

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS  
CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DE UM CICLONE ADAPTADO COM BOCAIS  
PULVERIZADORES DE ÁGUA**

**ANA ELISA ACHILES**

**SÃO CARLOS – SP  
2018**

**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS**  
**CENTRO DE CIÊNCIAS EXATAS E TECNOLOGIA**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA**

**ANA ELISA ACHILES**

**AVALIAÇÃO EXPERIMENTAL DE UM CICLONE ADAPTADO COM BOCAIS**  
**PULVERIZADORES DE ÁGUA**

Dissertação de mestrado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de São Carlos como parte dos requisitos para a obtenção do título de Mestre em Engenharia Química, na área de concentração em Pesquisa e Desenvolvimento de Processos Químicos.

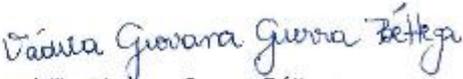
**Orientadora:** Vádila Giovana Guerra Béttega

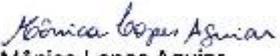
**SÃO CARLOS – SP**

**2018**

MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA DA DEFESA DE DISSERTAÇÃO DE ANA ELISA ACHILES APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA DA UNIVERSIDADE FEDERAL DE SÃO CARLOS, EM 19 DE FEVEREIRO DE 2018.

BANCA EXAMINADORA:

  
Vádila Giovana Guerra Béttega  
**Orientadora, UFSCar**

  
Mônica Lopes Aguiar  
**UFSCar**

  
Maria Angélica Martins Costa  
**UNESP**

*A minha filha, Helena*

*A minha mãe, Eunice*

*Ao meu pai, Aquiles*

## AGRADECIMENTOS

A minha filha, Helena, por ser a minha maior fonte de inspiração e amor.

Aos meus pais, Aquiles e Eunice, por todos os ensinamentos, apoio e dedicação.

A minha orientadora, Vádila Guerra Béttega, pela sua orientação, disponibilidade, paciência, apoio e confiança a mim depositada.

Ao Leandro, por todo o apoio, companheirismo, paciência e auxílio dedicado a mim durante todos os momentos de execução deste trabalho.

Ao técnico do Laboratório de Controle Ambiental, Marcos, pela sua prontidão e disponibilidade sempre que solicitado.

Aos técnicos do DEQ – UFSCar, Samuel e Oscar, por toda sua eficiência em solucionar os diversos problemas no decorrer desta pesquisa.

A todos os colegas do Laboratório de Controle Ambiental, em especial à Ana Elisa Lista, por todas as palavras de motivação.

À Usina Bunge – Guariroba, por ter cedido as cinzas utilizadas neste projeto.

Ao Fernando, da Magnojet, por ter cedido os bocais pulverizadores para os testes iniciais.

A todos os professores e funcionários do DEQ – UFSCar.

À CNPq, pelo suporte financeiro.

Ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química da UFSCar.

Ao DEQ – UFSCar, por toda a estrutura e equipamentos cedidos.

A todos aqueles que contribuíram, de alguma forma, para a execução deste trabalho.

Muito obrigada.

## RESUMO

O Brasil é um dos líderes mundiais na produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar. Contudo, para suprir as demandas energéticas do setor, o bagaço de cana-de-açúcar é utilizado como combustível em caldeiras e sua queima produz uma quantidade expressiva de material particulado, o qual é altamente nocivo ao meio ambiente e à saúde humana. Assim, este trabalho teve como objetivo avaliar, experimentalmente, o desempenho de um ciclone adaptado com bocais atomizadores de líquido na remoção das cinzas oriundas da queima do bagaço da cana-de-açúcar com diâmetro volumétrico mediano de 7,47  $\mu\text{m}$ . Para tal, investigou-se o comportamento da eficiência de coleta e da queda de pressão neste equipamento por meio da variação dos seguintes parâmetros: velocidade de entrada do gás (8,02 a 13,57 m/s); posição do bocal de injeção de água; razão líquido-gás (0,10 a 0,43 L/m<sup>3</sup>) e tipo de pulverizador (cone oco e cone sólido). A eficiência global de coleta foi determinada utilizando-se a técnica da amostragem isocinética e a eficiência fracionária através do espectrômetro *Aerodynamic Particle Sizer*. Os resultados demonstraram que, atomizar água no interior do ciclone com uma razão líquido-gás de 0,43 L/m<sup>3</sup> aumentou, significativamente, a eficiência global de coleta, elevando-a de 81,00 para 98,44%; e diminuiu a queda de pressão de 657,1 para 392,3 Pa. Com relação à eficiência fracionária, verificou-se que a atomização elevou, sobretudo, a remoção de particulados finos (PM<sub>2,5</sub>), os quais são extremamente nocivos à saúde humana. Além disso, foi possível constatar que a velocidade de entrada, a posição de injeção de água, a razão líquido-gás e a distribuição do tamanho das gotas são parâmetros que afetam o desempenho do ciclone úmido. Também foi averiguado que a pulverização de água em ciclones reduziu, consideravelmente, a temperatura de saída da corrente gasosa em 20,2 °C e aumentou a umidade relativa da mesma em 42,5%. De maneira geral, concluiu-se que a pulverização de água em ciclones melhora o desempenho desses equipamentos, especialmente a coleta de partículas finas, além de promover o resfriamento e umidificar o gás, demonstrando ser uma tecnologia promissora para remover material particulado de efluentes gasosos.

**Palavras-chaves:** Ciclone. Lavadores de gás. Ciclone úmido. Atomização. Material particulado. Indústria sucroalcooleira. Eficiência de coleta. Limpeza de gás.

## ABSTRACT

Brazil is a world leader in the production of sugar and ethanol by using sugar cane. Nonetheless, in order to supply the energy demands of this sector, the sugarcane bagasse is used as a fuel in boilers and its burning generates a significant quantity of particulate matters which are highly nocive to the environment and human beings' health. Thus, this study objectives to evaluate, empirically, the performance of a cyclone adapted with liquid atomization nozzles for the purpose of collecting ashes that are derived from the burning of sugarcane bagasse and have median volumetric diameter of 7,47  $\mu\text{m}$ . So, the behavior of collection efficiency and pressure drop was investigated through varying of the following parameters: gas inlet velocity (from 8,02 to 13,57 m/s); atomizer nozzle position; liquid-gas ratio (from 0,10 to 0,43 L/m<sup>3</sup>) and atomizer type (hollow and full cone). The overall collection efficiency was determinated by using the isokinetic sampling technique and the grade efficiency was obtained through the *Aerodynamic Particle Sizer* spectrometer. The results indicated that to atomize water into cyclones with a liquid-gas ratio of 0,43 L/m<sup>3</sup> increased, significantly, the overall collection efficiency from 81,00 to 98,44%, and decreased the pressure drop from 657,1 to 392,3 Pa. With regarding to the grade efficiency, it was checked that water atomization increased, expressly, the fine particulate removal (PM<sub>2,5</sub>) which are extremely harmful to human health. Furthemore, it was verified that the gas inlet velocity; the atomizer nozzle position; the liquid-gas ratio and the drop size distribution are parameters that affect the wet cyclone performance. Also, it was found out that the water spraying in cyclones declined, considerably, the outlet temperature of the gaseous stream in 20,2 °C, and raised its relative humidity in 42,5%. In general, it was achieved that water atomization in cyclones improves the performance of this equipment, especially the fine particles collection, apart from promoting the gas cooling and humidification. Hence, the wet cyclone showed to be a promising technology in removing particulate matter from gaseous stream.

**Keywords:** Cyclone. Gas scrubber. Wet cyclone. Atomization. Particulate matter. Sugar and alcohol industry. Collection efficiency. Gas treatment.

## SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO.....	1
2	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	3
2.1	O Setor Sucroalcooleiro Brasileiro .....	3
2.2	Separadores Ciclônicos.....	6
2.2.1	Classificação dos Separadores Ciclônicos.....	8
2.2.2	Desempenho dos Separadores Ciclônicos .....	10
2.3	Lavadores de Gás.....	19
2.3.1	Mecanismos de Coleta em Lavadores de Gás.....	20
2.3.2	Lavadores Venturi.....	23
2.3.3	Lavadores tipo Torre sem Enchimento .....	24
2.3.4	Lavadores tipo Torre com Enchimento .....	25
2.3.5	Lavadores Ciclônicos.....	26
2.4	Atomização .....	27
2.4.1	Classificação dos Bocais Atomizadores .....	28
2.4.2	Distribuição do Tamanho das Gotas .....	30
2.4.3	Diâmetros de Gota Característicos .....	32
2.4.4	Técnica para Aferição do Tamanho de Gotas: Difração a Laser.....	34
2.5	O Ciclone Úmido .....	36
2.6	Estudos Correlacionados com o Ciclone Úmido .....	37
3	MATERIAIS E MÉTODOS.....	42
3.1	Descrição do Sistema Experimental .....	42
3.1.1	Ciclone .....	44
3.1.2	Material Particulado.....	47
3.1.3	Sistema de Alimentação da Corrente Gasosa .....	47
3.1.4	Sistema de Alimentação de Material Particulado .....	48

3.1.5	Sistema de Amostragem Isocinética de Material Particulado .....	50
3.1.6	Sistema de Amostragem de Material Particulado por meio do Aerodynamic Particle Sizer ®.....	53
3.1.7	Sistema de Alimentação de Água .....	56
3.2	Metodologia Experimental .....	57
3.2.1	Vazão da Corrente Gasosa .....	57
3.2.2	Velocidade da Corrente Gasosa .....	58
3.2.3	Perfis de Velocidade .....	59
3.2.4	Vazão Mássica de Material Particulado.....	61
3.2.5	Razão L/G .....	62
3.2.6	Caracterização dos Bocais Pulverizadores de Água .....	63
3.2.6.1	Velocidade do Líquido .....	65
3.2.6.2	Área de Interface das Gotas .....	66
3.2.7	Temperatura e Umidade Relativa .....	67
3.2.8	Eficiência Global .....	67
3.2.9	Eficiência Fracionária .....	69
3.2.10	Queda de Pressão .....	69
3.2.11	Determinação das Condições Operacionais.....	71
4	RESULTADOS E DISCUSSÕES.....	74
4.1	Testes Iniciais .....	74
4.1.1	Caracterização do Material Particulado .....	74
4.1.2	Vazão e Velocidade da Corrente Gasosa .....	76
4.1.3	Perfis de Velocidade .....	78
4.1.4	Vazão Mássica de Material Particulado.....	81
4.1.5	Distribuição do Tamanho das Gotas .....	82
4.1.6	Vazão de Líquido .....	91
4.1.7	Queda de Pressão: Ensaio Preliminar .....	92

4.2	Desempenho do Ciclone: Operação a Seco e a Úmido .....	92
4.2.1	Operação a Seco.....	92
4.2.1.1	Eficiência Global.....	93
4.2.1.2	Eficiência Fracionária .....	95
4.2.1.3	Queda de Pressão .....	99
4.2.2	Operação a Úmido .....	101
4.2.2.1	Eficiência Global.....	104
4.2.2.2	Eficiência Fracionária .....	112
4.2.3	Temperatura e Umidade Relativa .....	122
4.2.4	Queda de Pressão .....	127
4.3	Condição Ótima de Operação .....	131
5	CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS .....	132
5.1	Conclusões .....	132
5.2	Sugestões para Trabalhos Futuros .....	133
	APÊNDICE A - Dados de distribuição granulométrica do material particulado. ....	143
	APÊNDICE B – Dados de medidas das alturas manométricas proporcionadas pela corrente gasosa. ....	150
	APÊNDICE C – Dados dos perfis de velocidade nos dutos de entrada e de saída. ....	152
	APÊNDICE D – Dados das variáveis para a determinação da eficiência global .....	159
	APÊNDICE E - Dados de eficiência fracionária experimental. ....	170
	APÊNDICE F – Histogramas de distribuição de tamanhos de gotas. ....	177
	APÊNDICE G - Tabela de densidade da água em função da temperatura a 1 atm. ....	180
	APÊNDICE H – Dados de operação dos bocais atomizadores. ....	181

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1- Diagrama de fluxo da produção de açúcar e etanol. ....	4
Figura 2.2 - Esquema simplificado do processo de cogeração de energia. ....	5
Figura 2.3 – Ciclone de fluxo reverso com entrada tangencial. ....	7
Figura 2.4 – Dimensões típicas de um ciclone. ....	9
Figura 2.5 – Curva de eficiência de coleta típica de um ciclone. ....	12
Figura 2.6 - Mecanismo de coleta de colisão por inércia. ....	21
Figura 2.7 - Mecanismo de coleta por difusão. ....	22
Figura 2.8 - Mecanismo de coleta por interceptação. ....	22
Figura 2.9 - Esquema típico de um lavador do tipo Venturi. ....	23
Figura 2.10 - Esquema de um lavador tipo torre sem enchimento. ....	24
Figura 2.11 - Esquema de um lavador tipo torre com enchimento. ....	25
Figura 2.12 – Esquema de um lavador ciclônico. ....	26
Figura 2.13 – Ruptura de um jato de líquido. ....	28
Figura 2.14- Jatos do tipo cone sólido, leque e cone oco, respectivamente. ....	30
Figura 2.15 - Histograma típico da distribuição de tamanho de gotas. ....	31
Figura 2.16 - Difração de um feixe de luz por um campo de partículas. ....	35
Figura 2.17 - Esquema do Malvern Spraytec. ....	36
Figura 3.1 - Esquema do aparato experimental. ....	43
Figura 3.2 - Ilustração do ciclone experimental com suas dimensões. ....	45
Figura 3.3 - Disposição dos bocais pulverizadores de água no ciclone. ....	46
Figura 3.4 - Esquema de prato giratório. ....	49
Figura 3.5 – Pontos de amostragem isocinética no duto de entrada (1) e de saída (2) do ciclone. ....	51
Figura 3.6 - Dimensões das sondas isocinéticas de entrada (a) e de saída (b). ....	52
Figura 3.7 - Suporte coletor da amostragem isocinética. ....	53
Figura 3.8 - Esquema de Amostragem de Material Particulado com o APS. ....	55
Figura 3.9 - Pontos onde foram determinados os perfis de velocidade. ....	61
Figura 3.10 - Aparato experimental de caracterização dos pulverizadores. ....	64
Figura 3.11 - Pontos de aferição dos tamanhos das gotas no spray. ....	65
Figura 3.12 – Esquema da aferição da queda de pressão. ....	70
Figura 4.1- Curvas cumulativas do material particulado bruto e moído. ....	75
Figura 4.2 - Curva cumulativa da cinza moída gerada pelo APS. ....	76

Figura 4.3 – Perfis de velocidade no duto de entrada.....	78
Figura 4.4 – Perfis de velocidade no duto de saída no $P_{S1}$ . .....	79
Figura 4.5 – Histogramas das distribuições de tamanho das gotas geradas pelo Bocal 01 (MGA 01 – 90°).....	88
Figura 4.6 - Histogramas das distribuições de tamanho das gotas geradas pelo Bocal 02 (MAG CH 2).....	89
Figura 4.7 - Imagens dos jatos gerados pelos bocais 01 (a) e 02 (b).....	89
Figura 4.8 – Eficiência global do ciclone operando a seco em função da velocidade de entrada. ....	95
Figura 4.9 – Curva de eficiência experimental e teórica para capacidade de vazão 1: operação a seco. ....	96
Figura 4.10 - Curva de eficiência experimental e teórica para capacidade de vazão 2: operação a seco. ....	96
Figura 4.11 - Curva de eficiência experimental e teórica para capacidade de vazão 3: operação a seco. ....	97
Figura 4.12 - Curvas de eficiência fracionária para as três condições experimentais: operação a seco. ....	99
Figura 4.13 - Queda de pressão em função da velocidade de entrada do gás: Operação a seco. ....	100
Figura 4.14 – Comparação com as eficiências obtidas com o ciclone operando a seco e a úmido (I).....	105
Figura 4.15 - Comparação com as eficiências obtidas com o ciclone operando a seco e a úmido (II).....	106
Figura 4.16 - Eficiências globais do ciclone operando a úmido em função da posição de injeção de água na condição (III). ....	107
Figura 4.17 – Aumento da eficiência de coleta em função da razão L/G (IV).....	109
Figura 4.18 – Curva de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com velocidade de entrada $v_{i1} = 13,6$ m/s. ....	113
Figura 4.19 – Curva de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com velocidade de entrada $v_{i2} = 10,7$ m/s. ....	113
Figura 4.20 – Curva de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com velocidade de entrada $v_{i3} = 8,0$ m/s. ....	114
Figura 4.21 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido na condição (II).....	116

Figura 4.22 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a seco e a úmido para $\tau_1 = 0,56$ s.....	117
Figura 4.23 - Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a seco e a úmido $\tau_2$ : 0,72 s.....	117
Figura 4.24 - Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a seco e a úmido para $\tau_3$ : 0,96 s.....	118
Figura 4.25 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone na condição úmida (IV). .....	119
Figura 4.26 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com os Bocais pulverizadores 01 e 02 e a seco (V).....	121
Figura 4.27 – Variação da temperatura para o ciclone operando a seco e a úmido (I). .....	122
Figura 4.28 - Variação da temperatura em função da velocidade de entrada do gás para o ciclone operando na condição úmida (II). .....	124
Figura 4.29 - Variação da umidade relativa em função da velocidade de entrada do gás para o ciclone operando na condição úmida (II). .....	125
Figura 4.30 – Variação da temperatura da corrente gasosa em função da razão L/G (IV). ...	126
Figura 4.31 - Variação da umidade relativa da corrente gasosa em função da razão L/G (IV). .....	126
Figura 4.32 – Queda de pressão para a operação a seco e a úmido (I).....	128
Figura 4.33 – Queda de pressão em função da velocidade na operação a úmido (II). .....	129
Figura 4.34 – Queda de pressão em função da razão L/G (IV). .....	130
Figura F.1 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 01 com $Q_L = 0,3$ L/min a uma distância $P_0$ do feixe de laser.....	177
Figura F.2 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 01 com $Q_L = 0,3$ L/min a uma distância $P_1$ do feixe de laser.....	177
Figura F.3 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 01 com $Q_L = 0,3$ L/min a uma distância $P_2$ do feixe de laser.....	178
Figura F.4 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 02 com $Q_L = 0,4$ L/min a uma distância $P_0$ do feixe de laser.....	178
Figura F.5 - - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 02 com $Q_L = 0,4$ L/min a uma distância $P_1$ do feixe de laser.....	179
Figura F.6 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 02 com $Q_L = 0,4$ L/min a uma distância $P_2$ do feixe de laser.....	179

Figura H.1 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MGA 0,05 – 90°. .....	181
Figura H.2 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MGA 01 – 90°.	182
Figura H.3 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MGA 01 – 40°.	183
Figura H.4 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal AD 01.....	184
Figura H.5 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 0,05..	185
Figura H.6 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 0,75..	186
Figura H.7 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 1.....	187
Figura H.8 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 2.....	188

## LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 - Relações geométricas de ciclones. ....	10
Tabela 2.2 - Diâmetros de gota característicos. ....	33
Tabela 2.3 - Correlações empíricas para determinar o $D_{32}$ . ....	34
Tabela 3.1 - Denominação das vazões de operação. ....	48
Tabela 3.2 - Diâmetros dos bocais das sondas isocinéticas utilizadas nas amostragens com o APS. ....	55
Tabela 3.3 – Diâmetros internos dos dutos de entrada e de saída. ....	58
Tabela 3.4 - Parâmetros dos bocais pulverizadores caracterizados. ....	63
Tabela 4.1 – Características do MP bruto e moído. ....	75
Tabela 4.2 - Vazões de gás empregadas no sistema experimental. ....	76
Tabela 4.3 - Velocidades da corrente gasosa nos dutos de entrada e de saída do ciclone. ....	77
Tabela 4.4 – Número de Reynolds e caracterização do regime de escoamento nos dutos de entrada e de saída. ....	77
Tabela 4.5 – Velocidade de entrada e tempo de residência da corrente gasosa no ciclone. ....	77
Tabela 4.6 – Temperaturas e velocidades no centro do duto de entrada. ....	78
Tabela 4.7 – Temperaturas e velocidades no centro do duto de saída no $P_{S1}$ . ....	80
Tabela 4.8 – Comparação entre os valores das velocidades médias determinados no duto de entrada. ....	80
Tabela 4.9 - Comparação entre os valores das velocidades médias determinados no duto de saída. ....	81
Tabela 4.10 – Vazão mássica de material particulado para cada rotação do prato giratório. ....	82
Tabela 4.11- Concentração mássica de material particulado na corrente gasosa para a velocidade de rotação do prato em 90%. ....	82
Tabela 4.12 - Vazões de água utilizadas em cada pulverizador nos testes iniciais. ....	83
Tabela 4.13 - Diâmetros característicos e ângulos dos sprays nos testes iniciais. ....	84
Tabela 4.14 - Parâmetros de Rosin-Rammler ajustados para cada bocal atomizador. ....	84
Tabela 4.15 – Pressão requerida pelos bocais do tipo “cone sólido” para $Q_L = 0,5$ L/min. ....	86
Tabela 4.16 - Diâmetros característicos e ângulos dos sprays do tipo “cone sólido” para $Q_L = 0,5$ L/min. ....	86
Tabela 4.17 – Diâmetros característicos dos bocais MGA 01 - 90° e MAG CH 2 a 5 cm do feixe de laser. ....	87
Tabela 4.18 – Parâmetros característicos do Bocal 01 para $Q_L = 0,30$ L/min. ....	90

Tabela 4.19 - Parâmetros característicos do Bocal 01 para $Q_L = 0,40$ L/min. ....	90
Tabela 4.20 - Vazão de líquido para o bocal pulverizador MGA 01 – 90° (cone oco): Bocal 01. ....	91
Tabela 4.21 - Vazão de líquido para o bocal pulverizador MAG CH 2 (cone sólido): Bocal 02. ....	91
Tabela 4.22 – Testes iniciais de aferição da queda de pressão. ....	92
Tabela 4.23 - Condições experimentais a seco. ....	93
Tabela 4.24 – Concentração de material de particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a seco. ....	93
Tabela 4.25 – Desvios entre a eficiência fracionária experimental e a do modelo proposto por Iozia e Leith (1989). ....	98
Tabela 4.26 - Comparação dos valores experimentais de queda de pressão com os modelos empíricos: Operação a seco. ....	100
Tabela 4.27 – Parâmetros de processo da condição úmida (I). ....	102
Tabela 4.28 - Parâmetros de processo da condição úmida (II). ....	103
Tabela 4.29 - Parâmetros de processo da condição úmida (III). ....	103
Tabela 4.30 - Parâmetros de processo da condição úmida (IV). ....	103
Tabela 4.31 - Parâmetros de processo da condição úmida (V). ....	103
Tabela 4.32 - Concentração de material particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a úmido na condição (I) ....	104
Tabela 4.33 - Concentração de material particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a úmido na condição (II). ....	106
Tabela 4.34 – Eficiências de coleta em função da razão L/G (IV) – Bocal 01. ....	108
Tabela 4.35 - Número de gotas introduzidas no ciclone em função da razão L/G. ....	109
Tabela 4.36 – Análise comparativa das eficiências globais de coleta obtidas com os trabalhos da literatura. ....	110
Tabela 4.37 - Concentração de material particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a úmido na condição (V) ....	111
Tabela 4.38 – Pressão nos orifícios, diâmetro de Sauter das gotas, velocidade inicial e número de gotas gerado para os Bocais 01 e 02. ....	112
Tabela 4.39 – Eficiências fracionárias obtidas para as partículas com diâmetros aerodinâmicos de 1,5; 2,5 e 5,0 $\mu\text{m}$ na condição úmida (I). ....	115
Tabela 4.40 – Acréscimo na eficiência de coleta sob L/G constante. ....	118
Tabela 4.41 – Acréscimo na eficiência de coleta em função do aumento da razão L/G. ....	120

