

LIU, Z.; TAKAFUJI, M.; SUDA, T.; **The effect of riser scale on the hydrodynamics and particle residence-time distribution**. Industrial Fluidization South Africa: 257–266, 2011.

LOURENÇO, H. R. S; DANTAS, C. C.; SANTOS, V. A.; **Perfil de densidade de catalisador em modelo experimental de riser de FCC utilizando a técnica de atenuação gama.** Anais 1º Congresso de P&D e 3º Reunião de Avaliação do PRH/ANP em Petróleo e Gás da UFPE, 2003.

LUCKOS, A.; HOED, P. **A study into the hydrodynamic behavior of heavy minerals in circulating fluidized bed,** Industrial Fluidization South Africa, v. 1, p. 345-355, 2005.

MELO, A. C. B. A.; SANTOS, V. A.; Dantas, C. C.; NARAIN R.; **Validation of a fluid dynamic model in a cold riser measuring catalyst concentration by gamma ray attenuation.** International Nuclear Atlantic Conference - INAC 2005

MENG, F.; ZHANG, N.; WANG W. **Virtual experimentation of beam hardening effect in X-ray CT measurement of multiphase flow,** Powder Technol. v. 194, p. 153–157, 2009.

MOULIJN, J.A.; VAN DIEPEN, A. E.; KAPTEIJN, F.; **Catalyst deactivation: is it predictable? What to do?.** Applied Catalysis A: General. Vol. 212. P. 3-16, 2001

MOURA, A. E. **Controle da injeção de catalisador em uma unidade piloto tipo FCC a frio.** Dissertação de mestrado – Departamento de Energia Nuclear – Universidade Federal de Pernambuco. Recife, 2015.

NIEUWLAND, J. J.; DELNOIJ, J. A. M.; KUIPERS, J. A. M.; VAN SWAAIJ, W.P.M.; **An engineering model for dilute riser flow.** Powder Technology, 90, 115-123, 1997.

PANDAY, R.; BREAUULT, R.; SHADLE, L.T.; **Dynamic modeling of the circulating fluidized bed riser.** Powder Technology, p.45, 2016

PATIENCE, G. S.; CHAOUKI, J.; BERRUTI, F.; WONG, R.; **Scaling considerations for circulating fluidized bed risers.** Powder Technology, v. 92, p. 31-37, 1992

PRADO, U. S; MARTINELLI, J. R; VIEIRA, H; SILVA, L. L; COSTA V. N. C.; **Características dos resíduos de catalisador gerados no Brasil e as potencialidades do seu reuso.** 5º Congresso Iberoamericano de Cerâmica, Natal, Brasil, 2013.

RABINOVICH, E.; KALMAN, H. **Flow regime diagram for vertical pneumatic conveying and fluidized bed systems.** Powder Technology, v.207, p. 119-133, 2011.

RAO, V. V. B.; NARSAIAHA, T. B.; REDDYB, B. V. **Prediction of falling solids film thickness near the wall in circulating fluidized bed risers.** International journal of chemical engineering and applications, Vol. 2, No. 2, 2011, p. 84-90.

SANTOS, V. A.; DANTAS, C. C.; MELO, S. B.; OLIVEIRA, E. F.; MELO, S. B.; **Determination of the catalyst circulation rate in a fcc cold flow pilot unit using nuclear techniques.** International Nuclear Atlantic Conference - INAC, 2013

SANTOS, V. A, DANTAS, C. C.; LUNA-FINKLER, C. L.; SILVA, J. M. F.; **Comparison of the fluid dynamic models of solids density profile in a fcc cold riser with aid of gamma-ray transmission.** International Nuclear Atlantic Conference – INAC, 2009

STERMEDING, S.; **The pneumatic transport of cracking catalyst in vertical risers.** Chemical Engineering Science, v. 17, p. 599-608, 1962.

WADELL, H.; **Sphericity and roundness of rock particles.** Journal of Geology 41, 310–331, 1993.

WANG, J.; BOUMA, J. H.; DRIES, H. **An experimental study of cyclone flow in fluidized catalytic cracking.** Powder Technology, vol. 112, p. 221 - 228, 1998.