Tabela 4.42 – Umidades relativas na corrente gasosa de entrada e de saída na condição úmida (I). .....	123
Tabela 4.43 – Variação da temperatura e da umidade relativa da corrente gasosa para os Bocais 01 e 02 (V). .....	127
Tabela 4.44 – Quedas de pressão para o ciclone operando a úmido com os Bocais 01 e 02..	130
Tabela A.1 - Dados de distribuição granulométrica da cinza bruta (Malvern Mastersizer Microplus).....	143
Tabela A.2 - Dados de distribuição granulométrica das três amostras da cinza após o processo de diminuição do tamanho (Malvern Mastersizer Microplus). .....	145
Tabela A.3 - Dados de distribuição granulométrica da cinza após o processo de diminuição do tamanho (Aerodynamic Particle Sizer ®). .....	148
Tabela B.1 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 1 proporcionadas apenas com a corrente gasosa proveniente pelo soprador. ....	150
Tabela B.2 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 1 proporcionadas pela corrente gasosa proveniente pelo soprador e pelo ar comprimido de arraste de pó. ....	150
Tabela B.3 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 2 proporcionadas apenas com a corrente gasosa proveniente pelo soprador. ....	150
Tabela B.4 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 2 proporcionadas pela corrente gasosa proveniente pelo soprador e pelo ar comprimido de arraste de pó. ....	150
Tabela B.5 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 3 proporcionadas apenas com a corrente gasosa proveniente pelo soprador. ....	151
Tabela B.6 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 3 proporcionadas pela corrente gasosa proveniente pelo soprador e pelo ar comprimido de arraste de pó. ....	151
Tabela C.1 - Dados dos perfis de velocidade no duto de entrada para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 56,10 °C. ....	152
Tabela C.2 - Dados dos perfis de velocidade no duto de entrada para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 45,80 °C. ....	152
Tabela C.3 - Dados dos perfis de velocidade no duto de entrada para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 36,30 °C. ....	153
Tabela C.4 - Dados dos perfis de velocidade no P <sub>S1</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 53,90 °C. ....	153
Tabela C.5 - Dados dos perfis de velocidade no P <sub>S1</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 43,40 °C. ....	154

Tabela C.6 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S1}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 34,70 °C. ....	154
Tabela C.7 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S2}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 55,90 °C. ....	155
Tabela C.8 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S2}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 43,1 °C. ....	155
Tabela C.9 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S2}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 34,5 °C. ....	156
Tabela C.10 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S3}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 55,7 °C. ....	156
Tabela C.11 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S3}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 42,9 °C. ....	157
Tabela C.12 - Dados dos perfis de velocidade no $P_{S3}$ do duto de saída para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 34,4 °C. ....	158
Tabela D.1 - Dados para a determinação da eficiência global para a capacidade de vazão 1: Operação a seco. ....	159
Tabela D.2 - Dados para a determinação da eficiência global para a capacidade de vazão 2: Operação a seco. ....	159
Tabela D.3 - Dados para a determinação da eficiência global para a capacidade de vazão 3: Operação a seco. ....	160
Tabela D.4 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (I) - capacidade de vazão 1. ....	160
Tabela D.5 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (I) - capacidade de vazão 2. ....	161
Tabela D.6 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (I) - capacidade de vazão 3. ....	162
Tabela D.7 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (II) - capacidade de vazão 2. ....	162
Tabela D.8 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (II) - capacidade de vazão 3. ....	163
Tabela D.9 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) – $p_{2S}$ ....	164
Tabela D.10 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) - $p_{3S}$ ....	164

Tabela D.11 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) – $p_{1L}$ .	165
Tabela D.12 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) – $p_{2L}$ .	166
Tabela D.13 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) – $p_{3L}$ .	166
Tabela D.14 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (IV) - L/G igual a 0,26 L/m <sup>3</sup> .	167
Tabela D.15 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (IV) - L/G igual a 0,43 L/m <sup>3</sup> .	168
Tabela D.16 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (V) .	168
Tabela E.1 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a seco.	170
Tabela E.2 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (I).	171
Tabela E.3 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (II) .	172
Tabela E.4 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (IV).	174
Tabela E.5 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (V) .	175
Tabela G.1 - Valores de densidade da água com a temperatura a 1 atm. .	180
Tabela H.1 - Dados de operação para o bocal MGA 0,05 – 90° .	181
Tabela H.2 - Dados de operação para o bocal MGA 01 – 90° .	182
Tabela H.3 - Dados de operação para o bocal MGA 01 – 40° .	183
Tabela H.4 - Dados de operação para o bocal AD 01. .	184
Tabela H.5 - Dados de operação para o bocal MAG CH 0,5. .	185
Tabela H.6 - Dados de operação para o bocal MAG CH 0,75. .	186
Tabela H.7 - Dados de operação para o bocal MAG CH 1. .	187
Tabela H.8 - Dados de operação para o bocal MAG CH 2. .	188

## NOMENCLATURA

### Letras latinas

$a$	Altura da entrada do ciclone	[m]
$A_{b,e,s}$	Área da seção transversal do bocal da sonda isocinética	[m <sup>2</sup> ]
$A_{gota}$	Área superficial da gota média	[m <sup>2</sup> ]
$A_i$	Área de interface das gotas	[m <sup>2</sup> ]
$A_o$	Área da seção transversal do orifício de descarga	[m <sup>2</sup> ]
$b$	Largura da entrada do ciclone	[m]
$B$	Diâmetro da base cônica do ciclone	[m]
$C_{e,s}$	Concentração de partículas sólidas na entrada e na saída do ciclone	[kg/m <sup>3</sup> ]
$C_{e,s(d_p)}$	Concentração de partículas com diâmetro $d_p$ na entrada e na saída do ciclone	[kg/m <sup>3</sup> ]
$D_{10}$	Diâmetro médio aritmético	[m]
$D_{20}$	Diâmetro médio de superfície	[m]
$D_{30}$	Diâmetro médio volumétrico	[m]
$D_{32}$	Diâmetro médio de Sauter	[m]
$D_{43}$	Diâmetro médio de Brouckere	[m]
$d_{50}$	Diâmetro de corte da partícula	[m]
$D_b$	Diâmetro do orifício de descarga do bocal	[m]
$d_{b,e,s}$	Diâmetro do bocal da sonda isocinética	[m]
$D_c$	Diâmetro do cilindro do ciclone	[m]
$d_c$	Diâmetro do eixo central	[m]
$D_{d,e,s}$	Diâmetro do duto de entrada e de saída	[m]
$D_e$	Diâmetro do duto de saída do ciclone	[m]
$D_g$	Diâmetro da gota	[m]
$d_h$	Diâmetro hidráulico médio do orifício final de descarga	[m]
$D_i$	Diâmetro médio da escala de tamanho $i$	[m]
$D_{máx}$	Diâmetro máximo	[m]
$D_{mín}$	Diâmetro mínimo	[m]
$d_p$	Diâmetro da partícula	[m]

$D_{pq}$	Diâmetro médio característico	[m]
$\overline{D_R}$	Diâmetro de Rosin-Rammler	[m]
$d_{v[50\%]}$	Diâmetro volumétrico mediano	[m]
$f_{a,c}$	Frações de partículas sólidas alimentadas e coletadas no ciclone	[-]
H	Altura total do ciclone	[m]
$h_c$	Altura do cilindro do ciclone	[m]
L/G	Razão líquido/gás	[L/m <sup>3</sup> ]
$\dot{m}_{e,s}$	Fluxo mássico de partículas sólidos na entrada e na saída do ciclone	[kg/s]
$m_{e,s}$	Massa de material particulado retida nas membranas coletoras na entrada e na saída do ciclone	[kg]
$\dot{m}_L$	Vazão mássica de líquido	[kg/s]
$m_{mi,f}$	Massa da membrana antes e após a coleta de particulado	[kg]
$\dot{m}_p$	Vazão mássica de material particulado	[kg/s]
$m_p$	Massa de material particulado	[kg]
$m_r$	Massa do recipiente de coleta de água	[kg]
n	Parâmetro de medida de dispersão do tamanho de gotas	[-]
$N_{gotas}$	Número de gotas produzidas por segundo	[1/s]
$N_i$	Número de gotas na escala de tamanho i	[-]
P	Comprimento do perímetro molhado	[m]
p	Posição de injeção de líquido no interior do ciclone	[-]
$P_{atm}$	Pressão atmosférica	[mmHg]
$P_{d,e,s}$	Pressão absoluta nos dutos de entrada e de saída do ciclone	[mmHg]
$P_E$	Ponto de amostragem de entrada	[-]
$P_{e,s}$	Pressão estática no duto de entrada e de saída do ciclone	[Pa]
$P_S$	Ponto de amostragem de saída	[-]
$Q_{c,e,s}$	Vazão de sucção das bombas corrigidas na entrada e na saída do ciclone	[m <sup>3</sup> /s]
$Q_{e,s}$	Vazão da bomba de sucção nas sondas isocinéticas de entrada e de saída	[m <sup>3</sup> /s]
$Q_g$	Vazão volumétrica do gás	[m <sup>3</sup> /s]

$Q_{g,e,s}$	Vazão volumétrica do gás na entrada e na saída do ciclone	[m <sup>3</sup> /s]
$Q_L$	Vazão volumétrica de água injetada no ciclone	[m <sup>3</sup> /s]
$r_0$	Raio da tubulação	[m]
$s$	Altura do duto de saída do ciclone	[m]
$t_a$	Tempo de amostragem	[s]
$T_{e,s}$	Temperatura da corrente de gás na entrada e na saída do ciclone	[°C]
$T_L$	Temperatura do líquido	[°C]
$T_{rot}$	Período de revolução do prato giratório	[s]
$U_{e,s}$	Umidade relativa da corrente de gás na entrada e na saída do ciclone	[%]
$U_L$	Velocidade inicial da gota	[m/s]
$\bar{v}$	Velocidade média	[m/s]
$V_c(D_d)$	Fração volumétrica de gotas de diâmetros menores que $D_d$	[-]
$v_{c,e,s}$	Velocidade do gás no centro dos dutos de entrada e de saída do ciclone	[m/s]
$v_{d,e,s}$	Velocidade do gás nos dutos de entrada e de saída	[m/s]
$v_i$	Velocidade de entrada do gás no ciclone	[m/s]
$V_{máx}$	Velocidade máxima	[m/s]
$v_{t,máx}$	Velocidade tangencial máxima do gás	[m/s]
$x$	Expoente adimensional dependente do número Reynolds	[-]
$y$	Distância da parede do duto	[m]
$Z_c$	Comprimento natural do ciclone	[m]
$[m_p]$	Concentração de material particulado no gás	[kg/m <sup>3</sup> ]

### Letras gregas

$\beta$	Expoente dependente do diâmetro de corte da partícula	[-]
$\Delta H$	Parâmetro unidimensional	[-]
$\Delta h$	Variação da altura da coluna manométrica	[Pa]
$\Delta P$	Variação de pressão no ciclone	[Pa]
$\Delta P_L$	Diferencial de pressão de injeção do líquido no bocal atomizador	[Pa]
$\Delta T$	Variação da temperatura na corrente gasosa	[°C]

$\Delta t_c$	Tempo de coleta	[s]
$\Delta_{ur}$	Variação da umidade relativa na corrente gasosa	[%]
$\eta$	Eficiência global de coleta do ciclone operando a seco	[-]
$\eta(d_p)$	Eficiência fracionária de coleta do ciclone	[-]
$\eta_s$	Eficiência global de coleta do ciclone	[-]
$\eta_u$	Eficiência global de coleta do ciclone operando a úmido	[-]
$\vartheta_L$	Viscosidade cinemática do líquido em	[m <sup>2</sup> /s]
$\mu_g$	Viscosidade dinâmica do gás	[kg/m.s]
$\mu_L$	Viscosidade dinâmica do líquido	[kg/m.s]
$\rho_{ar}$	Massa específica do ar em	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_L$	Densidade do líquido	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\rho_p$	Densidade da partícula	[kg/m <sup>3</sup> ]
$\sigma_L$	Tensão superficial do líquido	[kg/s <sup>2</sup> ]
$\tau$	Tempo de Residência	[s]

### Siglas

APS	<i>Aerodynamic Particle Sizer</i> ®
CO	Monóxido de Carbono
CO <sub>2</sub>	Dióxido de Carbono
DPF	Função de probabilidade discreta
MEF	Formalismo de máxima entropia
MP	Material Particulado
NaOH	Hidróxido de Sódio
NO <sub>x</sub>	Óxidos de Nitrogênio
OIEE	Oferta Interna de Energia Elétrica
PM <sub>2,5</sub>	Material particulado com até 2,5 micrômetros de tamanho
R-R	Distribuição de Rosin-Rammler
SO <sub>x</sub>	Óxidos de Enxofre
UNICA	União da Indústria de Cana-de-açúcar

### Adimensionais

$Re$	Número de Reynolds
$We$	Número de Weber

**Subscritos**

e	Entrada
s	Saída
de	Duto de entrada
ds	Duto de saída

## 1 INTRODUÇÃO

A energia, com seus mais variados usos, propiciou o avanço no desenvolvimento econômico de forma acelerada e melhores condições de vida para a sociedade. Contudo, o aumento exponencial do consumo energético é uma das principais causas da crise ambiental atual.

O impacto da produção de energia sobre o meio ambiente é resultado de dois fatores preponderantes: o desmatamento (alto consumo de lenha nos países em desenvolvimento) e a emissão de poluentes recorrentes da combustão de combustíveis fósseis (LORA, 2002). Neste contexto, a busca por demandas energéticas renováveis e mais limpas passou a ser vista como prioridade em vários países.

No âmbito de fontes renováveis de combustíveis, o setor sucroenergético é um dos poucos setores econômicos em que o Brasil conseguiu um papel de predominância mundial em relação ao segmento energético. Nenhum outro país do mundo conseguiu uma inserção tão grande de energia renovável na matriz de transportes (SOUSA, 2015). Além disso, o Brasil foi o maior produtor e exportador mundial de açúcar e o 2º maior produtor global de etanol em 2016 (DEPEC, 2017), ressaltando a importância do setor sucroalcooleiro na economia brasileira.

No entanto, a fim de sustentar a cogeração de energia dos processos industriais sucroalcooleiros, é necessária a queima do bagaço de cana-de-açúcar em caldeiras de biomassa. Tal queima é responsável por gerar quantidades significativas de materiais particulados, os quais, quando lançados para a atmosfera, podem produzir consideráveis danos ao meio ambiente e à saúde pública (CHENG, 2009).

Com o propósito de controlar as emissões de materiais particulados para a atmosfera, faz-se necessário a instalação de equipamentos capacitados em tratamento de efluentes gasosos na saída das caldeiras. A determinação do equipamento mais adequado é baseada no estudo da viabilidade econômica, técnica, de eficiência e de enquadramento às exigências da legislação vigente (ALVES, 2017).

Dentre os equipamentos mais comumente utilizados para o controle de particulados nas indústrias, estão os separadores ciclônicos e os lavadores de gás. Os separadores ciclônicos utilizam, como mecanismo de coleta de partículas, a força centrífuga. Já os lavadores de gás removem os materiais particulados por meio da nebulização de líquido no interior do equipamento.

Em virtude da baixa complexidade, os ciclones apresentam vantagens como baixo custo de implantação e operação (YANG e YOSHIDA, 2003). Todavia, estes equipamentos possuem baixa eficiência de coleta para partículas com diâmetros inferiores a 5  $\mu\text{m}$  (LEITH e MEHTA, 1973). Com relação aos lavadores de gás, apesar destes dispositivos demonstrarem ser bastante eficientes na remoção de particulados mais finos, estes geralmente apresentam maiores custos de implantação e de operação e elevado consumo de água e energia (ZAREI *et. al*, 2010).

Diante das limitações oferecidas por cada equipamento e tendo em vista conciliar as características positivas dos mesmos em um único dispositivo, surge então, na literatura, o ciclone úmido. Este possui a geometria de um ciclone convencional e a técnica de injeção de líquido similar a dos lavadores de gás do tipo Venturi (CHIABAI JUNIOR, 2014). Dessa forma, o equipamento coleta as partículas através da ação da força centrífuga juntamente com a técnica de nebulização do líquido, aumentando, significativamente, a eficiência de coleta quando comparada a um ciclone convencional.

Com isso, este trabalho teve como objetivo geral avaliar o desempenho experimental de um ciclone com configuração proposta por Stairmand (1951) adaptado com bocais injetores de água para a coleta de material particulado.

Já com relação aos objetivos específicos, estes foram pautados em:

- Verificar o comportamento das eficiências global e fracionária de coleta e da queda de pressão para o ciclone operando com a nebulização de água e compará-lo com o equipamento operando de forma convencional;
- Investigar como o desempenho do ciclone adaptado com bocais injetores de água se comporta com a variação da velocidade de entrada do gás e da razão líquido-gás (L/G) do sistema;
- Avaliar a eficiência global de coleta para as partículas sólidas quando se promove a variação da posição do bocal pulverizador de líquido;
- Analisar a influência da distribuição do tamanho de gotas sobre a eficiência de coleta e a queda de pressão em ciclones úmidos.

A principal motivação para este tema foi o expressivo crescimento do setor sucroalcooleiro no Brasil e a necessidade de promover técnicas mais acessíveis e eficientes para conter a poluição ambiental ocasionada por materiais particulados.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

Neste item serão expostos alguns princípios e conceitos relevantes acerca dos principais tópicos nos quais este trabalho está pautado como: separadores ciclônicos, lavadores de gás e processo de atomização. Além disso, será também apresentada uma revisão do estado da arte sobre os temas centrais deste estudo a fim de auxiliar na compreensão e na análise de todos os assuntos que serão abordados e discutidos.

### 2.1 O Setor Sucroalcooleiro Brasileiro

O agravamento da degradação ambiental aliado ao fato das reservas de combustíveis fósseis, principal meio de suprimento de energia atual, serem finitas, fez com que a sociedade moderna buscasse meios alternativos para atender as demandas energéticas a fim de manter o seu processo de desenvolvimento socioeconômico.

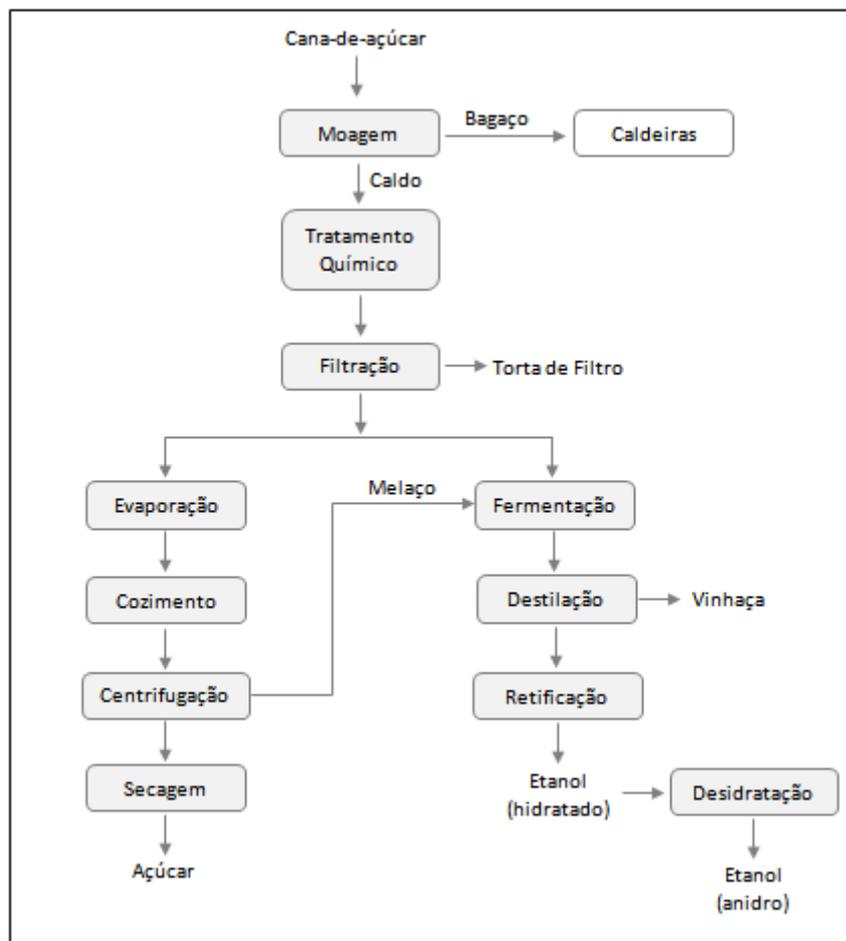
Neste contexto, as fontes energéticas renováveis e mais limpas passaram a ganhar mais espaço no quadro mundial, em especial as provenientes da matéria orgânica renovável, denominada por biomassa, a qual foi a segunda maior fonte de geração mais importante do Brasil na Oferta Interna de Energia Elétrica (OIEE) em 2016, gerando um total de 54 TWh (UNICA, 2017). Dentre as fontes renováveis a partir da biomassa, destaca-se a energia oriunda da queima do bagaço e da palha da cana-de-açúcar, a qual contribuiu com 67% desta parcela.

Ainda considerando o cenário sucroenergético, pode-se também apontar a energia sob a forma de etanol, uma vez que além de estar especialmente apta para suprir o combustível das frotas veiculares, também possui capacidade de atender às urgentes demandas para reduzir as emissões de gases estufas, melhorar a qualidade do ar e competir economicamente com as formas de energias convencionais (BNDS e CGEE, 2008).

O complexo sucroalcooleiro brasileiro é considerado o mais moderno e competitivo do mundo, mantendo o Brasil entre os grandes produtores de açúcar e etanol oriundos da cana-de-açúcar (GOES *et al.*, 2008). Segundo a União da Indústria de Cana-de-açúcar – UNICA (2018), em 2016/2017, a safra brasileira foi de 651.841 mil toneladas, sendo que 93,1% de toda produção pertenceu à Região Centro-Sul, na qual o Estado de São Paulo destaca-se como o maior produtor nacional, com uma produção de 365.990 mil toneladas de cana-de-açúcar neste mesmo período.

Com relação ao processo produtivo, as usinas brasileiras podem ser classificadas em três tipos de instalações: as usinas de açúcar, as quais produzem exclusivamente açúcar; as usinas de açúcar com destilarias anexas, responsáveis por produzir etanol além de açúcar; e as instalações que produzem, essencialmente, etanol, ou destilarias autônomas (BNDS e CGEE, 2008). O diagrama de fluxo da produção de açúcar e etanol a partir da cana-de-açúcar está ilustrado na Figura 2.1.

**Figura 2.1- Diagrama de fluxo da produção de açúcar e etanol.**



**Fonte: Adaptado de Seabra (2008).**

Além de açúcar e etanol, a agroindústria da cana-de-açúcar produz uma variedade crescente de outros derivados, agregando um maior valor ao processo como um todo (BNDS e CGEE, 2008). É importante ressaltar que a grande competitividade da produção também pode ser explicada pela autossuficiência energética das usinas, as quais são responsáveis por produzir, em sistemas de cogeração, energia elétrica para suprir o processo e excedentes para

a rede pública. Este fato, além de contribuir positivamente para os resultados econômicos do setor, atende as perspectivas mundiais para um modelo sustentável de suprimento energético.

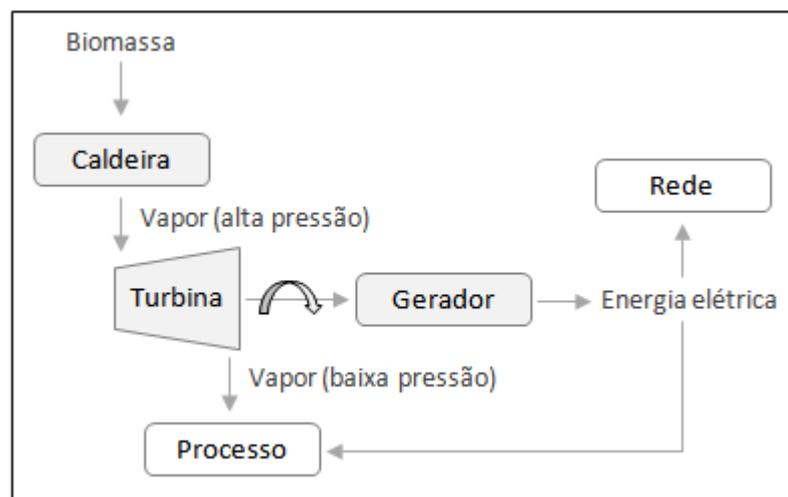
Com o propósito de atender a intensa demanda energética do processamento industrial do setor sucroalcooleiro, são requeridas três formas básicas de energia: térmica, mecânica e elétrica.

Dessa forma, para tornar o processo economicamente mais viável, faz-se necessário a aplicação de um sistema para suprir esses diferentes tipos de energias simultaneamente, o qual é denominado de cogeração energética.

Por definição, a cogeração é uma instalação na qual se produz, de maneira combinada, energia elétrica e formas usuais de energia térmica (calor ou vapor), por meio do uso sequencial da energia a partir de um combustível (CLEMENTINO, 2001). No caso das usinas sucroalcooleiras, o combustível utilizado é o bagaço.

O processo de cogeração de energia empregado nas centrais termoelétricas, tal como é aplicado nas usinas de cana-de-açúcar, consiste em converter energia térmica em mecânica e, posteriormente, em energia elétrica, o qual está esquematizado de forma simplificada na Figura 2.2.

**Figura 2.2 - Esquema simplificado do processo de cogeração de energia.**



**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

De acordo com o processo de cogeração energética da Figura 2.2, a caldeira é responsável por realizar a queima da biomassa, produzindo energia térmica. Esta energia é transferida para a água disponível na tubulação da caldeira, transformando-a em vapor de alta pressão. Por conseguinte, este vapor é direcionado para a turbina, onde é realizada a sua

expansão. A descompressão do vapor promove o acionamento mecânico do gerador elétrico acoplado à turbina, gerando como produto a energia elétrica. Após o vapor ser expandido na turbina, ele é encaminhado para suprir as demandas energéticas do processo.

São inúmeras as vantagens do sistema de cogeração para a agroindústria de açúcar e álcool. Além da produção de energia elétrica, a qual é utilizada para acionamentos diversos dentro do complexo industrial e o seu excedente é comercializado para as redes elétricas de distribuição, aumentando a autossuficiência da instalação; também é gerada a energia mecânica, que promove o acionamento do gerador e de equipamentos mais pesados; e o vapor de baixa pressão, o qual é empregado, principalmente, na concentração do caldo e na destilação do etanol.

Todavia, como efeito negativo, as caldeiras de biomassa utilizadas nas instalações de cogeração energética geram emissões gasosas contendo poluentes como: material particulado, CO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>x</sub> e componentes orgânicos voláteis, sendo que a maior parcela dessas emissões consiste de materiais particulados compostos de fuligem, areia e partículas de carvão parcialmente queimados (CHENG, 2009).

Uma vez que esses poluentes oriundos da queima do bagaço são responsáveis por ocasionar diversos problemas ambientais e de saúde pública, a preocupação para reduzir as emissões de gases na atmosfera tem sido cada vez maior. No Brasil, o órgão público responsável por controlar essas emissões no âmbito federal é o CONAMA – CONSELHO NACIONAL DO MEIO AMBIENTE, o qual estabelece os limites máximos de emissão de poluentes atmosféricos para fontes estacionárias por meio das Resoluções n° 382/2006 e 436/2011.

## 2.2 Separadores Ciclônicos

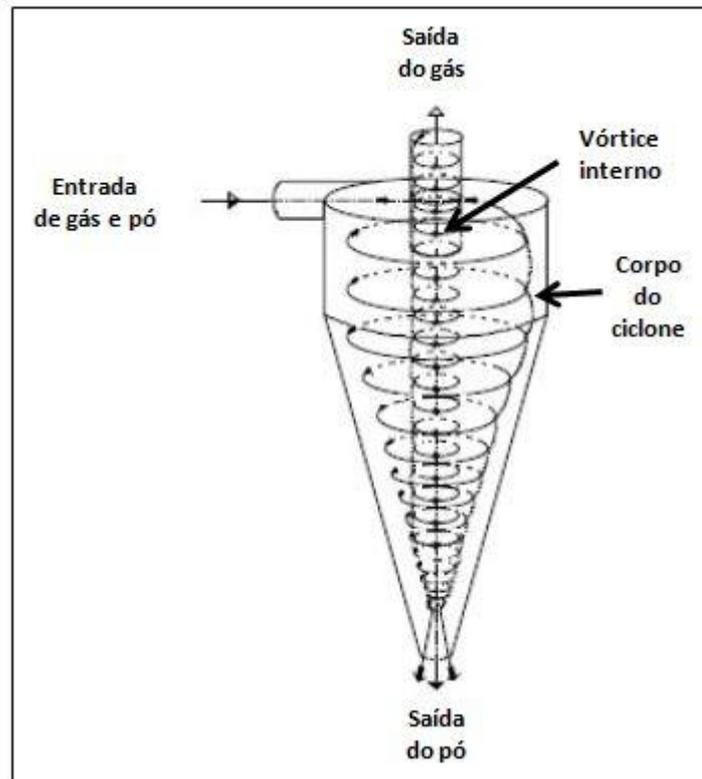
Como previamente mencionado no estudo de Momenzadeh e Moghimann (2010), ciclones ou separadores ciclônicos são dispositivos estáticos que empregam a força centrífuga a fim de separar a fase densa de um fluxo bifásico.

Ainda, Brar *et. al* (2015) citam que estes equipamentos são largamente utilizados para coletar partículas sólidas de correntes gasosas em diversos processos industriais em virtude de sua construção ser relativamente simples; apresentar baixos custos de manutenção e ausência de partes móveis; além de ser capacitado para operar em ambientes corrosivos.

Segundo Leith e Mehta (1973), o ciclone é um equipamento constituído, sobretudo, de um corpo cilíndrico, no qual o gás adentra tangencialmente carregado de partículas sólidas e

deixa o equipamento, através de uma saída axial, já purificado; e de uma base cônica responsável por direcionar e armazenar as partículas captadas. O esquema de um ciclone de fluxo reverso com entrada tangencial está ilustrado na Figura 2.3.

**Figura 2.3 – Ciclone de fluxo reverso com entrada tangencial.**



**Fonte: Adaptado de Rodrigues (2001).**

Ao adentrar no corpo cilíndrico do ciclone, o gás realiza um movimento descendente espiral, originando um campo centrífugo, o qual é intensificado na parte cônica do equipamento (WANG *et al.*, 2004). Assim, inicia-se a separação da fase discreta (mais pesada que a fase contínua), a qual é transportada em direção à parede do separador ciclônico impulsionada pela força centrífuga. As partículas, sob a influência da velocidade axial, são deslocadas para baixo diretamente para um coletor situado na base do equipamento (BRAR *et al.*, 2015). Quando a corrente gasosa atinge a parte inferior da seção cônica, cria-se então um vórtice interno e, dessa forma, a direção do fluxo gasoso é invertida (GAWALI e BHAMBERE, 2015). Por fim, o gás limpo move-se, helicoidalmente, para cima e deixa o ciclone através da saída.

Em oposição à força centrífuga, o movimento radial da corrente de gás na direção do eixo central do separador ciclônico ocasiona uma força de arraste. Esta força somada à

turbulência do fluxo gasoso é responsável por carregar as partículas não coletadas por meio do duto de saída do equipamento (WANG *et al.*, 2004).

Como as partículas de menor tamanho são influenciadas pela força de arrasto, pois a ação da força centrífuga torna-se negligenciável em partículas de massa reduzida, os ciclones apresentam baixa eficiência de coleta para com partículas menores que, aproximadamente, 5  $\mu\text{m}$  (IOZIA e LEITH, 1989).

Com isso, como referido no trabalho de Lee *et. al* (2008), os ciclones são largamente empregados como pré-coletores de partículas com diâmetro aerodinâmico maiores que 10  $\mu\text{m}$ , podendo ser combinados com sedimentadores gravitacionais, filtros de manga ou precipitadores eletrostáticos. A determinação das combinações destes equipamentos vai depender da distribuição granulométrica desejada; da densidade e concentração das partículas na corrente gasosa; da temperatura; do espaço disponível para os coletores de pó e da energia total aplicada no processo (OGAWA, 1997).

### 2.2.1 Classificação dos Separadores Ciclônicos

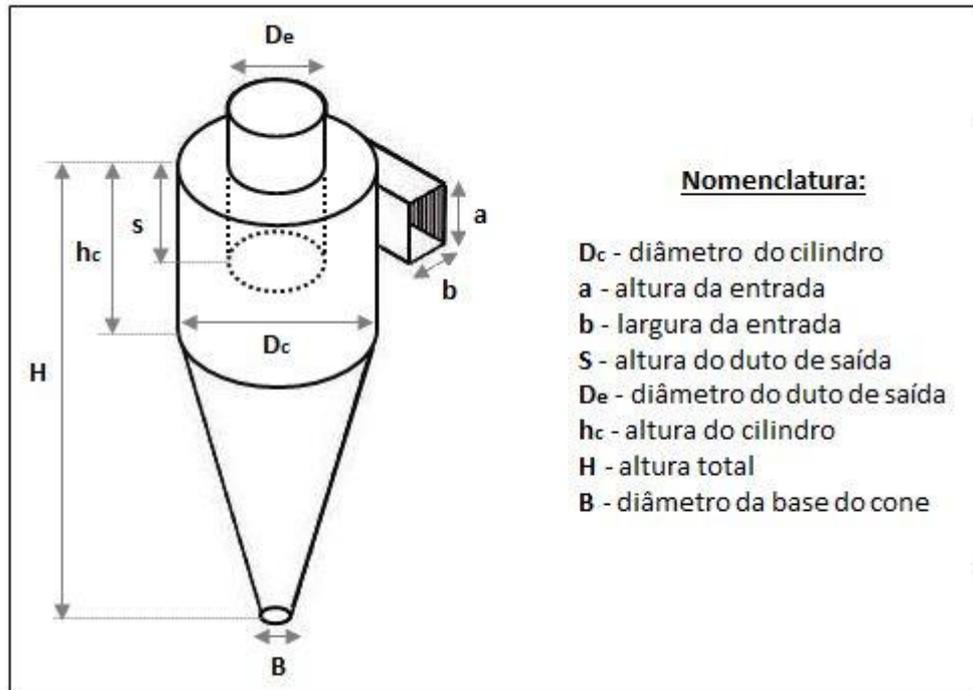
Os separadores ciclônicos podem ser classificados em três principais categorias:

- Ciclone com entrada tangencial e fluxo reverso.
- Ciclone de fluxo axial.
- Ciclone de entrada axial e fluxo reverso.

O tipo de ciclone mais utilizado é o de entrada tangencial com fluxo reverso (IOZIA e LEITH, 1989). Como a rotação do gás em um ciclone é mais intensa quando criada por uma entrada tangencial, logo a força centrífuga será maior do que quando produzida por meio de pás direcionadoras, como é o caso dos ciclones do tipo axial. Portanto, Lora (2012) aponta que a eficiência dos separadores ciclônicos com entrada tangencial é maior do que contém entrada axial.

Para especificar um ciclone de entrada tangencial é necessário conhecer a sua geometria. Esta é determinada por meio de oito dimensões as quais estão demonstradas na Figura 2.4.

Figura 2.4 – Dimensões típicas de um ciclone.



Fonte: Adaptado de Wang *et al.* (2004).

Majewski (2006) declara que o desempenho do ciclone está muito relacionado ao projeto do mesmo, ou seja, bons projetos conferem aos separadores ciclônicos melhor possibilidade de controle e remoção mais eficiente dos materiais contidos no portador gasoso.

Dessa forma, no decorrer dos anos, inúmeros pesquisadores desenvolveram diferentes modelos para projetos de ciclones. Com isso, tem-se o ciclone de Stairmand (1951), o ciclone de Lapple (1951), o ciclone de Swift (1969), o ciclone Americano, entre outros diversos modelos.

A fim de facilitar a comparação entre as geometrias dos diferentes modelos de ciclones, Koch e Licht (1977) propuseram que as dimensões dos separadores ciclônicos fossem especificadas através de sete razões geométricas em função do diâmetro do cilindro do ciclone. As relações geométricas para alguns tipos de ciclones estão exibidas na Tabela 2.1. Ressalta-se que o ciclone do tipo Americano é dimensionado em função do diâmetro do duto de entrada do gás ( $D_0$ ).

Tabela 2.1 - Relações geométricas de ciclones.

Dimensão	Alta Eficiência		Propósito Geral		
	Stairmand (1951)	Swift (1969)	Lapple (1951)	Swift (1969)	Americano
$D_c$	1,0	1,0	1,0	1,0	$4,2 \cdot D_0$
a	$0,5 \cdot D_c$	$0,44 \cdot D_c$	$0,5 \cdot D_c$	$0,5 \cdot D_c$	-
b	$0,2 \cdot D_c$	$0,21 \cdot D_c$	$0,25 \cdot D_c$	$0,25 \cdot D_c$	-
S	$0,5 \cdot D_c$	$0,5 \cdot D_c$	$0,625 \cdot D_c$	$0,6 \cdot D_c$	$3,0 \cdot D_0$
$D_e$	$0,5 \cdot D_c$	$0,4 \cdot D_c$	$0,5 \cdot D_c$	$0,5 \cdot D_c$	$1,9 \cdot D_0$
$h_c$	$1,5 \cdot D_c$	$1,4 \cdot D_c$	$2,0 \cdot D_c$	$1,75 \cdot D_c$	$3,2 \cdot D_0$
H	$4,0 \cdot D_c$	$3,9 \cdot D_c$	$4,0 \cdot D_c$	$3,75 \cdot D_c$	$6,7 \cdot D_0$
B	$0,375 \cdot D_c$	$0,4 \cdot D_c$	$0,25 \cdot D_c$	$0,4 \cdot D_c$	-

Fonte: Adaptado de Leith e Mehta (1973) e Elias (2012).

Ao comparar as variedades de ciclones apresentados na Tabela 2.1, é possível verificar que suas dimensões são alteradas de acordo com o propósito que cada um desses equipamentos será submetido. Ciclones denominados por “Alta Eficiência” tendem possuir menores áreas de entrada e de saída quando comparados com os dispositivos caracterizados por “Propósito Geral”.

Segundo Leith e Mehta (1973), um ciclone de alta eficiência processará apenas cerca da metade que um ciclone de propósito geral é capaz de demandar, mesmo contendo os mesmos diâmetros e a mesma altura global. Entretanto, os tipos de ciclones variam de acordo com o propósito que estes equipamentos serão empregados. Dessa forma, a variabilidade nas categorias de ciclones indica que não há um tipo de ciclone ótimo, pois cada um irá ter um melhor ou um pior desempenho conforme as características físicas do efluente gasoso a ser tratado.

## 2.2.2 Desempenho dos Separadores Ciclônicos

Leith e Mehta (1973) mencionam que para projetar um separador ciclônico é necessário prever, com precisão, o desempenho dos ciclones.

De acordo com Momenzadeh e Moghiman (2010), o desempenho dos ciclones é descrito por meio de dois principais parâmetros: a eficiência de coleta de partículas e a perda de carga.

- *Eficiência de Coleta*

A eficiência de coleta é definida pela capacidade de retenção de partículas no ciclone.

De acordo com Leith e Mehta (1973), a eficiência de coleta de um separador ciclônico aumenta segundo:

- O aumento do tamanho e da densidade das partículas.
- O aumento da velocidade de rotação no vórtice do ciclone.
- A redução do diâmetro do ciclone.
- O aumento do comprimento do ciclone.
- O umedecimento das paredes do ciclone.

De forma simplificada, a eficiência de coleta global é definida como sendo a razão entre a fração de massa de sólidos coletada e a massa de sólidos alimentada no interior do ciclone conforme a Equação 2.1.

$$\eta \left\{ \begin{array}{l} = \frac{\dot{m}_e - \dot{m}_s}{\dot{m}_e} \\ = \frac{C_e Q_{ge} - C_s Q_{gs}}{C_e Q_{ge}} \end{array} \right. \quad (2.1)$$

Sendo  $\dot{m}_e$  e  $\dot{m}_s$  os fluxos mássicos das partículas sólidas na entrada e na saída em [kg/s], respectivamente.  $C_e$  e  $C_s$  são as concentrações das partículas na corrente gasosa de entrada e de saída em [kg/m<sup>3</sup>], e  $Q_{ge}$  e  $Q_{gs}$  são as vazões volumétricos do gás na entrada e na saída em [m<sup>3</sup>/s], na devida ordem.

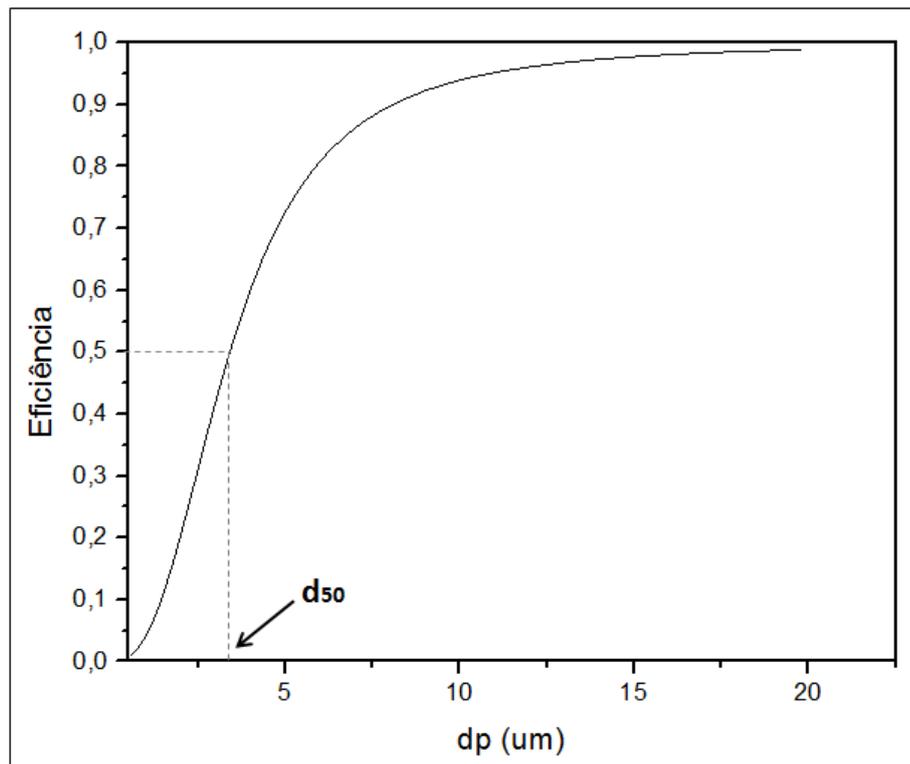
A eficiência por frações está relacionada à coleta de um determinado tamanho de partículas. Para diferentes separadores de partículas, o rendimento fracionário é variado. Sendo assim, um ciclone convencional apresenta uma eficiência de 60% para partículas de 20 µm. Já para um ciclone de alta eficiência com este mesmo diâmetro de partícula, a eficiência seria superior aos 90% (LORA, 2002). Com isso, para calcular a eficiência que o ciclone está coletando as partículas de um determinado diâmetro, isto é, a eficiência fracionária de coleta experimental, utiliza-se a Equação 2.2.

$$\eta(d_p) = \eta \frac{f_c(d_p)}{f_a(d_p)} \quad (2.2)$$

Em que  $\eta(d_p)$  é a eficiência fracionária para as partículas com diâmetro  $d_p$ ;  $\eta$  é a eficiência global;  $f_c(d_p)$  e  $f_a(d_p)$  são as frações de partículas coletadas e alimentadas, respectivamente, com diâmetro  $d_p$ .

O desempenho de um separador ciclônico também pode ser avaliado por meio do seu diâmetro de corte ( $d_{50}$ ). Por definição, o diâmetro de corte corresponde ao tamanho da partícula para qual o ciclone possui um rendimento de 50%. Desse modo, as partículas que possuírem diâmetros maiores que o diâmetro de corte são coletadas com uma eficiência superior a 50%. Na Figura 2.5, está representada a curva de eficiência de coleta típica em função do diâmetro da partícula para um separador ciclônico.

**Figura 2.5 – Curva de eficiência de coleta típica de um ciclone.**



**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Além da eficiência de coleta experimental, muitos autores desenvolveram modelos a fim de prever esta eficiência teoricamente e permitir o cálculo antecipado da mesma para auxiliar nos projetos de ciclones.

Iozia e Leith (1989) propuseram as correlações empíricas apresentadas pelas Equações 2.3 e 2.4 para estimar a eficiência fracionária e o diâmetro de corte, respectivamente, baseando-se no diâmetro de Stokes da partícula.

$$\eta(d_p) = \frac{1}{1+(d_{50}/d_p)^\beta} \quad (2.3)$$

Sendo  $d_{50}$  o diâmetro de Stokes da partícula com 50% de eficiência de coleta;  $d_p$  o diâmetro de Stokes da partícula da qual a eficiência está sendo determinada e  $\beta$  um expoente dependente do diâmetro de corte ( $d_{50}$ ).

$$d_{50} = \left( \frac{9\mu_g Q_g}{\pi\rho_p Z_c v_{t_{\max}}^2} \right)^{0,5} \quad (2.4)$$

Na qual  $\mu_g$  representa a viscosidade do gás [Pa.s];  $Q_g$  a vazão volumétrica do gás [m<sup>3</sup>/s] e  $\rho_p$  a densidade da partícula [kg/m<sup>3</sup>];  $Z_c$  é um parâmetro geométrico denominado por comprimento natural [m] e  $v_{t_{\max}}$  é a velocidade tangencial máxima do gás [m/s].

O parâmetro  $Z_c$  pode ser obtido como uma função do diâmetro do eixo central ( $d_c$ ). Este é calculado de acordo com a expressão dada pela Equação 2.5, a qual é expressa fazendo-se o uso dos parâmetros geométricos representados pela Figura 2.4.

$$\frac{d_c}{D_c} = 0,47 \left( \frac{ab}{D_c^2} \right)^{-0,25} \left( \frac{D_e}{D_c} \right)^{1,4} \quad (2.5)$$

Assim, para  $d_c > B$ :

$$Z_c = (H - s) - \left[ \frac{(H-h_c)}{(D_c/B)-1} \right] \left[ \left( \frac{d_c}{B} \right) - 1 \right] \quad (2.6)$$

Para  $d_c < B$ :

$$Z_c = (H - s) \quad (2.7)$$

A velocidade tangencial máxima do gás ( $v_{\max}$ ) é calculada por meio da Equação 2.8.

$$v_{\max} = 6,1v_i \left( \frac{ab}{D_c^2} \right)^{0,61} \left( \frac{D_e}{D_c} \right)^{-0,74} \left( \frac{H}{D_c} \right)^{-0,33} \quad (2.8)$$

Em que  $v_i$  corresponde à velocidade de entrada do gás no ciclone [m/s] e pode ser obtida fazendo-se o uso da Equação 2.9.

$$v_i = \frac{Q_g}{ab} \quad (2.9)$$

O expoente  $\beta$  é estimado pela Equação 2.10.

$$\ln(\beta) = 0,62 - 0,87 \ln(d_{50}) + 5,21 \ln\left(\frac{ab}{D_c^2}\right) + 1,05 \left[\ln\left(\frac{ab}{D_c^2}\right)\right]^2 \quad (2.10)$$

Na qual  $d_{50}$  é dado em [cm].

Por fim, o tempo de residência ( $\tau_i$ ) que o gás permanece no interior do ciclone pode ser obtido pela Equação 2.11.

$$\tau_i = \frac{V_{\text{ciclone}}}{Q_g} \quad (2.11)$$

Em que o tempo de residência ( $\tau_i$ ) é dado em [s] e o volume do ciclone em [m<sup>3</sup>].

De acordo com Hoffmann e Stein (2008), o volume do ciclone é dado por:

$$V_{\text{ciclone}} = \left(\frac{\pi}{4}\right) D_c^2 H + \left(\frac{\pi}{3}\right) h \left[ \left(\frac{D_c^2}{4}\right) + \left(\frac{D_c B}{4}\right) + \left(\frac{B^2}{4}\right) \right] \quad (2.12)$$

- *Perda de carga*

Scarpa (2000) cita que é importante conhecer a perda de carga em função das variáveis que a influenciam para que se possa prever o consumo de energia e, dessa forma, otimizar as condições operacionais e dimensões dos ciclones.

Conforme Okedere *et. al* (2013), alguns fatores que contribuem para a perda de carga em um separador ciclônico, são:

- Expansão do gás no interior do corpo do ciclone.
- Formação do vórtice.
- Fricção do gás com as paredes do ciclone e com o duto de saída.
- Transformação da energia cinética de rotação em energia de pressão.