WEI, F.; JIN, Y.; YU, Z.; W. CHEIN. **Lateral and axial mixing of the disperse particle in CFB.** J. Chem. Engineering of Japan, vol. 28, n.5, p. 506 -510, 1995.

WILSON, Joseph W. **Fluid Catalytic Cracking: Technology and Operation.** Tulsa, Oklahoma: Pennwell Publishing Company, 1997.

WIRTH, K.E.; MOLERUS, O.; SEITER, M. **Feststoffkonzentration und -geschwindigkeiten in wandnahen Bereichen zirkulierender Wirbelschichten.**VGB-Kraftwerkstechnik. Vol. 10, 1991, p.925-929.

YANG, W. C. **Particle characterization abd dynamics.** In: YANG WEN-CHING; Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems. 1. ed. New York: Marcel Dekker, 2003. cap. 14, p. 384-401.

ZHANG, H. L.; DEGRÈVE, J.; BAEYENS, J.; DEWIL, R. **Choking affects the operation diagram of a CFB riser.** Powder Technology, p. 6, 2014

ZHU, C.; WANG, D. **Resistant effect of non-equilibrium inter-particle collisions on dense solid transport.** Particuology, vol. 8, p. 544-548, 2010.

APÊNDICE A – TRATAMENTO ESTATÍSTICO DOS DADOS EXPERIMENTAIS

Como forma de avaliar quantitativamente a relação de dependência linear entre $\ln(I_v/I_c)$ e x_c , ou seja, y e x , foi calculado o coeficiente de correlação linear de Pearson através da expressão:

$$r = \frac{s_{xy}}{\sqrt{s_{xx} \times s_{yy}}} \quad (\text{A.1})$$

em que s_{xy} é a medida de covariância entre as variáveis x e y , expressa por:

$$s_{xy} = \sum_{i=1}^n x_i y_i - \frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^n x_i \right) \left(\sum_{i=1}^n y_i \right) \quad (\text{A.2})$$

e s_{xx} e s_{yy} são respectivamente as somas de quadrados das variáveis explanatórias, x e y , definidos por:

$$s_{xx} = \sum_{i=1}^n x_i^2 - \frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^n x_i \right)^2 \quad (\text{A.3})$$

e

$$s_{yy} = \sum_{i=1}^n y_i^2 - \frac{1}{n} \left(\sum_{i=1}^n y_i \right)^2 \quad (\text{A.4})$$

O método de mínimos quadrados linear, que corresponde a um ajuste baseado na minimização dos erros residuais entre os pontos da curva e os dados experimentais (CHAPRA e CANALE, 2016) expresso por:

$$\hat{y} = b_0 + b_1 x \quad (\text{A.5})$$

sendo que os coeficientes angular e linear, b_0 e b_1 são os parâmetros de ajuste do modelo do presente trabalho determinadas por:

$$b_1 = \frac{s_{xy}}{s_{xx}} \quad (\text{A.6})$$

e

$$b_0 = \bar{y} - b_1 \bar{x} \quad (\text{A.7})$$

em que \bar{y} e \bar{x} as médias de y_i e x_i , respectivamente. As estimativas destes parâmetros tendem a minimizar a soma dos quadrados dos resíduos entre o valor medido, y_i , e o valor proposto, \hat{y} .

A qualidade do ajuste foi estimada a partir do coeficiente de determinação definido por:

$$R^2 = r^2 \quad (\text{A.8})$$

tendo que r é o coeficiente de correlação linear de Pearson calculado pela Equação A.1.

Como forma de avaliar a dispersão dos dados experimentais em torno do modelo matemático no presente trabalho (Equação 29) tem-se a variância residual expressa por:

$$\sigma^2 = \frac{1}{n-p} \sum_{i=1}^n e_i^2 \quad (\text{A.9})$$

sendo que n representa o número de observações, p o número de parâmetros do modelo proposto, e_i é o erro de ajustamento, isto é, a diferença entre o valor da resposta observada experimentalmente e o valor correspondente estimado através do modelo ajustado.