A perda de carga no ciclone é determinada pela diferença entre a pressão estática no duto de entrada e no duto de saída conforme a Equação 2.13.

$$\Delta P = P_e - P_s \quad (2.13)$$

Em que  $P_e$  e  $P_s$  correspondem à pressão estática no duto de entrada e de saída, respectivamente.

Segundo Hoffmann *et al.* (1992), a pressão estática é distribuída de maneira uniforme no duto de entrada. Já no duto de saída, em virtude da presença dos redemoinhos, a pressão estática é variável. Na região central, esta apresenta valores negativos e, próximo à parede, exibe valores positivos. Este fenômeno é responsável por dificultar a leitura imediata da pressão estática no duto de saída.

A queda de pressão também pode ser estimada por correlações empíricas uma vez que vários autores têm se dedicado a obter estimativas de perda de carga total através do ciclone (MESQUITA *et al.*, 1988). De forma geral, a queda de pressão ( $\Delta P$ ) em um ciclone pode ser estimada por meio da Equação 2.14.

$$\Delta P = \frac{\rho_g v_i^2}{2} \Delta H \quad (2.14)$$

Na qual  $\rho_g$  é a densidade do gás em  $[\text{kg}/\text{m}^3]$  e  $\Delta H$  é um parâmetro adimensional que depende da geometria do ciclone (WANG *et al.*, 2004).

Segundo Leith e Mehta (1973), todas as equações permitem prever o valor da perda de carga no ciclone por meio da determinação do valor de  $\Delta H$ . Pela correlação empírica de Shepherd e Lapple (1939), o parâmetro  $\Delta H$  pode ser calculado fazendo-se o uso da correlação expressa pela Equação 2.15.

$$\Delta H = 16 \left( \frac{ab}{D_e^2} \right) \quad (2.15)$$

Alternativamente, após realizar inúmeros testes experimentais, Casal e Benet (1983) sugeriram a Equação 2.16 para determinar o valor de  $\Delta H$ .

$$\Delta H = 11,3 \left( \frac{ab}{D_e^2} \right)^2 + 3,33 \quad (2.16)$$

Ramachandran *et al.* (1991) também determinaram, estatisticamente, uma expressão para obter  $\Delta H$ , demonstrada pela Equação 2.17.

$$\Delta H = 20 \left( \frac{ab}{D_e^2} \right) \left[ \frac{s/D_c}{(H/D_c)(h_c/D_c)(B/D_c)} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (2.17)$$

- *Influência das dimensões geométricas no desempenho dos separadores ciclônicos*

A elevada variedade de aplicação dos separadores ciclônicos motivou muitos pesquisadores a estudarem o efeito das dimensões dos ciclones no seu desempenho (BRAR *et al.*, 2015).

Xiang, Park e Lee (2001) investigaram o efeito da dimensão do cone no desempenho dos ciclones. Os resultados mostraram que reduzir o diâmetro da base do cone (B) promove uma maior eficiência de coleta sem alterar, significativamente, a queda de pressão. Isto ocorre, pois como o gás e as partículas são mais acelerados na seção cônica, logo cones que possuem menores aberturas são sujeitos a uma maior velocidade tangencial e, conseqüentemente, a uma maior ação da força centrífuga.

Lim, Kim e Lee (2004) realizaram um estudo experimental com o propósito de examinar o efeito de diferentes configurações no duto de saída do gás sobre a eficiência de coleta de um ciclone. Para isto, foram utilizados ciclones com três diferentes diâmetros do duto de saída ( $D_e$ ) em diversas configurações cilíndricas e cônicas. Os resultados demonstraram que a eficiência de coleta aumenta conforme o diâmetro do duto de saída diminui, uma vez que dutos de saída com diâmetros menores formam fluxos com espirais mais bem definidos. Além disso, os autores realizaram experimentos alterando as configurações dos dutos de saídas, cilíndricas e cônicas, a fim de verificar a influência desses formatos na eficiência de separação das partículas.

Hsu *et al.* (2014) promoveram um amplo estudo para examinar o impacto das dimensões de um ciclone na eficiência de coleta das partículas e na queda de pressão. No trabalho realizado, os pesquisadores fizeram o uso de um ciclone Stairmand, o qual possuía o diâmetro do cilindro ( $D_c$ ) fixado em 25 mm, e variaram as seguintes dimensões: altura total (H); altura da entrada (a); largura da entrada (b); altura do cilindro sem a parte cônica ( $h_c$ ); altura do cone ( $h_b$ ); diâmetro da base do cone (B); a altura do duto de saída (s) e o diâmetro do duto de saída ( $D_e$ ). Os resultados apresentados pelos autores mostraram que:

- As dimensões H e s propostas por Stairmand já se encontram em conformações ótimas.
- Uma altura total (H) excessivamente elevada resulta em espaço inutilizado no interior do ciclone, enquanto que uma altura excessivamente baixa promove um aumento na queda de pressão. Segundo os autores, a relação ótima de  $H/D_c$  deve ser igual a quatro.
- A parte cônica do ciclone impacta significativamente no desempenho deste equipamento, uma vez que a redução no diâmetro da base do cone (B) possibilita uma melhor eficiência de coleta. Com relação à altura da parte cônica ( $h_b$ ), os estudos demonstraram que a queda de pressão diminui suavemente com o aumento de  $h_b$ .
- Quando a entrada do ciclone é extremamente grande, a velocidade de entrada diminui e, conseqüentemente, diminui a eficiência de coleta. No entanto, se a entrada é muito pequena, a resistência ao ar aumenta provocando uma maior queda na pressão. Os pesquisadores sugerem que alterar a relação  $\frac{a}{D_c} : \frac{b}{D_c}$  de 0,5 : 0,2 (proposta por Stairmand) para 0,8 : 0,13 favorece o desempenho do ciclone.
- As dimensões s e  $D_e$  também afetam a performance dos separadores ciclônicos. Alturas muito pequenas do duto de saída (s) não conseguem guiar o fluxo de ar, enquanto alturas muito elevadas diminuem o comprimento natural do vórtice, reduzindo a eficiência de separação. Além disso, os autores mencionam que a relação ( $D_e/D_c$ ) deve ser reduzida de 0,5 (proposta por Stairmand) para 0,32 para um ótimo desempenho.
- *Influência da velocidade de entrada no desempenho dos separadores ciclônicos*

Uma das mais relevantes variáveis operacionais que afeta o desempenho dos separadores ciclônicos é a velocidade de entrada (AZADI e AZADI, 2012).

Zhu e Lee (1999) investigaram a influência da altura e do comprimento do tubo de saída de um ciclone para diferentes taxas de fluxos gasosos. Com isso, eles demonstraram que com um fluxo gasoso mais elevado, o ciclone é capaz de coletar partículas finas.

Em 2001, Xiang *et al.* realizaram experimentos com ciclones contendo diferentes diâmetros da base do cone e velocidades de entrada. Os autores reportaram que aumentar a velocidade de entrada do ciclone implica a uma maior eficiência de coleta e uma melhor separação de partículas mais finas.

Já Azadi e Azadi, em 2012, promoveram um estudo a fim de analisar o efeito da velocidade de entrada no desempenho de um ciclone por meio de um modelo matemático. Assim, eles concluíram que, quando se eleva a velocidade de entrada, os diâmetros de corte das partículas diminuem. No entanto, os pesquisadores demonstraram que elevar a velocidade de entrada mais que um certo valor específico, não necessariamente aumentará a eficiência de coleta de partículas mais finas, mas sim causará uma alta queda de pressão nos ciclones.

- *Influência da concentração de particulado no desempenho dos separadores ciclônicos*

De acordo com Hoffmann *et al.* (1991), a concentração de particulados no gás de entrada do ciclone afeta, consideravelmente, o desempenho neste equipamento, melhorando as suas eficiência de coleta e queda de pressão.

Em 1985, Mothes e Löffler conduziram um trabalho experimental para estudar o efeito da concentração de material particulado sobre a eficiência de separação em um ciclone e observaram que o acréscimo de particulados na alimentação do ciclone provoca um aumento da sua eficiência de coleta. Dessa forma, eles propuseram a teoria de aglomeração, na qual é assumido que após o gás passar pela entrada do ciclone, as partículas maiores movem-se em direção à parede do equipamento “varrendo” as menores partículas e, conseqüentemente, aglomerando-se junto a elas.

Hoffmann *et al.* (1990) investigaram o efeito da concentração de material particulado no desempenho de quatro ciclones de escala industrial. Os procedimentos experimentais foram realizados em condições ambientes; com uma velocidade de entrada de 15 m/s e com a concentração de sólidos variando de 0,5 a 130 g/m<sup>3</sup> de gás. Sendo assim, os autores concluíram que o aumento da quantidade de partículas alimentadas no ciclone provocou uma diminuição na queda de pressão do ciclone e um acréscimo substancial na eficiência de coleta de 80% para 95% para duas geometrias de ciclones distintas.

Em 1991, Hoffmann, Arends e Sie verificaram a influência da concentração de sólidos em dois ciclones com diferentes geometrias variando a velocidade de gás na entrada. Como resultados, os autores notaram que o incremento na quantidade de partículas na alimentação do ciclone aumenta a eficiência de coleta; contudo, este efeito varia, significativamente, com a velocidade de entrada da corrente gasosa.

Segundo Cremasco (2012), o efeito da redução da queda de pressão pela presença de particulados na corrente gasosa está associado à diminuição do valor da componente tangencial de velocidade do gás. Esta redução pode ocorrer devido a:

- Inércia das partículas, pois no decorrer de suas trajetórias no seio do gás, essas partículas possuem ação equalizadora do momento de camadas adjacentes de gás e, dessa forma, reduzem o valor da componente tangencial de velocidade da fase fluida;
- Aumento do atrito entre a corrente gasosa da mistura gás-partículas com a parede do ciclone, já que os sólidos se depositam na parede e o efeito viscoso resultante estende-se às camadas adjacentes da mistura e, com isso, diminui o valor da componente tangencial de velocidade da corrente de gás;
- Composição entre os dois efeitos anteriores, uma vez que na dependência da distribuição granulométrica, as partículas estarão tanto no seio do fluido quanto junto à parede do equipamento e, quando estas já estiverem separadas, escorregam pela parede do ciclone em movimento espiral.

### **2.3 Lavadores de Gás**

Os lavadores de gás são equipamentos que podem ser empregados em diversas aplicações como: controle da poluição atmosférica; recuperação de materiais gasosos; resfriamento e adição de líquido ou vapor nas correntes gasosas. Nesses tipos de dispositivos, as partículas sólidas contidas no fluxo de gás são coletadas por meio do contato direto com um líquido atomizado, usualmente a água (GAMA, 2008).

Há uma grande variedade de separadores úmidos, os quais podem ser aplicados para coletar partículas de dimensões compreendidas entre 0,1 e 100  $\mu\text{m}$ . Nos modelos mais simplificados, as partículas incidem em um anteparo úmido no qual são coletadas e depois arrastadas pelo fluxo de líquido. Já nos que apresentam maior eficiência, as partículas incidem diretamente em gotículas líquidas que se movem através da corrente gasosa (GOMIDE, 1980).

Embora uma das vantagens dos lavadores de gás seja remover, com alta eficiência, partículas finas; estes são caracterizados por gerar um efluente líquido contendo todo o material coletado. Para evitar a poluição ambiental por meio do efluente produzido, faz-se necessário tratar e/ou destinar a lama residual corretamente, implicando alto custo de disposição. Com isso, quanto menor a quantidade de líquido utilizada na lavagem da corrente gasosa poluída, mais baixo será o custo operacional associado aos lavadores (CHIABAI

JUNIOR, 2014). Assim, além da queda de pressão, Lora (2002) menciona que a razão líquido/gás – relação entre a vazão de água utilizada para limpeza do gás e a vazão do mesmo que está sendo limpa, expressa em  $L/m^3$  - é um dos parâmetros mais importantes para avaliar o desempenho dos lavadores de gás.

A escolha adequada de lavadores de gás com o propósito de remover material particulado depende de considerações econômicas; do desempenho do equipamento; da dificuldade do tratamento do efluente gerado; da presença de outros contaminantes; das condições operacionais, entre outros. Os lavadores que apresentam baixa velocidade e baixa queda de pressão são adequados para partículas relativamente grandes. Enquanto que os lavadores que contêm alta velocidade são apropriados para remover partículas finas com dimensões em torno de  $1 \mu m$  (CALVERT *et al.*, 1972).

### 2.3.1 Mecanismos de Coleta em Lavadores de Gás

As partículas podem ser transferidas da suspensão da corrente gasosa para o líquido de lavagem via três principais mecanismos: colisão por inércia, difusão e interceptação. Dentre os mecanismos de coleta citados, a colisão por inércia é o predominante, enquanto que os outros dois são considerados como modificadores de parâmetros, contribuindo com alguma ação significativa em determinados casos (GUERRA, 2009).

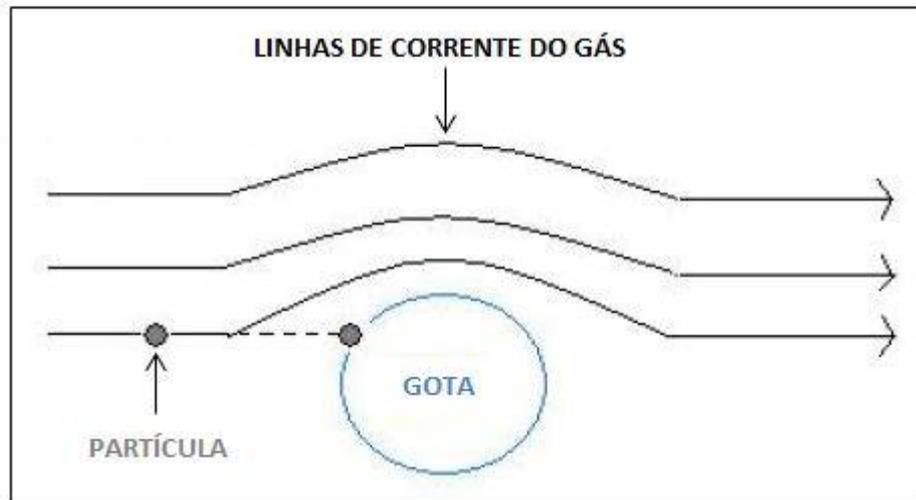
A impactação por inércia ocorre principalmente em partículas com dimensões maiores que, aproximadamente,  $1 \mu m$ . O mecanismo por difusão é significativo com partículas menores que  $0,1 \mu m$  e o por interceptação é eficaz para com particulados de diâmetros da mesma ordem de dimensão aos diâmetros dos corpos coletores (CALVERT *et al.*, 1972). Logo, Guerra (2009) cita que os efeitos combinados da difusão e da interceptação são de segunda ordem comparados com os do mecanismo por colisão inercial na maior parte das aplicações de lavadores de gás.

- *Colisão por inércia*

As gotas recém-formadas no interior de um equipamento, por onde escoam uma corrente gasosa contendo um material particulado, são, em geral, maiores que as partículas de pó e estão praticamente estáticas em relação ao fluxo gasoso. Como a trajetória das partículas segue a linha de escoamento do gás, então as gotas introduzidas tornam-se um obstáculo na corrente gasosa. Como apontado por Gonçalves (2000), as moléculas de gás, por serem mais

leves e, portanto, com uma menor quantidade de movimento, desviam-se das gotas ao se depararem com estas. Já as partículas de maior massa e inércia não são capazes de alterar rapidamente a sua trajetória e acabam se chocando com as gotas. Este mecanismo pode ser ilustrado por meio da Figura 2.6.

**Figura 2.6 - Mecanismo de coleta de colisão por inércia.**

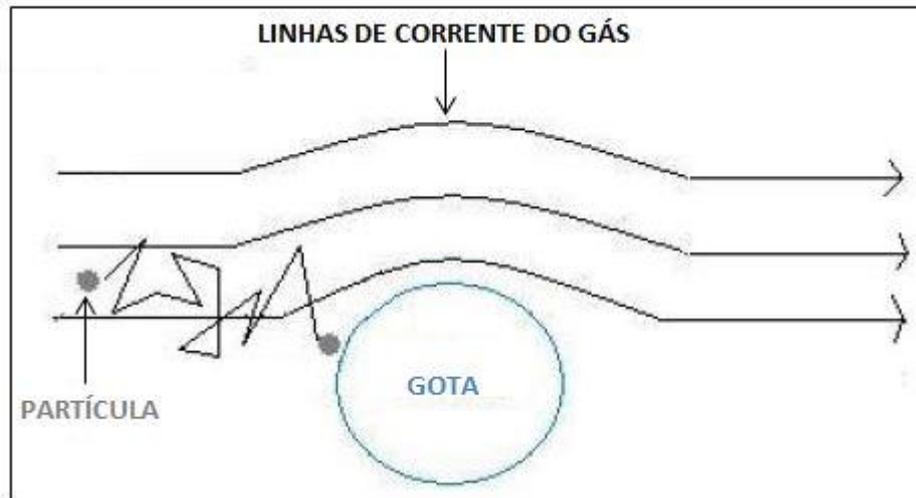


Fonte: Adaptado de Gama (2008).

- *Difusão*

As partículas de menor ordem de grandeza não seguem, de maneira uniforme, a linha de corrente de gás. Dessa forma, em função de seus movimentos irregulares e aleatórios, conhecido como movimento browniano, essas partículas – especialmente as de diâmetro inferior a  $0,3 \mu\text{m}$ , difundem-se do fluxo de gás para a superfície das gotas e são coletadas. A Figura 2.7 apresenta este comportamento.

Figura 2.7 - Mecanismo de coleta por difusão.

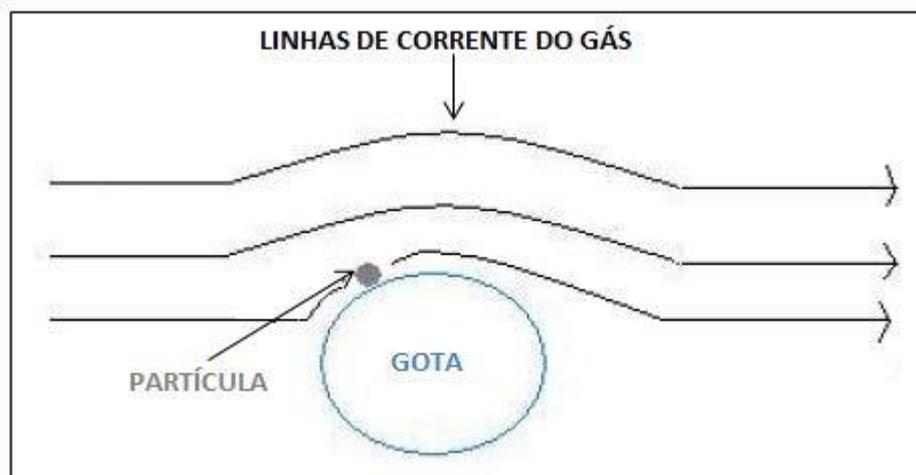


Fonte: Adaptado de Gama (2008).

- *Interceptação*

A interceptação direta ocorre com alta eficiência em partículas menores que  $10\ \mu\text{m}$ , as quais conseguem acompanhar o caminho das linhas de corrente, desviando-se das gotas. Contudo, mesmo que o centro de gravidade da partícula não atinja a superfície do corpo coletor, a coleta é efetuada quando a linha de corrente estiver muito próxima à gota. Este fenômeno pode ser observado na Figura 2.8.

Figura 2.8 - Mecanismo de coleta por interceptação.



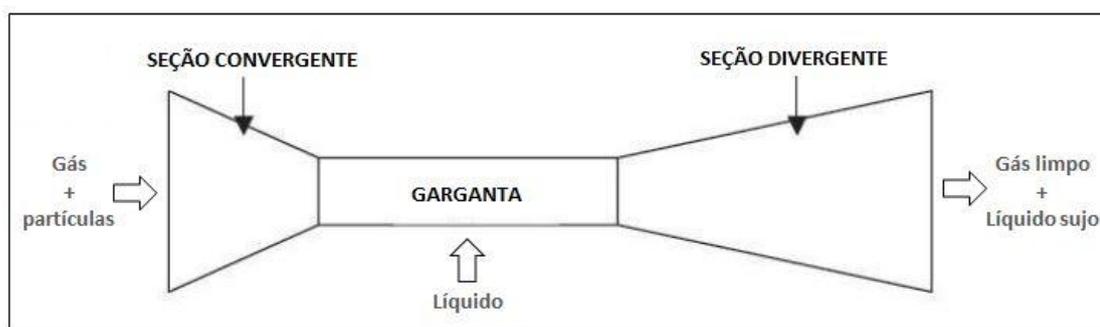
Fonte: Adaptado de Gama (2008).

### 2.3.2 Lavadores Venturi

Segundo Daher (2008), os lavadores Venturi constituem um tipo específico de lavadores de gás resultantes da necessidade de se coletar, por um custo razoável, materiais particulados extremamente finos contidos nas correntes gasosas oriundas de processos industriais. Como mencionado no trabalho de Chiabai Junior (2014), esta categoria de dispositivo apresenta maiores eficiências de separação para partículas de pequena dimensão quando comparados com outras categorias de lavadores.

Um lavador de gás do tipo Venturi típico consiste em um tubo de seção retangular ou circular, constituído de três partes distintas: uma seção convergente, uma garganta e uma seção divergente, o qual está representado através da Figura 2.9.

**Figura 2.9 - Esquema típico de um lavador do tipo Venturi.**



**Fonte: Acervo pessoal (2016).**

A corrente gasosa contendo material particulado é alimentada no interior do equipamento pela seção convergente, e é acelerada devido ao estreitamento do tubo até atingir a velocidade máxima na garganta. Na seção divergente, o fluxo de gás é desacelerado e a recuperação de sua energia se dá na forma de queda de pressão (RIBEIRO, 2005).

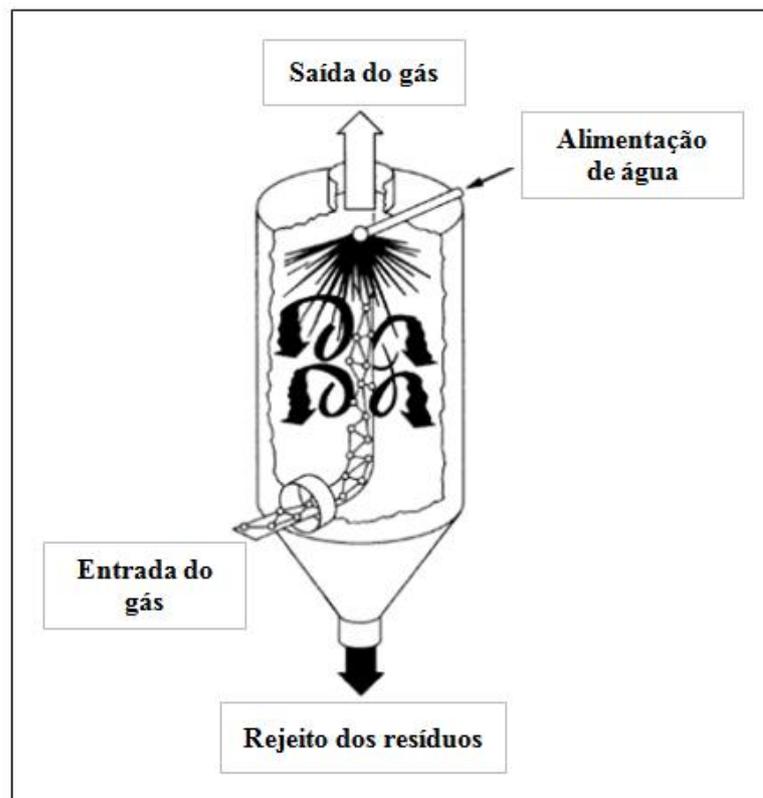
A fim de efetuar a limpeza do gás, faz-se a utilização de um líquido, geralmente a água. Esta pode ser injetada por inúmeras maneiras, sendo a injeção através de orifícios situados sobre as paredes da garganta do equipamento a mais utilizada. Gama (2008) relata que quando o gás sofre a queda de pressão, é gerada energia suficiente tanto para atomizar o líquido, quanto para acelerar as gotas, fazendo com que o líquido assuma a forma de jatos contendo um grande número de gotas de tamanhos variados. Assim, os corpos coletores formados por meio da atomização do líquido são responsáveis por coletar as partículas, principalmente pelo mecanismo de colisão inercial, como descrito por Puentes (2008).