Portanto, a variância residual do modelo de mínimos quadrados linear é expressa da seguinte forma:

$$s^2 = \frac{1}{n-2} \sum_{i=1}^n (y_i - y_{i,\text{mod}})^2 \quad (\text{A.10})$$

Por questões de dimensões de grandeza física, a incerteza associada ao método de mínimos quadrados linear será o desvio padrão da variância residual dado por:

$$s = \sqrt{\frac{1}{n-2} \sum_{i=1}^n (y_i - y_{i,\text{mod}})^2} \quad (\text{A.11})$$

Estimativa por intervalo para:

- ✓ Os parâmetros da reta de regressão

As variâncias dos estimadores associadas aos parâmetros b_0 e b_1 , obtidas pelo método de mínimos quadrados linear (Equação A.5), são expressas por:

$$s_{b_1}^2 = \frac{s^2}{s_{xx}} \quad (\text{A.12})$$

e

$$s_{b_0}^2 = s^2 \left[\frac{1}{n} + \frac{\bar{x}^2}{s_{xx}} \right] \quad (\text{A.13})$$

em que s^2 é a variância residual do modelo de mínimos quadrados linear (Equação A.9), s_{xx} é a soma de quadrados da variável explanatória x (Equação A.3) e \bar{x} é a média de x_i .

Desta forma, os erros padrões (Ep) para cada parâmetro são determinada a partir das raízes quadradas das variâncias dos estimadores definidos pelas as Equações A.11 e A.12, chegando – se à:

$$Ep_{b_1} = \frac{s}{\sqrt{s_{xx}}} \quad (\text{A.14})$$

e

$$Ep_{b_0} = s \sqrt{\frac{1}{ns_{xx}} \sum_{i=1}^n x_i^2} \quad (\text{A.15})$$

tendo que s é o desvio padrão da variância residual (Equação A.10), s_{xx} é a soma de quadrados da variável explanatória x (Equação A.4).

Como os erros seguem as premissas do teorema do limite central, ou seja, flutuações independentes e de igual importância, têm – se a distribuição normal. Portanto utilizada – se a distribuição de *Student* para determinar os intervalos de confiança (*IC*) dos parâmetros do modelo do presente trabalho (Equação 29) segundo a seguinte expressão:

$$\text{IC}[b]_{1-\alpha} : b \pm t_{n-2;\alpha/2} \cdot Ep \quad (\text{A.16})$$

sendo que b correspondem aos valores obtidos para cada parâmetro e Ep são os erros padrões dos estimadores. Nota – se que o número de graus de liberdade de t é $n - 2$ com o nível α de significância, em consequência da estimativa de s^2 . A partir dos valores de intervalo de confiança avalia – se a significância de cada parâmetro na regressão por mínimos quadrados (Equações A.6 e A.7).

APÊNDICE B – COEFICIENTES DE AJUSTE DOS DADOS EXPERIMENTAIS

Abertura	Vazão volumétrica de ar (Qg)											
	625 L/min		650 L/min		675 L/min		700 L/min		725 L/min		750 L/min	
	a_0 (mmH ₂ O)	a_1 (m ⁻¹)										
0	31,5281	-0,0349	33,1637	-0,0340	34,7698	-0,0311	36,1576	-0,0283	37,8461	-0,0266	39,3641	-0,0257
57	42,8800	-0,0931	43,0428	-0,0902	43,1637	-0,0808	43,8744	-0,0780	42,4690	-0,0642	43,5975	-0,0637
58	40,7974	-0,0916	41,3123	-0,0811	41,9517	-0,0735	45,2392	-0,0784	46,5201	-0,0772	47,3585	-0,0734
59	43,4461	-0,0962	49,0504	-0,1106	49,9771	-0,1037	50,6290	-0,0975	51,6189	-0,0955	52,4681	-0,0840
60	53,8770	-0,1340	53,6164	-0,1236	54,9178	-0,1153	54,7601	-0,1092	55,1082	-0,1004	55,6521	-0,0919