A atomização do líquido faz com que a área superficial aumente. Este fator somado à turbulência do escoamento e à alta velocidade da corrente gasosa favorece a transferência de massa entre o gás e o líquido e, conseqüentemente, a coleta das partículas pelas gotas (GONÇALVES, 2000).

### 2.3.3 Lavadores tipo Torre sem Enchimento

Elias (2012) relata que os lavadores de gás sem enchimento são caracterizados por promoverem a lavagem do gás pelo uso de líquido atomizado por um ou mais borrifadores. Esses equipamentos, segundo apontado por Majewski (2006), são eficientes tanto para a separação como para o resfriamento da corrente gasosa dependendo do tempo de contato das partículas com a água. O esquema de uma torre nebulizadora está disposto na Figura 2.10.

Figura 2.10 - Esquema de um lavador tipo torre sem enchimento.



Fonte: Adaptado de Ashrae (1999).

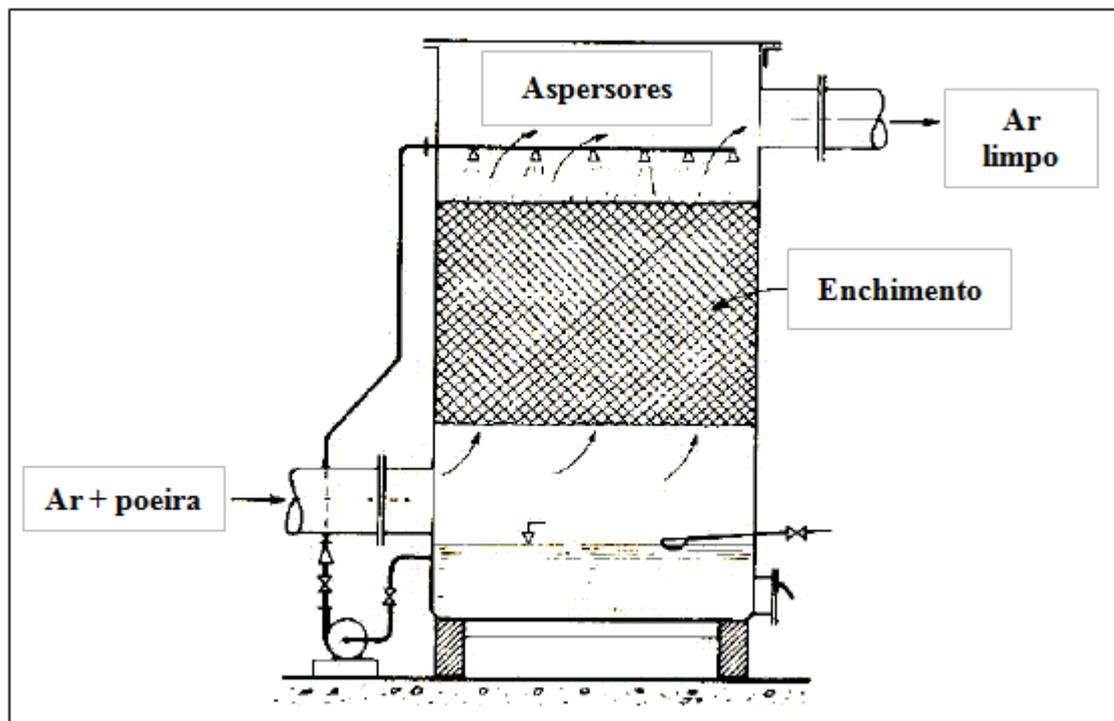
Este tipo de lavador, como descrito no trabalho de Majewski (2006), pode proporcionar o resfriamento do gás em torno de 100°C, uma eficiência de coleta na ordem de

50 a 80% e uma perda de carga de 10 a 300 N/m<sup>2</sup>, empregando uma razão líquido-gás em torno de 6,0 L/m<sup>3</sup>.

### 2.3.4 Lavadores tipo Torre com Enchimento

Conforme mencionado por Elias (2012), a confecção desses lavadores é semelhante a do sem enchimento, mas se distingue deste por conter em seu interior elementos de filtração, que podem ser constituídos por anéis de Rashing ou outros componentes de porcelana ou de plástico, os quais visam aumentar a área de contato entre a corrente gasosa e o líquido borrifado. A Figura 2.11 ilustra uma torre lavadora de gás com enchimento projetada para a remoção de partículas.

Figura 2.11 - Esquema de um lavador tipo torre com enchimento.



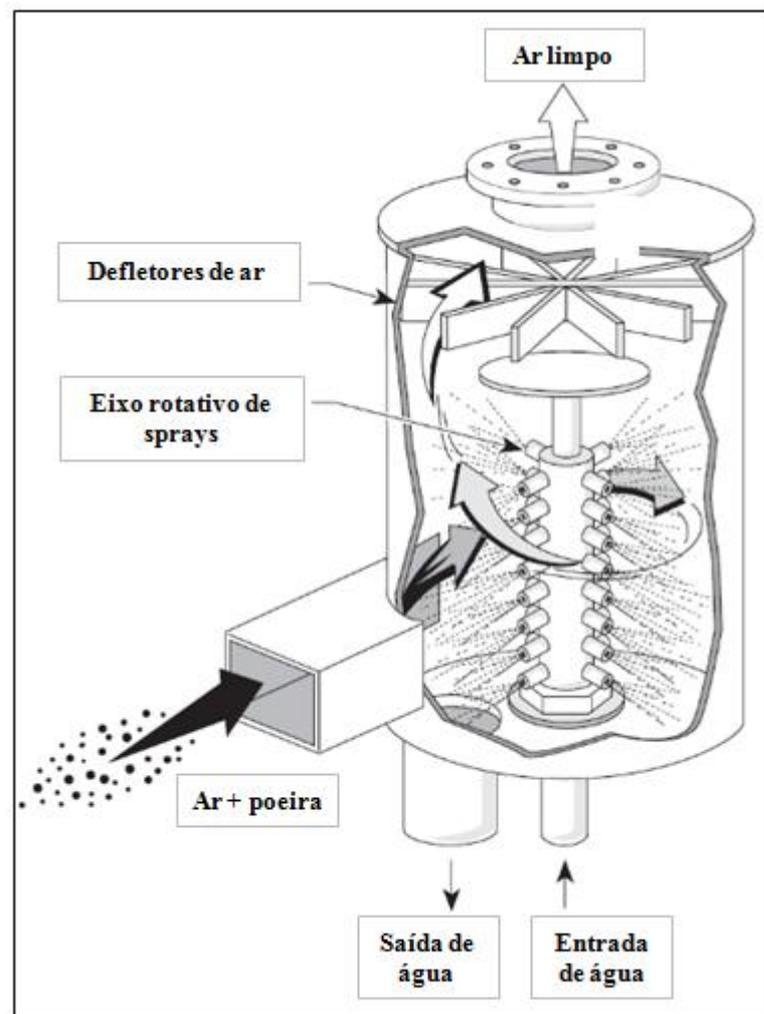
Fonte: Adaptado de Macintyre (1990).

O lavador com enchimento, segundo a caracterização realizada por Majewski (2006), pode atingir eficiências de coleta de 80 a 95% para remover material particulado, com uma perda de carga que pode variar entre 100 a 1000 Pa e o emprego de uma ampla razão L/G entre 1 a 20 L/m<sup>3</sup>.

### 2.3.5 Lavadores Ciclônicos

Como apontado previamente por Elias (2012), os lavadores ciclônicos são constituídos pela entrada tangencial da corrente gasosa no interior do coletor e pela pulverização de líquido por meio de um elemento rotativo central, o qual é responsável por originar um campo centrífugo que acelera as gotas da direção radial em direção às paredes do equipamento. Esta categoria de lavador pode ser visualizada na Figura 2.12.

Figura 2.12 – Esquema de um lavador ciclônico.



Fonte: Adaptado de Richards (2000).

Majewski (2006) cita que os lavadores ciclônicos operam com uma perda de carga de, aproximadamente, 1000 Pa e atingem elevadas eficiências de separação (98 a 99%) para partículas maiores que  $1\mu\text{m}$ . Além disso, o consumo de água é baixo, variando de 0,67 a 0,80  $\text{L}/\text{m}^3$  de gás.

## 2.4 Atomização

Por definição, o processo de atomização consiste na dispersão de gotas com momento suficiente para penetrar em um meio. O bocal, ou o dispositivo responsável por gerar o spray, é denominado por atomizador e o meio no qual as gotas penetram é o gás (NASR *et al.*, 2002).

Dentre as diversas aplicações no ramo industrial, como a injeção de combustível em motores de combustão, coberturas de metais e na agricultura; o emprego da técnica de atomização também é comumente realizado no controle da poluição do ar. Nesse sentido, atomizar um líquido no interior de um equipamento que promove a limpeza de correntes gasosas pode ocasionar três vantagens essenciais: umidificação, resfriamento e remoção de particulados. Todavia, para que essas utilidades sejam efetuadas eficientemente, os dispositivos de purificação de gás têm que ser otimizados pela seleção correta dos tipos de bocais e pelos seus parâmetros de operação, os quais incluem a distribuição do tamanho das gotas e espacial do líquido e a velocidade das mesmas (NASR *et al.*, 2002).

A realização da atomização, como mencionado por Elias (2012), pode ser efetuada por diversos modos, entretanto é indispensável que a velocidade relativa entre o líquido a ser desintegrado e o meio no qual este está sendo penetrado seja elevada. Dessa maneira, para se obter gotas menores, faz-se necessário a aplicação de altas velocidades, com o propósito de arrastá-las para fora da corrente principal pelo atrito com o gás.

Com a finalidade de ilustrar o comportamento do jato de gotas em função da velocidade relativa entre o líquido atomizado ( $U_L$ ) e o meio gasoso ( $U_g$ ), tem-se a Figura 2.13.

Comumente, há duas particularidades que definem a atomização em um bocal:

- i. Atomização primária: aquela que ocorre próxima ao bocal pulverizador;
- ii. Atomização secundária: aquela na qual a ruptura das gotas ocorre mais adiante.

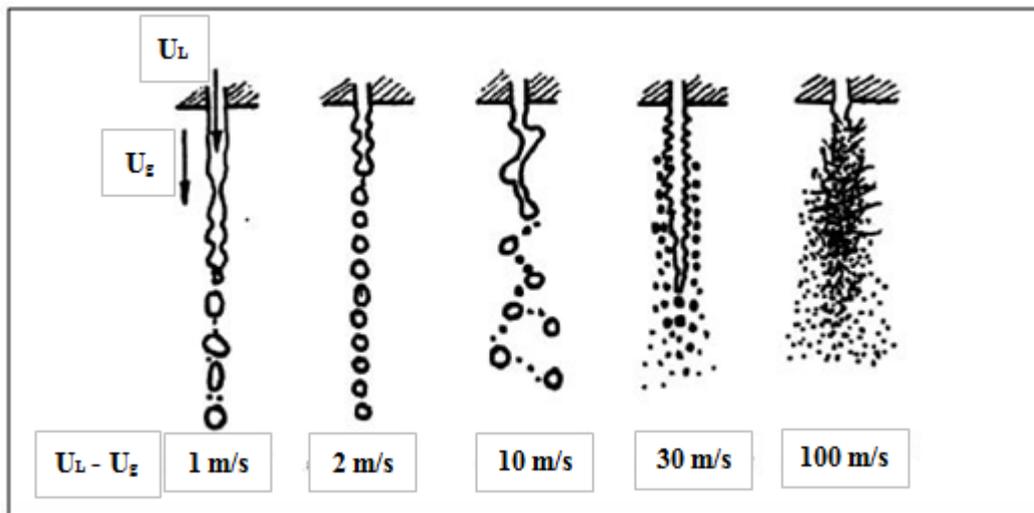
As principais forças que agem sobre o líquido durante a sua ruptura são: inercial, viscosa e tensão superficial. A importância relativa de cada uma dessas forças é indicada pelo número de Reynolds (força inercial/força viscosa) e pelo número de Weber (força inercial/força de tensão superficial). Com isso, altos valores de números de  $Re$  e  $We$  promovem uma atomização mais rápida e mais fina. Os adimensionais de Reynolds ( $Re$ ) e Weber ( $We$ ) são definidos pelas Equações 2.18 e 2.19, respectivamente.

$$Re = \frac{\rho_L U_L D_g}{\mu_L} \quad (2.18)$$

$$We = \frac{\rho_L U_L^2 D_b}{\sigma_L} \quad (2.19)$$

Nas quais  $U_L$  corresponde à velocidade inicial da gota em [m/s];  $\rho_L$  à massa específica do líquido em [kg/m<sup>3</sup>];  $\mu_L$  à viscosidade do líquido em [Pa.s];  $D_g$  ao diâmetro da gota em [m];  $D_b$  ao diâmetro do orifício de descarga do bocal em [m] e  $\sigma_L$  à tensão superficial do líquido em [kg/s<sup>2</sup>].

Figura 2.13 – Ruptura de um jato de líquido.



Fonte: Adaptado de Nasr *et al.* (2012).

#### 2.4.1 Classificação dos Bocais Atomizadores

Segundo Lefebvre (1989), os bocais de injeção de líquido podem ser classificados em três grupos essenciais, considerando o modo específico de atomização:

- *Atomizadores assistidos por ar:* são bocais nos quais um gás a alta velocidade é colocado em contato com uma vazão de líquido, podendo gerar pequenas gotas a uma baixa vazão de líquido. O contato do gás com o líquido pode ser efetuado no interior do dispositivo (denominados por mistura interna) ou na parte externa do mesmo (mistura externa).
- *Atomizadores rotativos:* são bocais que empregam a força rotativa por meio da rotação de um disco. Dessa forma, o líquido é penetrado na parte interna do dispositivo através

da superfície rotativa fazendo com que a corrente líquida se disperse em forma de gotas.

- *Atomizadores por pressão*: são bocais responsáveis por converter a pressão do fluido em energia cinética, isto é, o líquido é forçado a passar através de uma câmara e de um orifício, fazendo com que a sua velocidade aumente e, em seguida, se disperse em gotas.

Os atomizadores de interesse neste estudo são os acionados por um líquido pressurizado, uma vez que esse tipo de dispositivo, conforme mencionado por Elias (2012), é largamente utilizado quando se faz necessário injetar líquido em uma corrente gasosa. Ademais, esses injetores podem ser empregados em uma grande gama de aplicações por sua baixa complexidade de funcionamento (ASHGRIZ, 2011).

Os bocais pulverizadores por pressão são subdivididos em diversos modelos, sendo que os principais são: o *simplex*, bocais de orifício plano; o *duplex*, pulverizadores de orifícios duplos; e o *flat fan nozzle*, o qual produz jatos em forma de leque, caracterizados por serem cones mais agudos e, por causa dessa particularidade, representam uma desvantagem em determinadas aplicações práticas (ELIAS, 2012). Os bocais denominados por *simplex* podem ser subdivididos em duas principais categorias: o *plain orifice* (orifício simples) e o *pressure swirl* (atomizadores de turbulência por pressão). O primeiro é comumente empregado em injeções de combustíveis, pois possuem orifícios extremamente pequenos (geralmente menores que 0,3 mm) e dispõem do uso de elevadas pressões (aproximadamente maiores que 100 MPa). E os pulverizadores de turbulência por pressão (*pressure swirl*) são, numericamente, os mais utilizados na maioria das práticas industriais, pois possuem o método mais eficiente de geração de spray contendo gotas finas a partir de um líquido pressurizado (NASR *et al.*, 2012).

A atomização nos bocais “*pressure swirl*” é realizada da seguinte maneira: um movimento rotacional é atribuído ao líquido, o qual, sob a ação de uma força centrífuga, deixa o orifício na forma de um cone. As configurações de cones gerados neste tipo de spray podem ser cone sólido, no qual as gotas são distribuídas uniformemente por todo o seu volume, e cone oco, em que a maior parcela das gotas concentra-se na periferia do fluxo do líquido. As gotas geradas pelos atomizadores de cone sólido são mais grosseiras, uma vez que as gotas localizadas no centro do spray são maiores que as contidas na margem do fluxo, evidenciando uma desvantagem em certas utilidades (Sada *et al.*, 1978). Os injetores que produzem jatos na forma de cone oco são, frequentemente, mais empregados devido a sua habilidade de produzir gotas mais finas e uma atomização mais uniforme. Suas aplicações incluem lavagem,

resfriamento, controle de particulados e reações químicas. Com o intuito de ilustrar os jatos do tipo cone sólido, leque e cone oco, tem-se a Figura 2.14.

**Figura 2.14- Jatos do tipo cone sólido, leque e cone oco, respectivamente.**



Fonte: Nasr *et al.* (2012).

#### 2.4.2 Distribuição do Tamanho das Gotas

Um jato líquido pode ser caracterizado pelo diâmetro de suas gotas, velocidade, temperatura e composição. Entretanto, o diâmetro das gotas é o parâmetro mais correntemente utilizado para descrevê-lo.

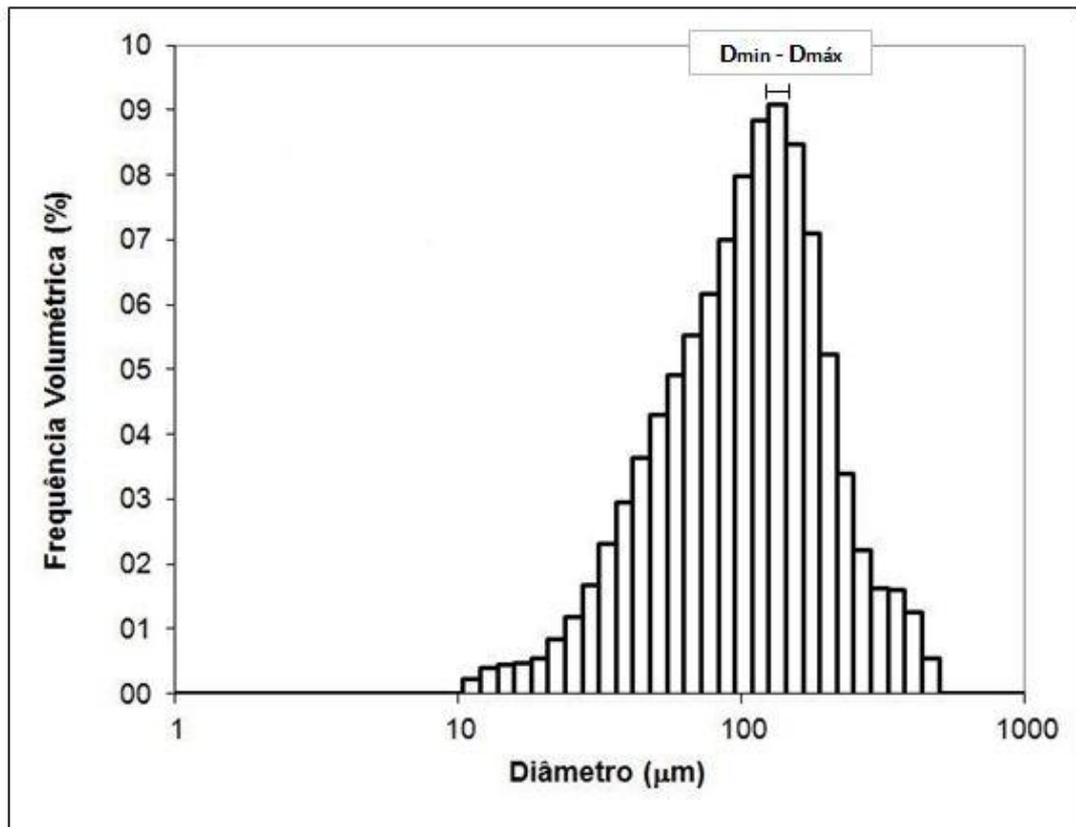
Em virtude da natureza heterogênea dos processos de atomização, o jato de líquido gerado pelos diversos mecanismos de desintegração de gotas pode variar largamente os diâmetros das gotas produzidas, não conseguindo, desse modo, originar jatos com tamanho de gotas uniforme. Sendo assim, conforme destacado no trabalho de Guerra (2009), o spray pode ser considerado como um *spectrum* de diâmetros de gotas distribuído sobre certos valores característicos definidos arbitrariamente.

Em geral, para representar graficamente a distribuição do tamanho de gotas gerada por um spray, utiliza-se um histograma, no qual cada coluna corresponde à frequência, volumétrica ou mássica, de gotas que possuem uma determinada dimensão de diâmetro, o qual varia entre  $D_{\min}$  e  $D_{\max}$ . A Figura 2.15 ilustra um histograma típico de distribuição de tamanho de gotas.

Segundo Ashgriz (2011), para descrever a distribuição de tamanho de gotas, podem ser empregados quatro métodos distintos: empírico, formalismo da máxima entropia (MEF), função de probabilidade discreta (DPF) e método estatístico. Uma vez que os mecanismos envolvidos na atomização não podem ser claramente compreendidos e os modelos analíticos conhecidos (MEF e DPF) não conseguem descrever a teoria de distribuição de gotas

satisfatoriamente, o método mais comumente empregado é o empírico, no qual certos parâmetros característicos da distribuição de tamanho de gotas podem ser determinados por meio da utilização de expressões matemáticas, as quais foram propostas por pesquisadores baseadas em probabilidade ou considerações puramente empíricas.

**Figura 2.15 - Histograma típico da distribuição de tamanho de gotas.**



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Os métodos empíricos que descrevem a distribuição do tamanho de gotas mais usuais são: as distribuições normais; log-normal; limite superior; Nukiyama-Tanasawa e Rosin-Rammler (R-R). Esta última é a mais aplicada, pois é capaz de fornecer um bom ajuste para as distribuições de volume e mássica de gotas geradas para a maior parte dos atomizadores por pressão. A Equação 2.20 expressa a forma cumulativa da distribuição de Rosin-Rammler.

$$1 - V_c(D_d) = \exp \left[ - \left( \frac{D_d}{D_R} \right)^n \right] \quad (2.20)$$

Em que:

$V_c(D_d)$  corresponde à fração volumétrica de gotas de diâmetros menores que  $D_d$ .

$\overline{D}_R$  é o diâmetro de gota em [m] que 63,2% da massa líquida total é formada por gotas de diâmetros menores que  $\overline{D}_R$ .

n refere-se ao parâmetro de medida de dispersão do tamanho de gotas, sendo que quanto maior o valor de n, mais uniforme é a distribuição gerada pelo spray.

### 2.4.3 Diâmetros de Gota Característicos

De maneira geral, a literatura sobre sprays oferecem informações sobre a distribuição de tamanho de gotas a partir do conceito de “diâmetro de gota característico”. Isso significa que em vez de se considerar uma distribuição de tamanho de gotas polidispersa, supõe-se que esta seja monodispersa, isto é, que ela seja composta por gotas que tenham apenas o mesmo diâmetro característico. De acordo com Mugele e Evans (1951, *apud* Guerra, 2009), os diâmetros de gota característicos podem ser definidos pela Equação 2.21.

$$D_{pq} = \left[ \frac{\int_0^{\infty} D^p (dN/dD) dD}{\int_0^{\infty} D^q (dN/dD) dD} \right]^{\frac{1}{p-q}} \quad (2.21)$$

Em que  $D_{pq}$  é o diâmetro médio característico dado em [m]; N é o número de gotas com um diâmetro maior que um valor específico D; e p e q são parâmetros com valores inteiros e positivos.

A Equação 2.21 também pode ser descrita conforme a Equação 2.22.

$$D_{pq} = \left[ \frac{\sum N_i D_i^p}{\sum N_i D_i^q} \right]^{\frac{1}{p-q}} \quad (2.22)$$

Na qual i denota a escala de tamanho considerada;  $N_i$  é o número de gotas na escala de tamanho i e  $D_i$  é o diâmetro médio da escala de tamanho i em [m].

A Tabela 2.2 expõe alguns diâmetros de gota característicos mais utilizados na literatura.

Tabela 2.2 - Diâmetros de gota característicos.

Representação do diâmetro	Nome do Diâmetro
$D_{10}$	Diâmetro médio aritmético
$D_{20}$	Diâmetro médio de superfície
$D_{30}$	Diâmetro médio volumétrico
$D_{32}$	Diâmetro médio de Sauter
$D_{43}$	Diâmetro médio de Brouckere

Fonte: Adaptado de Ashgriz (2011).

De acordo com Guerra (2009), o diâmetro característico mais frequentemente utilizado no estudo de tamanhos de gotas é o denominado por diâmetro médio de Sauter (Volume/Superfície), o qual pode ser definido pela Equação 2.23.

$$D_{32} = \frac{\sum N_i D_i^3}{\sum N_i D_i^2} \quad (2.23)$$

Há, na literatura, inúmeras correlações empíricas para determinar os diâmetros de gota característicos para diferentes tipos de sprays e condições operacionais. Essas correlações foram baseadas, principalmente, nas propriedades físicas do fluido (como a densidade, viscosidade e a tensão superficial); nas geometrias características dos bocais (diâmetro do orifício de saída, ângulo do jato gerado, entre outras); e nos parâmetros operacionais, como a vazão de líquido ou de ar.

A Tabela 2.3 exhibe as correlações empíricas compiladas por Lefebvre (1989) para a determinação do diâmetro médio de Sauter ( $D_{32}$ ) aplicáveis em atomizadores por pressão, nas quais:

$\vartheta_L$  corresponde à viscosidade cinemática do líquido em [ $m^2/s$ ];

$\sigma_L$  é a tensão superficial do líquido em [ $kg/s^2$ ];

$\rho_L$  refere-se à massa específica do líquido em [ $kg/m^3$ ];

$\rho_{ar}$  denota a massa específica do ar em [ $kg/m^3$ ];

$\dot{m}_L$  é a vazão mássica de líquido em [ $kg/s$ ];

$\Delta P_L$  corresponde ao diferencial de pressão de injeção do líquido no bocal atomizador em [ $Pa$ ];

$\mu_L$  representa a viscosidade dinâmica do líquido em [ $kg/m.s$ ];

$d_h$  denota o diâmetro hidráulico médio do orifício final de descarga em [m], o qual pode ser calculado por  $d_h = 4A_o/P$ , sendo  $A_o$  a área da seção transversal do orifício de descarga [m<sup>2</sup>] e  $P$  o comprimento do perímetro molhado [m].

**Tabela 2.3 - Correlações empíricas para determinar o  $D_{32}$ .**

<b>Tipo de Atomizador</b>	<b>Correlação</b>	<b>Investigador</b>	<b>Equação</b>
Orifício simples	$D_{32} = 3,08\vartheta_L^{0,385}(\sigma_L\rho_L)^{0,737}\rho_{ar}^{0,06}\Delta P_L^{-0,54}$	Elkotb (1982)	2.24
Turbulência por pressão	$D_{32} = 7,3\sigma_L^{0,6}\vartheta_L^{0,2}\dot{m}_L^{0,25}\Delta P_L^{-0,4}$	Radcliffe (1960)	2.25
	$D_{32} = 4,4\sigma_L^{0,6}\vartheta_L^{0,16}\dot{m}_L^{0,22}\Delta P_L^{-0,43}$	Jasuja (1979)	2.26
	$D_{32} = 2,25\sigma_L^{0,25}\mu_L^{0,25}\dot{m}_L^{0,25}\Delta P_L^{-0,5}\rho_{ar}^{-0,25}$	Lefebvre (1983)	2.27
Leque	$\frac{D_{32}}{d_h} = 2,83\left[\frac{\sigma_L\mu_L^{0,2}}{\rho_{ar}d_h^3\Delta P_L^2}\right] + 0,26\left[\frac{\sigma_L\rho_L}{\rho_{ar}d_h\Delta P_L}\right]^{0,25}$	Snyder <i>et al.</i> (1989)	2.28

Fonte: Adaptado de Lefebvre (1989).

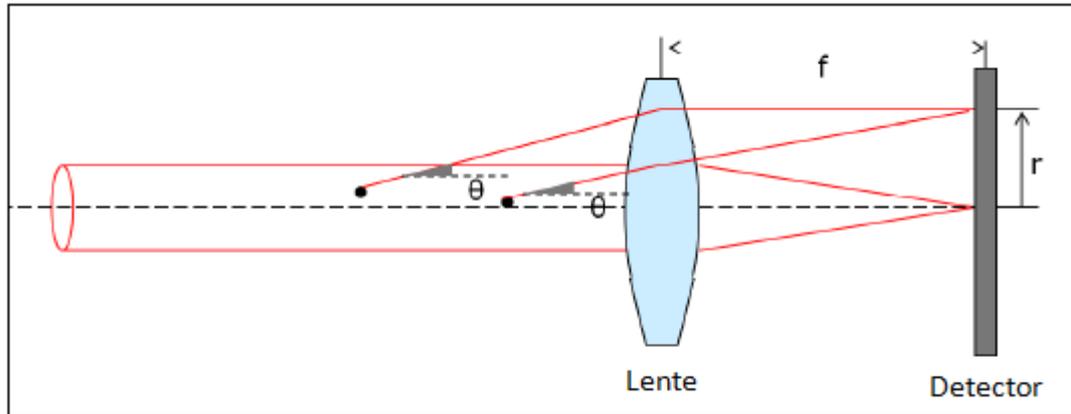
#### 2.4.4 Técnica para Aferição do Tamanho de Gotas: Difração a Laser

A técnica de difração a laser é um dos métodos ópticos empregados para se medir um grande número de gotas simultaneamente, por meio do uso da dispersão de luz. Neste método, a presença de partículas ocasiona uma pequena variação no índice de refração da luz. Assim, uma parcela da radiação se espalha em todas as direções e a outra é transmitida sem perturbações e, com isso, a distribuição do tamanho de gotas pode ser determinada. A dispersão de luz é uma das metodologias mais comuns para determinar e monitorar a distribuição do tamanho de gotas, tanto em ambientes industriais, quanto em laboratoriais; devido a sua elevada velocidade e flexibilidade (NASR *et al.*, 2012).

Conforme descrito por Guerra (2009), o método de difração a laser pode ser aplicado para medir gotas pertencentes a uma ampla faixa de tamanhos, de 5  $\mu\text{m}$  até algumas centenas de micrômetros. Quando o feixe incidente de luz penetra nas partículas, ocorre a dispersão dos seus raios em variáveis ângulos de difração. Após incidir nas partículas, a luz difratada em um determinado ângulo  $\theta$  atravessa uma lente responsável por focalizar o feixe original

sobre um ponto no plano focal, o qual está localizado a uma distância  $f$  da lente. Dessa forma, o feixe choca-se no plano focal a uma distância  $r = \theta f$  do eixo, conforme a ilustração da Figura 2.16.

**Figura 2.16 - Difração de um feixe de luz por um campo de partículas.**



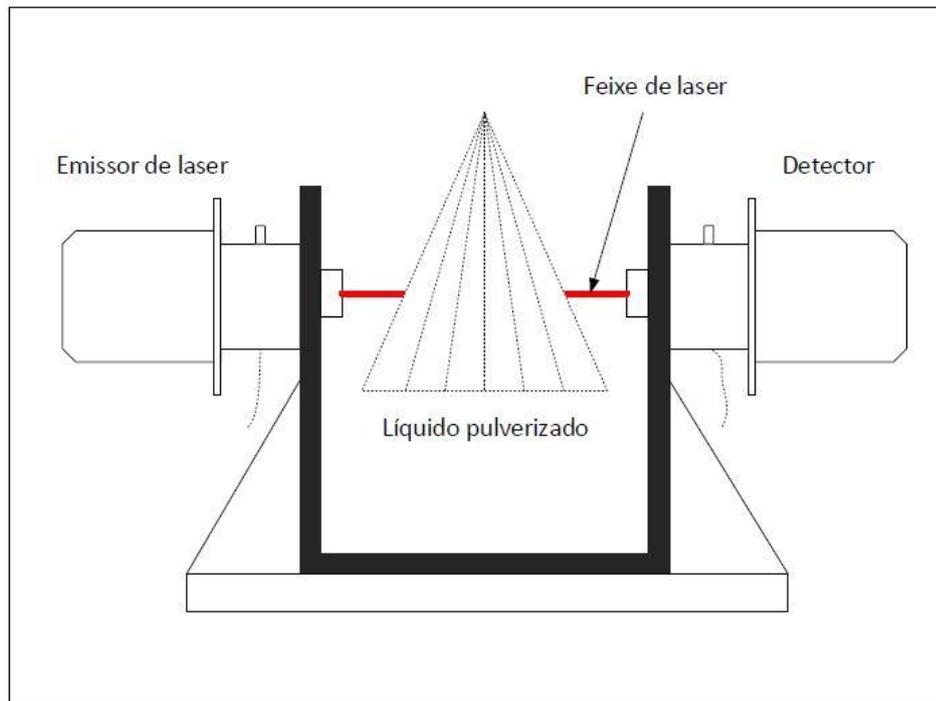
**Fonte: GUERRA (2009).**

Ressalta-se que as partículas ou gotas que possuem o mesmo tamanho difratam a luz com um mesmo ângulo e os raios difratados, independentemente da posição da partícula ou gota no spray, convergem para um mesmo ponto no plano focal. Neste, há uma série de detectores na forma de anéis anulares, nos quais a distribuição radial de intensidade pode ser aferida.

O instrumento analisador de partículas - ou de gotas - que faz o uso da técnica de difração a laser, além de ser o mais frequentemente empregado para medir o tamanho de gotas, é designado comercialmente por Malvern Spraytec, o qual está ilustrado no esquema da Figura 2.17.

De maneira sucinta, o princípio de funcionamento do equipamento Malvern Spraytec segue a seguinte metodologia: primeiramente, a luz laser é gerada através de um gerador Hélio-Neon de 3mW de potência com um comprimento de onda de 632,8 nm. O feixe de luz é então expandido por uma lente e, ao passar pelo spray pulverizador, parte de sua energia luminosa é difratada com ângulos distintos, sendo possível assim obter a distribuição de tamanho de gotas proporcionada pelo bocal, já que o ângulo de difração é inversamente proporcional ao tamanho da gota (GUERRA, 2009).

**Figura 2.17 - Esquema do Malvern Spraytec.**



**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Em seguida, a luz passa por uma lente de Fourier, a qual é responsável por direcionar os raios de mesma angulação sobre um mesmo ponto no plano focal. Dessa forma, conhecendo-se esse ponto de convergência, é possível determinar o ângulo de difração e, conseqüentemente, o tamanho das gotas que ocasionaram essa difração. No detector, há um conjunto de 31 semianéis concêntricos os quais, por serem constituídos por um material fotossensível, têm a função de converter a energia luminosa que incide sobre cada semianel em uma corrente elétrica. Esta corrente gera um sinal analógico que é convertido em sinal digital antes de ser enviado a um computador de aquisição de dados. Por fim, com um programa adequado, o qual utiliza equações desenvolvidas por Swithenbank (1976), os sinais digitais são convertidos em uma distribuição de tamanho de gotas.

## 2.5 O Ciclone Úmido

O ciclone úmido consiste em um separador ciclônico convencional adaptado com bocais pulverizadores de líquido, os quais são responsáveis por injetar líquido no seu interior, usualmente a água, a fim de promover um aumento da eficiência de coleta de partículas finas. Dessa forma, esses equipamentos combinam as vantagens de um separador ciclônico

convencional – construção relativamente simples, baixo custo de investimento e alta confiabilidade – com os benefícios de um lavador de gás, como a alta eficiência de coleta para material particulado de diâmetros da ordem de submicron (KRAMES e BÜTTNER, 1994).

A adição de gotas no corpo do ciclone proporciona um aumento das forças atuantes nas partículas de poeira individuais, uma vez que além da força centrífuga, propriedade de separação típica de separadores ciclônicos, haverá também a ação dos mecanismos de assentamento das partículas nas gotas de líquido, ocorrendo em virtude das colisões inerciais, da difusão browniana e da interceptação direta. Sendo assim, de acordo com Yang e Yoshida (2004), o desempenho do ciclone úmido vai depender fortemente do método de injeção do líquido no interior do equipamento, das dimensões das gotas formadas, bem como da distribuição do fluxo e do momento inicial do líquido.

Conforme especificado no estudo de Chiabai Junior (2014), o aumento da eficiência de coleta para partículas de pequenas dimensões nos ciclones úmidos se dá devido a dois principais fenômenos:

- *Adição de um corpo coletor*: as gotas geradas no corpo do separador ciclônico atuam como um coletor de partículas e oferecem certa resistência ao escoamento do gás poluído. Com isso, uma parcela do material particulado que não seria separado pelo ciclone operando a seco, ao colidir diretamente ou aderir à superfície das gotas, aglomera-se com o líquido injetado e tem sua massa aumentada. O acréscimo da massa dessas partículas faz com que a ação da força centrífuga atuante no ciclone se torne mais eficaz e, dessa forma, essas partículas mais finas passam a ser coletadas.

- *Eliminação do rebatimento das partículas*: a introdução de água no interior do ciclone gera um filme líquido na parede do equipamento, o qual é responsável por reduzir a energia de impacto do material particulado na parede. Assim, evita-se que as partículas sejam ricocheteadas e direcionadas para a corrente gasosa que flui em direção ao duto de saída.

## **2.6 Estudos Correlacionados com o Ciclone Úmido**

Em consequência dos avanços industriais e do aumento das restrições nas normalizações relacionadas com o tratamento de efluentes gasosos, surge, na literatura, a necessidade de desenvolver novas tecnologias com o propósito de melhorar o desempenho dos equipamentos e garantir melhores padrões de qualidade do ar.

Dessa maneira, a concepção do ciclone úmido advém da proposta de conciliar as vantagens oferecidas pelos separadores ciclônicos tradicionais e pelos lavadores de gás, a fim

de se criar um equipamento que apresente baixa complexidade, baixos custos de instalação e operação e que seja eficiente na remoção de particulados de dimensões menores que  $10\ \mu\text{m}$  - faixa de partículas respirável pelos seres humanos.

Em 1986, Val'dberg e Kirsanova já realizaram um estudo sobre a separação de partículas sólidas em um ciclone que apresentava um filme líquido em sua parede interna. O estudo revelou que as eficiências de coleta dos ciclones úmidos foram, em média, 20% mais elevadas que os equipamentos que operavam a seco sob as mesmas condições operacionais.

Krames e Büttner (1994) dimensionaram um ciclone úmido baseado nos modelos de Barth (1959) e Muschelknautz (1970). Para tal, os autores instalaram um atomizador pneumático no duto de entrada do equipamento, uma vez que este tipo de atomizador é capaz de gerar gotas mais finas. Com o estudo, foi possível obter uma eficiência de coleta de 99,2% para uma corrente gasosa cuja concentração de material particulado era de  $205\ \text{mg}/\text{m}^3$ , utilizando uma razão líquido-gás de  $0,2\ \text{L}/\text{m}^3$ . O mesmo experimento foi realizado com o ciclone operando a seco e a eficiência atingida foi de apenas 52%, demonstrando assim o aumento da eficiência provocado pela atomização de líquido em seu interior. A fim de diminuir os custos com a pulverização de líquido e, conseqüentemente, com o seu posterior tratamento, foram utilizadas razões de líquido-gás variando de  $0,05$  a  $0,25\ \text{L}/\text{m}^3$ , enquanto que, de acordo com os pesquisadores, lavadores de gás tipo Venturi operam com uma razão L/G variando de  $0,5$  até  $5,0\ \text{L}/\text{m}^3$ . Além disso, com relação à influência da razão líquido-gás sobre o desempenho do ciclone úmido, Krames e Büttner concluíram que elevadas razões líquido-gás contribuem para uma distribuição de gotas mais grosseira (normalmente, uma desvantagem para a ocorrência do mecanismo por colisão inercial); mas que, por outro lado, a concentração de gotas aumenta e, portanto, a distância entre as mesmas diminuem. Outra avaliação relevante promovida pelos autores foi sobre a relação experimental entre o tempo de residência e a eficiência de separação: no ciclone operando no modo seco, assim como já verificado por outros pesquisadores, a diminuição da velocidade do gás promoveu um decréscimo na eficiência de separação; no entanto, no modo úmido, essa diminuição da vazão da corrente gasosa conseguiu alcançar a melhor eficiência de coleta.

Yang e Yoshida (2004) desenvolveram um aparato experimental a fim de avaliar a influência da posição de injeção de líquido sobre a eficiência de separação de partículas. Para isto, eles realizaram experimentos em um ciclone de  $72\ \text{mm}$  de diâmetro em dois tipos de configurações. Na primeira configuração, o bocal de nebulização de líquido estava posicionado a uma rotação de  $180^\circ$  da entrada da corrente gasosa, tangencial à parede do ciclone. Na segunda, além do bocal estar localizado a  $180^\circ$  da alimentação e tangencialmente

à parede do equipamento, este também se encontrava a 4 mm da mesma, a fim de reduzir o seu efeito sobre o momento inicial do fluxo de líquido. Neste estudo, o diâmetro médio das partículas foi de 1,6  $\mu\text{m}$  e a razão L/G foi variada de 0 a 0,042 L/m<sup>3</sup>. Com a pesquisa, os autores puderam concluir que o diâmetro de corte das partículas diminuiu quando se realiza a nebulização de líquido no interior do ciclone e que o desempenho do equipamento, no qual os efeitos da parede foram reduzidos, foi melhor, pois as partículas colidiram com as gotas mais efetivamente. Além disso, para a melhor configuração do bocal de injeção de líquido, os autores promoveram um aumento na razão L/G a fim de verificar o seu efeito sobre a eficiência de coleta. Com isso, foi constatado que o diâmetro de corte apenas diminuiu de 0,9 para 0,8  $\mu\text{m}$  quando a razão L/G aumentou de 0,016 para 0,042 L/m<sup>3</sup>.

Em 2006, Majewski projetou um separador ciclônico tipo Americano com triplo cone, em cujo corpo cilíndrico foram introduzidos bocais nebulizadores de água. A concentração de partículas no gás foi variada de 20 a 100 mg/m<sup>3</sup>. O equipamento projetado permitiu a purificação da corrente gasosa contendo partículas com diâmetro médio de 7,48  $\mu\text{m}$ , com uma eficiência média de 97,1%, independente da concentração inicial do poluente e utilizando uma razão líquido/gás de 0,2 L/m<sup>3</sup>.

Lee *et al.* (2008) construíram um novo modelo de ciclone úmido constituído de uma seção com pratos de impactação no seu interior. Neste estudo, foi realizada uma análise do efeito dos seguintes parâmetros sobre a eficiência de coleta de partículas: ângulo dos pratos; tamanho e pressão dos orifícios dos bocais; vazão volumétrica de líquido. Os resultados da pesquisa demonstraram que a eficiência de separação do material particulado melhora de acordo com a diminuição do ângulo dos pratos e com o aumento da pressão nos orifícios dos bocais e da vazão de líquido. As eficiências de coletas obtidas para as partículas com diâmetro aerodinâmico de 2,5 e 5  $\mu\text{m}$  foram de 86 e 97%, respectivamente.

Ahuja (2010) estudou um ciclone que operava com um filme de água alimentado em sua parede interna, equipamento que pode ser utilizado tanto para promover a limpeza de uma corrente gasosa, quanto para resfriá-la. Dessa maneira, avaliou-se a eficiência de coleta do equipamento nas condições seca e úmida a fim de remover partículas sólidas de um gás. Como resultados, o autor da pesquisa conseguiu mostrar que o ciclone sob a condição úmida melhorou a eficiência de separação em até 33% para partículas de dimensões variando de 1 a 3  $\mu\text{m}$ .

Zarei *et al.* (2010) investigaram a eficiência de um novo aparato experimental para coletar partículas de PVC com diâmetros variando de 0,5 até 20  $\mu\text{m}$  de um fluxo gasoso. Este aparato consistia em uma câmara cilíndrica, a qual era responsável por promover o íntimo

contato do gás com o líquido com a formação de pequenas gotas, seguida de um separador ciclônico, onde era realizada a separação das partículas de PVC e das gotas de líquido da corrente gasosa. Sendo assim, os pesquisadores conseguiram remover 100% das partículas de PVC com diâmetros maiores que 2  $\mu\text{m}$  e, para as partículas de 0,5  $\mu\text{m}$ , a eficiência de coleta obtida foi de 73%.

Ainda em 2010, Momenzadeh e Moghiman avaliaram, experimentalmente e numericamente, o efeito da injeção de gotas na eficiência de separação de partículas com diâmetros menores que 10  $\mu\text{m}$  em separadores ciclônicos. Os estudos revelaram que injetar gotas de líquido neste tipo de separador pode aumentar a eficiência de coleta, sobretudo para partículas menores que 5  $\mu\text{m}$ .

Pourmohammadbagher *et. al* (2011) investigaram o desempenho de um ciclone adaptado com um spray pulverizador de líquido, localizado na parte superior do equipamento, na absorção dos gases poluentes NO, NO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> de um fluxo gasoso. O líquido absorvente foi uma solução aquosa de NaOH, a qual teve a sua concentração variada de 0,5 a 2,0% massa/volume. Além disso, os pesquisadores também alteraram a vazão de líquido e de gás com o objetivo de verificar a influência da razão líquido-gás e do tempo de residência da eficiência de absorção. Os melhores resultados de eficiência obtidos para a remoção de NO, NO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub> e CO<sub>2</sub> foram de 77, 88, 100 e 80%, respectivamente, utilizando-se 2,0% massa/volume de NaOH. Ademais, foi averiguado que o acréscimo da concentração do NaOH e do tempo de residência do sistema aumenta a eficiência de absorção.

Elias (2012) promoveu uma avaliação experimental de um ciclone com formato americano modificado e adaptado para promover a climatização de ambientes por meio da utilização da técnica do resfriamento evaporativo. Assim, utilizando a Metodologia da Superfície de Respostas, foram analisados os parâmetros: eficiência de saturação, número de unidades de transferência do gás e perda de carga do sistema. Por fim, foi demonstrado que o equipamento dispõe de potencial para se tornar uma alternativa viável de condicionamento do ar.

Chiabai Junior (2014) examinou o desempenho de um ciclone experimental do tipo Stairmand adaptado com bocais pulverizadores de água na remoção de partículas de rocha fosfática, as quais apresentavam um diâmetro médio de 4,66  $\mu\text{m}$ . O estudo mostrou que adicionar água no interior do corpo do ciclone melhora, significativamente, a eficiência de coleta, já que esta aumentou de 76,7%, com o equipamento operando a seco, para 85,3%, por meio da utilização de uma razão L/G de 2,2 L/m<sup>3</sup>.

Por fim, Alves (2017) realizou uma avaliação experimental em um ciclone adaptado com oito bocais injetores de água do tipo leque para averiguar a sua eficiência de coleta em remover materiais particulados provenientes da queima do bagaço da cana-de-açúcar. Sendo assim, a adição de água no equipamento promoveu um aumento de 14,21% na eficiência do ciclone, elevando de 82,43 para 96,64% a sua capacidade de remoção de partículas sólidas de diâmetro volumétrico de 9,0  $\mu\text{m}$ . A razão líquido-gás (L/G) empregada para efetuar esse acréscimo foi de 2,53 L/m<sup>3</sup>. Além disso, o estudo também investigou o comportamento da temperatura e da umidade relativa da corrente gasosa de saída, as quais sofreram uma diminuição e um aumento, respectivamente, quando o ciclone foi operado com água.

A partir da investigação dos estudos correlacionados com o ciclone úmido visando aumentar a eficiência de coleta de partículas finas, nota-se que, apesar de ainda haver um número restrito de estudos sobre este tema específico, houve um aumento considerável dos mesmos na última década. Isso mostra que a utilização de ciclones úmidos para controlar a emissão de particulados vem se tornando uma tecnologia promissora e que novos estudos sobre esses equipamentos podem contribuir, de maneira significativa, para os avanços necessários no âmbito de tratamento de efluentes gasosos.

### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

Neste capítulo, será apresentada uma descrição detalhada dos materiais, equipamentos, componentes e instrumentos de medição utilizados para a realização do estudo proposto, bem como toda a metodologia experimental e a sequência de cálculo empregadas nos experimentos.

Sendo assim, a fim de facilitar a compreensão das etapas experimentais realizadas, dividiu-se este capítulo em duas principais seções:

- i. Descrição do Sistema Experimental
- ii. Metodologia Experimental

Na primeira seção, será detalhado todo o aparato experimental utilizado, focando principalmente nas especificações dos equipamentos e na maneira de como foi executada a operação de cada um destes.

Na segunda seção, será demonstrado como cada procedimento experimental foi efetuado, os instrumentos de medição empregados na realização dos testes e o equacionamento utilizado para determinar os resultados.

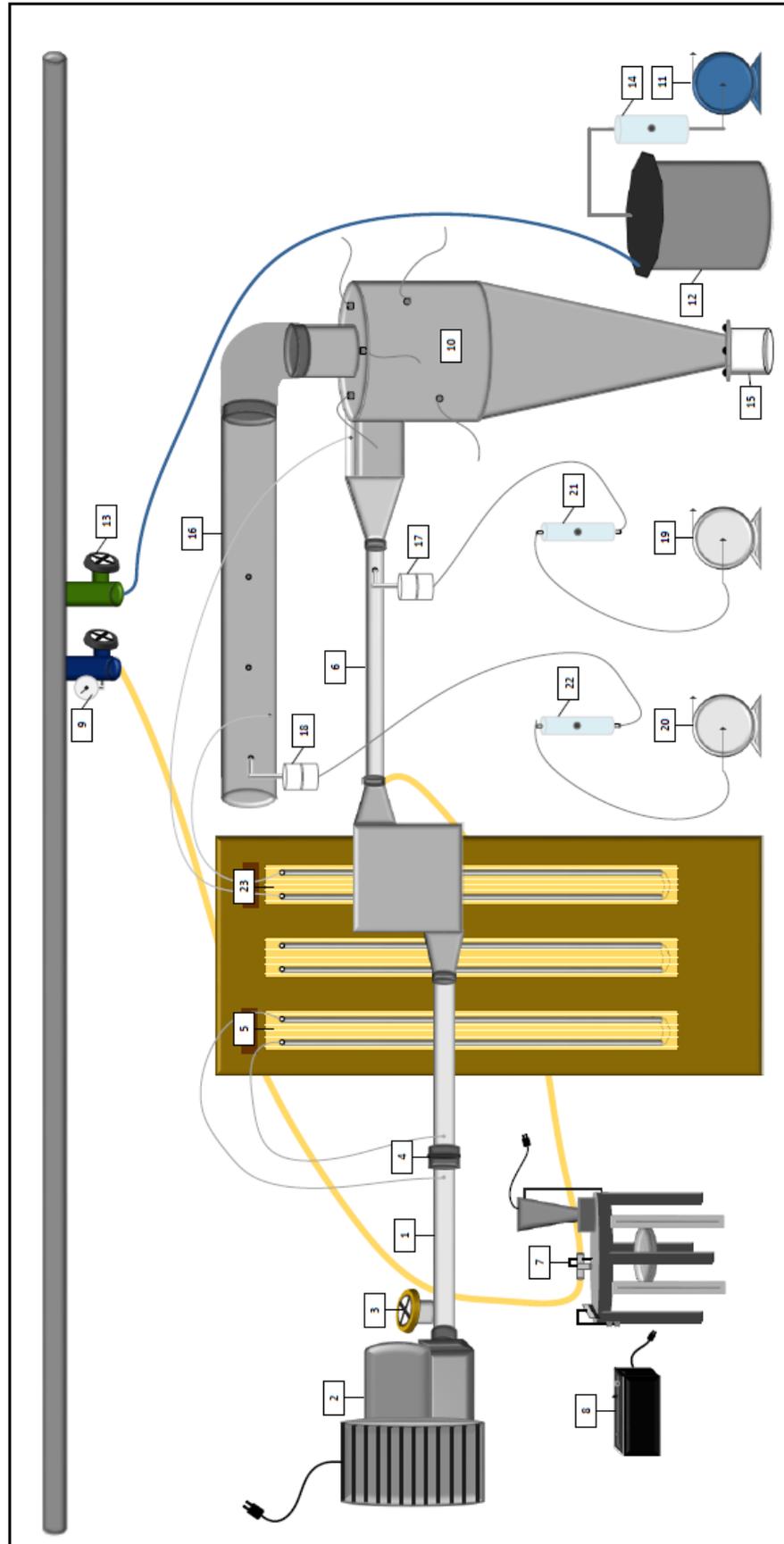
#### 3.1 Descrição do Sistema Experimental

O esquema do aparato experimental completo utilizado na realização dos experimentos com o ciclone operando a seco e a úmido pode ser visualizado na Figura 3.1

Neste sistema, a corrente gasosa contendo apenas ar limpo foi alimentada no duto principal (1) através de um soprador (2) e sua vazão foi controlada por meio de uma válvula de escape de ar (3) e medida através de uma placa de orifício (4), a qual estava conectada a um manômetro de mercúrio em U (5).

O material particulado foi introduzido no duto de entrada (6) com o auxílio de um sistema de prato giratório (7), o qual tinha a sua velocidade de rotação controlada por meio de um variador de velocidade (8) e utilizava ar comprimido proveniente da linha de ar comprimido (9) para arrastar o pó. Dessa maneira, o gás contendo partículas sólidas era direcionado para um ciclone do tipo Stairmand (10) adaptado com bocais injetores de água.

Figura 3.1 - Esquema do aparato experimental.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

A alimentação de água foi realizada a partir de uma bomba de deslocamento positivo (11) a qual transportava a água contida em um reservatório de água (12) para oito bocais injetores de água conectados na parede do ciclone. A água utilizada era proveniente de uma tubulação de água (13) e sua vazão foi aferida por meio de um rotâmetro (14).

Após a passagem pelo ciclone, a maior parte do material particulado mais a água injetada pelos bocais (quando o equipamento era operado a úmido) eram coletadas na parte inferior do ciclone, onde estava acoplada uma caixa coletora (15); enquanto que o ar limpo e uma pequena parcela de material particulado fluíam pela saída de topo conectada a um duto de saída (16).

A concentração de material particulado contida na corrente gasosa foi medida tanto no duto de entrada quanto no de saída a fim de calcular a eficiência do ciclone. Para efetuar a aferição da eficiência global, foi coletada, isocineticamente, uma amostragem do pó de entrada (17) e de saída (18) por meio de uma sonda conectada a uma membrana coletora. A sucção do gás foi feita através de duas bombas a vácuo, uma para a amostragem no duto de entrada (19) e outra para o de saída (20), interligadas aos seus respectivos medidores de vazão de ar (21 e 22) para controlar os seus fluxos. Já para calcular a eficiência fracionária, utilizou-se um equipamento denominado por Aerodynamic Particle Sizer, o qual foi conectado nos mesmos pontos onde as amostragens isocinéticas foram realizadas.

Por fim, a aferição da queda de pressão no ciclone foi realizada por um manômetro de água em U (23), o qual estava conectado na entrada do ciclone e no duto de saída.

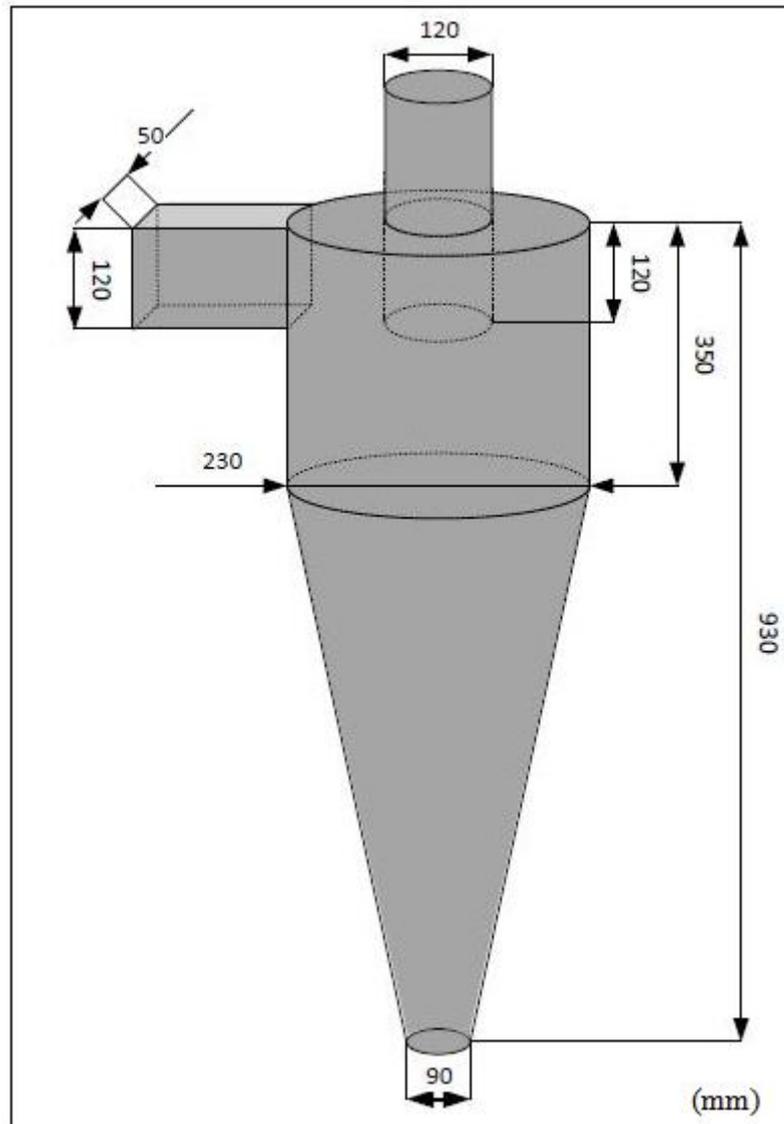
### 3.1.1 Ciclone

Apesar das inúmeras categorias de ciclones existentes, como já demonstradas na Tabela 2.1, o separador ciclônico utilizado na realização dos testes experimentais é classificado como ciclone de entrada tangencial e fluxo reverso e suas configurações geométricas foram estabelecidas por Stairmand (1951), por este ser classificado como ciclone de “Alta Eficiência” e por atender o objetivo proposto desta pesquisa, o qual é o de coletar particulados mais finos de correntes gasosas com vazões relativamente baixas.

A definição do modelo Stairmand (1959) foi efetuada previamente mediante um estudo acerca de três configurações distintas de ciclones: Stairmand; Lapple e Swift, realizado pelos discentes de graduação de Engenharia Química/UFSCar (NETO *et. al*, 2011). A partir desta investigação, concluiu-se que a configuração proposta por Stairmand (1951), apesar de esta ter atingido uma eficiência mais baixa em relação aos outros dois modelos investigados,

este apresentou uma perda de carga bem menor, compensando assim a escolha desta configuração. O separador ciclônico utilizado está apresentado na Figura 3.2.

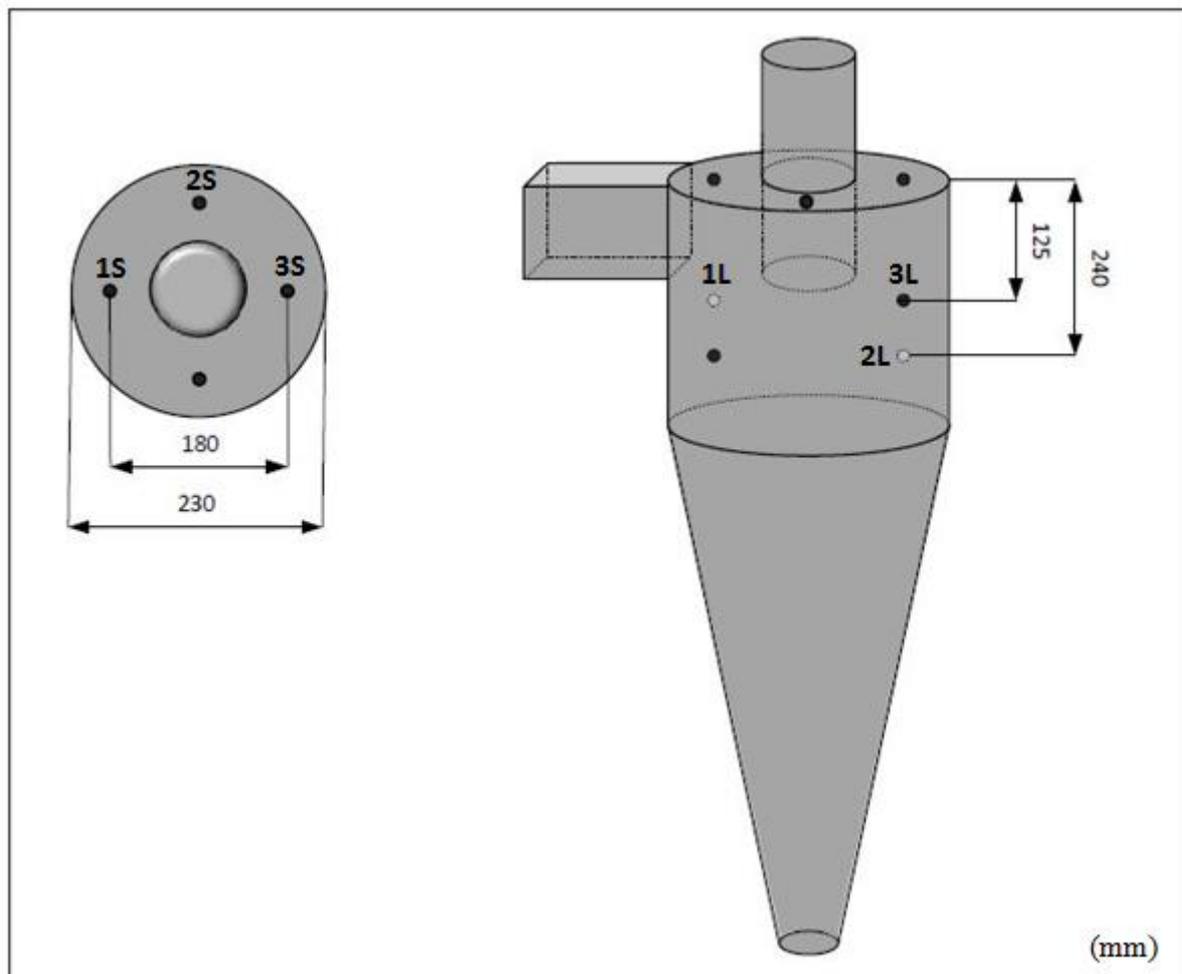
**Figura 3.2 - Ilustração do ciclone experimental com suas dimensões.**



**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Com o propósito de adicionar um mecanismo a mais de coleta de material de particulado no interior do ciclone e aumentar, conseqüentemente, a sua eficiência, foram acoplados, na parede superior (configuração S) e no corpo cilíndrico (configuração L) do equipamento, oito bocais pulverizadores de água. A disposição desses bocais no ciclone está demonstrada na Figura 3.3.

Figura 3.3 - Disposição dos bocais pulverizadores de água no ciclone.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

O arranjo dos oito bocais no ciclone foi elaborado de modo que toda a corrente gasosa contida na parte cilíndrica do equipamento permanecesse em contato com a água pulverizada. Entretanto, visando minimizar o consumo de água, priorizou-se em utilizar o bocal denominado por 1S na maior parte dos experimentos, por este estar localizado mais próximo à entrada de gás do ciclone. A escolha desta posição foi baseada no estudo de Krames e Büttner (1994), os quais conseguiram atingir eficiências de separação elevadas utilizando um bocal atomizador também posicionado na entrada de gás do equipamento. No entanto, destaca-se que a posição e a orientação específicas do atomizador no estudo de Krames e Büttner (1994) diferem do posicionamento empregado no presente trabalho. Ademais, para os testes experimentais que objetivavam avaliar a influência do posicionamento dos bocais sobre a eficiência de coleta, também investigou-se, separadamente, os pulverizadores com configurações 2S, 3S, 1L, 2L e 3L, ilustrados na Figura 3.3. Por fim, para verificar o efeito do aumento da razão L/G no desempenho do

ciclone úmido, fez-se o uso, de forma combinado, das configurações que apresentaram maiores eficiências de coleta.

### **3.1.2 Material Particulado**

O material particulado utilizado nos experimentos foi a cinza oriunda da queima do bagaço de cana-de-açúcar, a qual foi proveniente da seção de descarte inferior de cinzas da caldeira de biomassa da Usina Bunge – Guariroba, localizada na cidade de Pontes Gestal (SP).

Como a técnica de limpeza de fuligem empregada na indústria em questão é a rota úmida, logo as cinzas recebidas estavam, previamente, umidificadas. Com isso, fez-se necessário, em um primeiro momento, deixá-las por um período de 48 horas em uma estufa da QUIMIS, a uma temperatura de 100°C, para promover a secagem das mesmas. Depois, realizou-se uma análise granulométrica do particulado no medidor de tamanho de partículas Malvern Mastersizer MicroPlus, com o qual é possível analisar partículas com amplas faixas de tamanhos (0,05 – 555,71  $\mu\text{m}$ ), e com isso determinou-se que o diâmetro volumétrico mediano da cinza bruta obtida não era aplicável ao trabalho, uma vez que este está focado em verificar a eficiência do ciclone úmido na coleta de material particulado com diâmetros mais finos. Logo, fez-se necessário reduzir o tamanho médio das cinzas.

O processo de diminuição do diâmetro volumétrico das partículas foi efetuado em um moinho rotativo de bolas (modelo DF51-322-051- Moeller) por um período de 4 horas. Após este tempo, foram coletadas três amostras de cinzas em locais distintos para realizar uma nova análise de distribuição granulométrica através do Malvern Mastersizer MicroPlus e o material particulado apresentou um diâmetro volumétrico mediano que foi considerado apropriado para o estudo em questão. Além deste método, também foi empregado o APS – Aerodynamic Particle Sizer ® para aferir a distribuição granulométrica das cinzas.

Por fim, também foi realizada a aferição da densidade das partículas através do picnômetro de gás Hélio Micromeritics da série AccuPyc 1330.

### **3.1.3 Sistema de Alimentação da Corrente Gasosa**

A alimentação da corrente gasosa no sistema, a qual era constituída por ar atmosférico, foi executada por um soprador modelo CRE05-WEG com 60 Hz de frequência e

5,5 kW de potência. O duto principal ao qual este equipamento estava conectado era composto por aço galvanizado e possuía um diâmetro nominal de 3”.

A vazão de ar alimentada no sistema era aferida através de uma placa de orifício interligada a um manômetro de mercúrio em U. Por meio de uma válvula de escape, foi possível controlar a quantidade de ar fornecida pelo soprador. Quando a válvula estava totalmente fechada, o soprador atuava em sua capacidade máxima proporcionando uma vazão de 4,67 m<sup>3</sup>/min. Em contrapartida, quando esta estava totalmente aberta, a vazão fornecida pelo soprador era mínima e seu valor era de 1,47 m<sup>3</sup>/min.

A variabilidade de vazões permitidas pelo soprador possibilitou certa flexibilidade com relação à faixa de velocidade a ser empregada nos procedimentos experimentais. Sendo assim, foram estabelecidas três vazões distintas para serem utilizadas nos testes a fim de se averiguar a influência da variável “velocidade de entrada do gás no ciclone” sobre o desempenho do ciclone nos modos seco e úmido. Essas vazões foram nomeadas de acordo com a Tabela 3.1 e seus valores estão especificados na Tabela 4.2 da seção 4.1.2 contida no capítulo dos Resultados.

**Tabela 3.1 - Denominação das vazões de operação.**

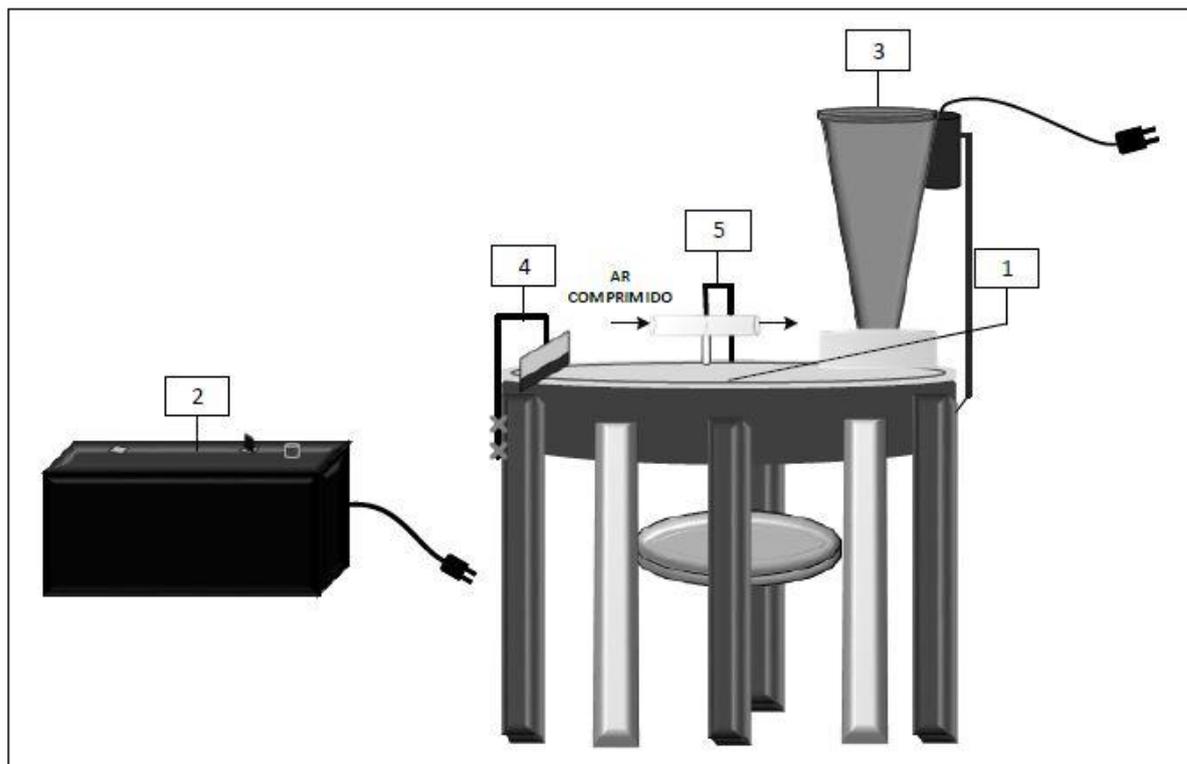
<b>Denominação</b>	<b>Capacidade</b>
Capacidade de vazão 1	Máxima
Capacidade de vazão 2	Média
Capacidade de vazão 3	Mínima

**Fonte: Acervo pessoal (2018).**

### **3.1.4 Sistema de Alimentação de Material Particulado**

A alimentação de material particulado foi efetuada com o auxílio de um sistema de prato giratório e ar comprimido. A Figura 3.4 apresenta, com maior detalhamento, o esquema de prato giratório utilizado neste trabalho, o qual consistia de um prato em aço inox, modelo MR51 060.90 – Diacti, com 272 mm de diâmetro (1) acoplado a um variador de velocidade (2), modelo D0510/65 – Varired, o qual permitia que o prato girasse em torno de um eixo central com diferentes velocidades de rotação.

Figura 3.4 - Esquema de prato giratório.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Através de um cone de alimentação de pó (3) fixado sobre o prato giratório, o material particulado era introduzido no sistema e escoava por toda a sua extensão, preenchendo um sulco semicircular com profundidade de 3 mm, o qual estava disposto de forma circular na superfície do prato a uma distância de 117,5 mm do eixo central. Com o propósito de nivelar o pó no interior do sulco homogeneamente, utilizou-se um nivelador (4) conectado ao aparato. Além disso, para manter o pó descompactado durante o seu abastecimento neste sistema, fez-se o uso de um vibrador elétrico adaptado ao cone de alimentação.

Finalmente, para arrastar o material particulado até o duto de entrada, empregou-se um sugador do tipo Venturi alimentado por ar comprimido a 35 kgf/pol<sup>2</sup> e mangueiras para interligar o duto de ar comprimido ao sugador de Venturi e este ao duto de entrada. Dessa forma, conforme o ar comprimido escoava no interior deste dispositivo, criava-se uma zona de baixa pressão no tubo de sucção, o qual sugava permanentemente o pó contido no sulco à medida que o prato girava.

### 3.1.5 Sistema de Amostragem Isocinética de Material Particulado

A quantificação do material particulado que fluía na corrente gasosa foi realizada por meio da amostragem isocinética nos dutos de entrada (1) e de saída (2) do ciclone, tal como pode ser visualizado na Figura 3.5, a fim de se obter a eficiência global de separação do ciclone.

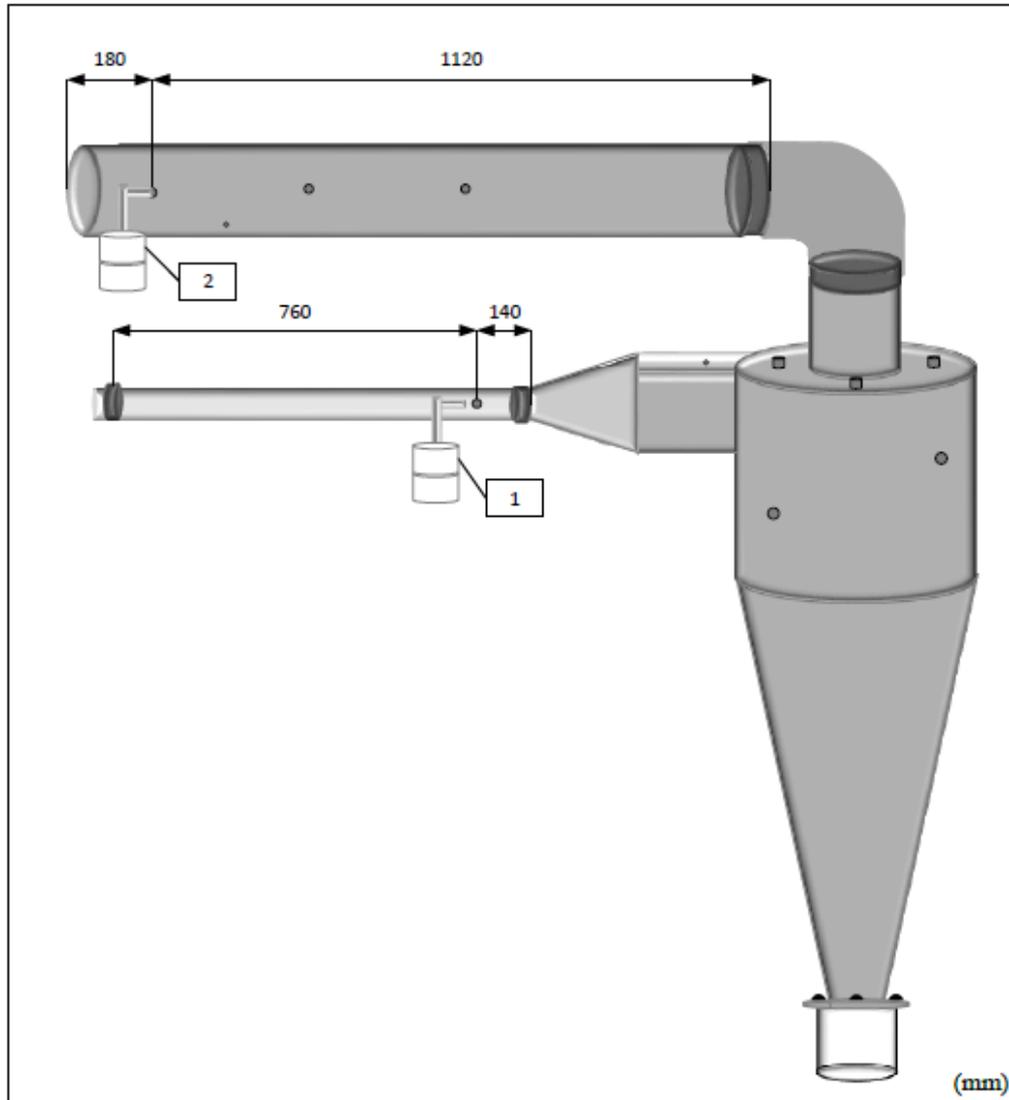
O método da amostragem isocinética consiste em reter materiais particulados de uma corrente gasosa por meio de uma sonda e é realizada em condições tais que o fluxo de gás no bocal da sonda tenha a mesma velocidade que a vazão de gás que se pretende analisar (NBR 12019, 1990), a fim de se garantir a representatividade da concentração e do tamanho de partículas dispersas no fluxo gasoso (COSTA, 2002).

Além disso, a norma NBR 10701 estabelece que a seção transversal selecionada para a realização da amostragem deve estar localizada em um trecho reto, a uma distância de pelo menos oito diâmetros a jusante e dois diâmetros a montante de duas singularidades. Sendo assim, o ponto de amostragem 1 (entrada) estava de acordo com a norma NBR 10701, isto é, atendia o limite mínimo de oito diâmetros a jusante e dois diâmetros a montante de duas singularidades. Já o ponto selecionado para a realização da amostragem de saída (ponto 2 da Figura 3.5) não cumpria a distância mínima de dois diâmetros até o final da tubulação, contudo este foi selecionado após a verificação dos perfis de velocidade, os quais serão detalhados nas seções 3.2.3 e 4.1.3.

O sistema de amostragem isocinética empregado neste trabalho era composto por duas bombas de sucção: uma bomba GAST modelo 0523- V542AQ conectada ao duto de entrada, e outra modelo uma modelo 5KH35HNA522X – GE Motors ao duto de saída; dois rotômetros de ar: um da marca Gilmont (de 0 a 40 NL/min) utilizado na amostragem de entrada e outro da AppliTech (de 30 a 300 Ncm<sup>3</sup>/s) para a amostragem de saída; duas sondas de amostragem para os dutos de entrada e de saída, membranas coletoras de partículas de acetato de celulose e dois suportes para as membrana coletoras.

As sondas de amostragem isocinética utilizadas nos experimentos consistiam em tubos metálicos de aço inox em forma de L e foram confeccionadas de modo que seus bocais possuíssem paredes extremamente finas com o intuito de minimizar o impacto das partículas nas suas superfícies durante as amostragens.

**Figura 3.5 – Pontos de amostragem isocinética no duto de entrada (1) e de saída (2) do ciclone.**



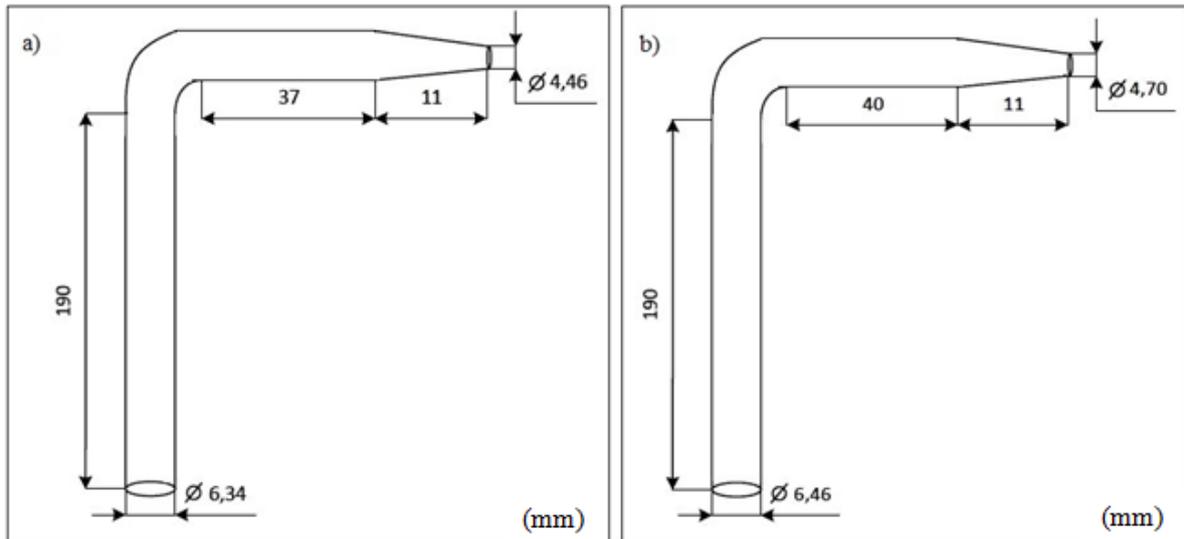
**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Salienta-se que as áreas dos bocais das sondas não ocuparam mais que 10% das áreas internas dos dutos nos quais estas foram inseridas, conforme citado por Costa (1998). As sondas de entrada e de saída bem como as suas dimensões em mm estão demonstradas na Figura 3.6.

As membranas empregadas para realizar a coleta de material particulado possuíam 47 mm de diâmetro e 0,8  $\mu\text{m}$  de porosidade. Antes de serem utilizadas, as mesmas eram deixadas por 24 horas na estufa a 60°C - modelo LTR-583/05 (Nova Ética). Posteriormente, elas eram deixadas por mais 12 horas no mesmo local onde se encontrava a balança, na qual essas membranas teriam suas massas medidas. Antes de aferir a massa das membranas coletoras, estas passavam por um processo de eliminação de cargas eletrostáticas em um

eliminador de cargas PRX U SET Small – Haug e, por fim, suas massas iniciais eram aferidas em uma balança analítica de sete casas de precisão modelo SNR 1128191483 – Mettler Toledo. Este mesmo procedimento era efetuado após a utilização dessas membranas com o propósito de se realizar a aferição da massa de material particulado retido nas mesmas.

**Figura 3.6 - Dimensões das sondas isocinéticas de entrada (a) e de saída (b).**



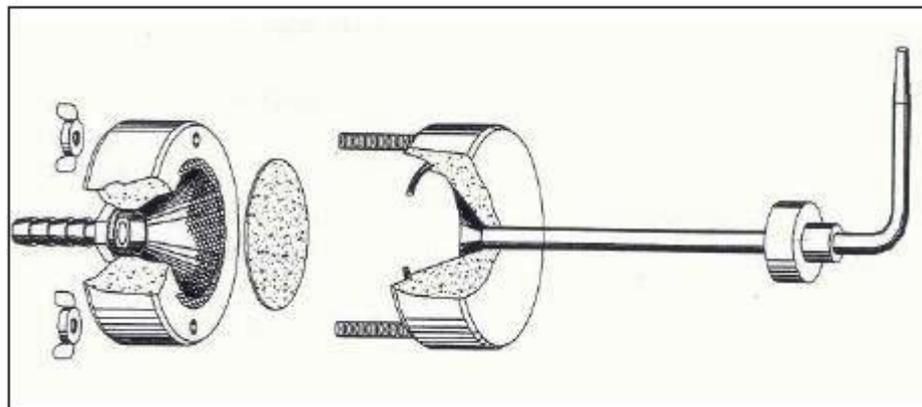
Fonte: Acervo pessoal (2017).

Sendo assim, através de pequenos orifícios localizados nos dutos de entrada e de saída, como demonstrado pela Figura 3.5, as sondas isocinéticas foram introduzidas até o centro destes dutos, de modo que os bocais das mesmas ficassem posicionados no sentido contrário à corrente gasosa. Para que não houvesse escape de ar e de partículas, fez-se a utilização de rolhas de borracha para a vedação.

A saída de cada sonda foi conectada a um suporte para membranas coletoras, esquematizado na Figura 3.7, para onde as partículas eram arrastadas e coletadas. A parte interna deste coletor era cônica a fim de produzir uma melhor distribuição do pó na membrana, possuía uma vedação de plástico para evitar qualquer perda da amostra e uma tela metálica com o intuito de impedir o deslocamento da membrana e suportá-la de maneira adequada.

Finalmente, utilizando mangueiras de silicone, os suportes coletores foram acoplados à base de seus respectivos rotâmetros e as partes superiores destes últimos foram interligadas às bombas de sucção. Dessa forma, foi possível realizar a amostragem isocinética na entrada e na saída de topo do ciclone simultaneamente.

**Figura 3.7 - Suporte coletor da amostragem isocinética.**



Fonte: Costa (2002).

### **3.1.6 Sistema de Amostragem de Material Particulado por meio do Aerodynamic Particle Sizer®**

Com o propósito de determinar a curva de eficiência de coleta fracionária do ciclone experimental, empregou-se o espectrômetro Aerodynamic Particle Sizer® - APS da marca TSI (Modelo 3321) para obter a distribuição granulométrica das partículas sólidas que entram com a corrente gasosa e das que permanecem no gás de saída.

O APS consiste de um instrumento que mede partículas de tamanhos variados e dentro da faixa de 0,5 a 20  $\mu\text{m}$ , por meio da utilização da técnica denominada por “*time-of-flight*”, a qual é capaz de medir o diâmetro aerodinâmico em tempo real. Para tal, esse equipamento acelera o fluxo contendo a amostra a ser analisada através de um orifício e, como o diâmetro aerodinâmico de uma partícula é responsável por determinar sua taxa de aceleração, logo as partículas de maiores tamanhos irão ter uma menor aceleração devido a sua inércia. Após as partículas deixarem o bocal, elas passam através de dois feixes de laser parcialmente sobrepostos na área de detecção, provocando a dispersão da luz. Na medida que as partículas vão ocasionando a dispersão da luz, há um espelho elíptico situado a 90° em relação ao eixo de feixe de laser, o qual vai coletando a luz dispersa e focando-a sobre um fotodetector (APD). Assim, o fotodetector converte os pulsos de luminosidade em pulsos elétricos. Os dados gerados pelo APS podem ser lidos em um computador por meio do software Aerosol Instrument Manager®.

Como o APS é um equipamento sensível a determinados fatores externos como temperatura, umidade e concentração de particulado, as condições de operação obedeceram, rigorosamente, as recomendações do manual de operação: a temperatura e a umidade relativa

do ar foram controladas para que seus valores estivessem, continuamente, dentro da faixa limite de 10 - 40°C e 10 – 90% RH, respectivamente. Além disso, como a concentração de material particulado do sistema experimental desse estudo era alta em comparação com outras áreas de interesses onde o APS pode ser empregado, fez-se necessário diluir a amostra com o Aerosol Diluter – TSI 3302A na ordem de 100 vezes, bem como a presença contínua do técnico do Laboratório de Controle Ambiental do DEQ/UFSCar durante a corrida das amostras.

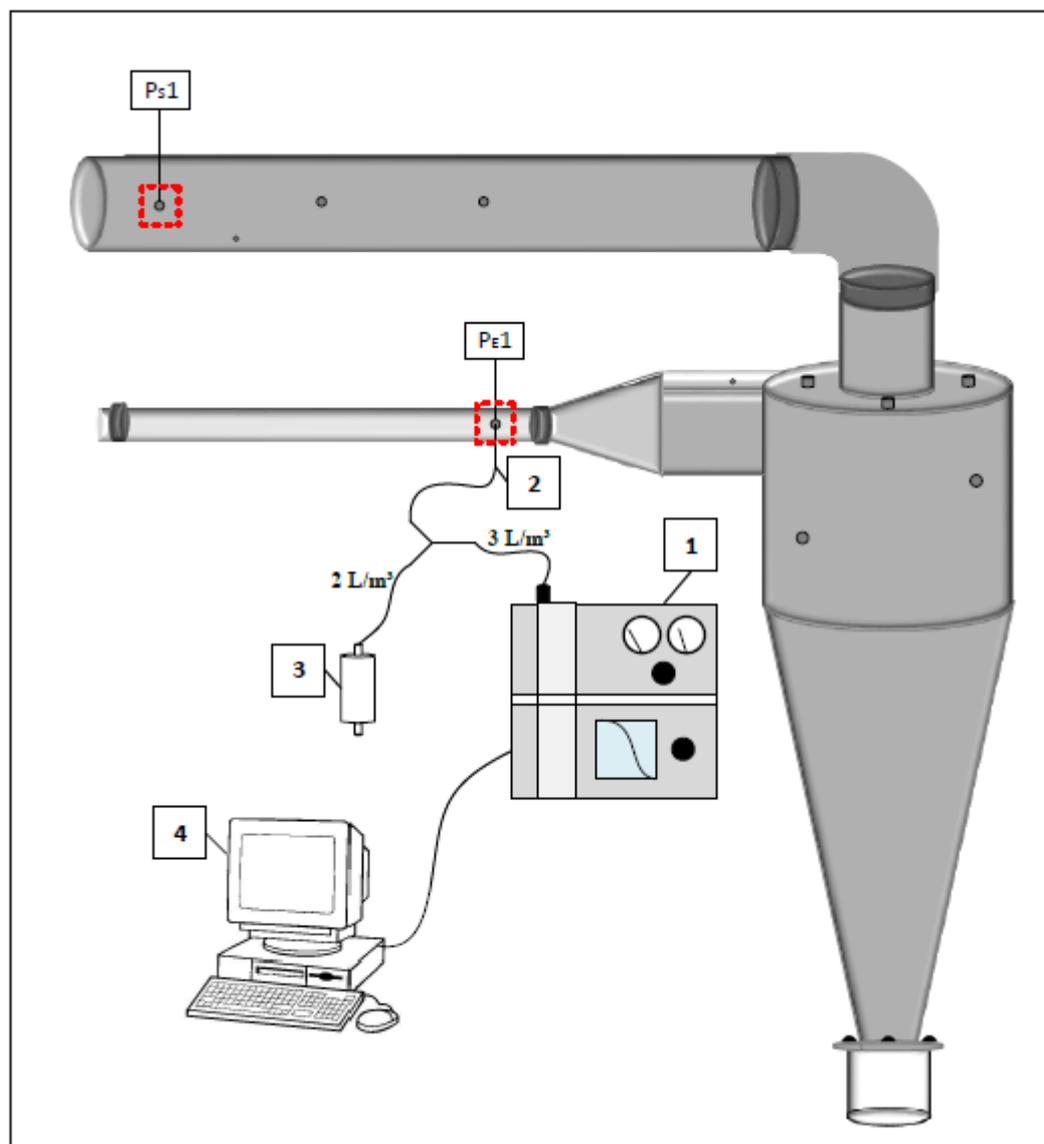
O esquema do aparato experimental utilizado para realizar as medidas com o APS está demonstrado na Figura 3.8, na qual o APS e o Diluter Aerosol ® (1) foram acoplados e conectados aos pontos de amostragem ( $P_E$  – entrada e  $P_{S1}$  – saída) e as amostras foram realizadas separadamente. Para promover ainda mais a diluição da corrente gasosa, dividiu-se o fluxo com um tubo em V, o qual estava conectado a uma sonda de amostragem isocinética (2) em uma das extremidades, que promovia a coleta de material particulado no interior dos dutos; e a uma cápsula filtrante HEPA - High Efficiency Particulate Arrestance (3) da German Sciences no outro extremo. Por fim, para efetuar a coleta dos dados gerados, o APS foi conectado a um computador de aquisição de dados (4).

A capacidade total da bomba de sucção do APS era de 5,0 L/min. Todavia, ao promover a divisão do fluxo com o tubo em V, a vazão de sucção utilizada nas amostragens pelo APS foi reduzida para 3,0 L/min, sendo que o restante da vazão de sucção (2,0 L/min) permaneceu na cápsula filtrante HEPA. Dessa maneira, foi necessário confeccionar sondas com diferentes dimensões de bocais para que as amostras fossem também realizadas isocineticamente.

Apesar de não estar atendendo a norma NBR 12019 (1990), a qual estabelece que o tempo de coleta mínimo para realizar uma amostra seja de dois minutos, o período de cada amostragem com o APS teve duração de apenas 30 segundos a fim de não sobrecarregar o equipamento devido a sua alta sensibilidade a altas concentrações de sólidos. No entanto, cinco segundos antes de começar cada amostragem, a bomba acoplada ao APS foi deixada em funcionamento juntamente com todo sistema experimental em operação e, ao iniciá-lo, o tempo de resposta para APS promover a leitura de distribuição das partículas foi de apenas dois segundos.

Salienta-se que, ao final de cada amostra, injetou-se ar comprimido na mangueira de sucção de particulados para efetuar a limpeza de sólidos remanescentes das amostragens anteriores.

Figura 3.8 - Esquema de Amostragem de Material Particulado com o APS.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

A Tabela 3.2 exibe os diâmetros dos bocais das sondas utilizados para efetuar as amostragens nessa nova condição.

Tabela 3.2 - Diâmetros dos bocais das sondas isocinéticas utilizadas nas amostragens com o APS.

Capacidade de vazão	Diâmetro (mm)	
	Duto de entrada	Duto de saída
1	1,4	2,5
2	1,4	3,0
3	2,0	3,0

Fonte: Acervo pessoal (2017).

### 3.1.7 Sistema de Alimentação de Água

Para efetuar a injeção de água nos bocais do ciclone, fez-se o uso de uma bomba de deslocamento positivo da marca Johnson Screens, modelo WHT24F; bocais atomizadores da Magnojet; um rotâmetro de água Digiflow (de 0 a 4,5 L/min); um tanque reservatório de água com capacidade nominal de 100 L e mangueiras utilizadas no transporte da água para cada pulverizador. Cada mangueira continha uma válvula de controle de vazão, permitindo que se variasse a quantidade de bocais empregada nos testes experimentais.

Os dois modelos de bocais atomizadores utilizados neste trabalho estão classificados dentro da categoria de atomizadores por pressão, do tipo *pressure swirl*, sendo que um modelo (MGA 90° - 01) produzia gotas atomizadas na forma de cone oco e o outro (MAG CH - 2) na forma de cone cheio. Ambos foram selecionados a partir de um estudo de caracterização do tamanho de gotas realizado em diversos tipos de atomizadores, o qual está demonstrado na Seção 3.2.6.

A vazão de água injetada no ciclone foi aferida para os dois tipos de bocais com a finalidade de se efetuar a calibração do rotâmetro. Para isso, primeiramente, mediu-se a massa de um recipiente de coleta vazio ( $m_{r1}$ ) em uma balança da marca Marte, modelo AM 5500. Em seguida, coletou-se uma determinada quantidade de água em um tempo fixo ( $\Delta t_c$ ) - medido com o auxílio de um cronômetro - e, após isso, aferiu-se novamente a massa do recipiente de coleta mais a água contida nele ( $m_{r2}$ ) e também a temperatura da mesma. Assim, foi possível obter a vazão mássica de água injetada no ciclone ( $\dot{m}_L$ ), utilizando-se a Equação 3.1.

$$\dot{m}_L = \frac{\Delta m_r}{\Delta t_c} = \frac{m_{r2} - m_{r1}}{\Delta t_c} \quad (3.1)$$

Com  $\dot{m}_L$  dado em [kg/s];  $m_{r1}$  e  $m_{r2}$  em [kg] e  $\Delta t_c$  em [s].

Com os valores de vazão mássica da água, determinou-se a sua vazão volumétrica a partir da Equação 3.2.

$$Q_L = \dot{m}_L / \rho_L \quad (3.2)$$

Em que  $Q_L$  refere-se à vazão volumétrica de água injetada no ciclone em [m<sup>3</sup>/s].

Para calcular a densidade da água ( $\rho_L$ ), fez-se o uso da Equação 3.3, a qual foi obtida realizando-se um ajuste polinomial de terceira ordem ( $R^2 = 0,999$ ) nos valores de densidade da água em função da temperatura a uma pressão de 1 atm (APÊNDICE G).

$$\rho_L = 2.10^{-4}T_L^3 - 1,83.10^{-2}T_L^2 + 2,75.10^{-1}T_L + 998,38 \quad (3.3)$$

Na qual  $\rho_L$  corresponde à densidade da água em  $[\text{kg/m}^3]$  e  $T_L$  à temperatura da água em  $[\text{°C}]$  com valores dentro da faixa de 15 a 26  $\text{°C}$ .

## 3.2 Metodologia Experimental

Uma vez descrito todo o sistema experimental na Seção 3.1., serão detalhadas toda a metodologia experimental e a sequência de cálculo aplicadas em cada etapa dos experimentos a fim de fornecer um melhor entendimento dos procedimentos utilizados neste trabalho.

### 3.2.1 Vazão da Corrente Gasosa

Com o propósito de especificar as vazões da corrente gasosa que seriam empregadas nos experimentos, foram avaliados diferentes valores de vazões dentro da faixa permitida pelo soprador. Sendo assim, alterando a abertura da válvula de escape de ar, foi possível definir três capacidades distintas de fluxo de ar para o soprador e suas vazões foram aferidas por meio da placa de orifício conectada ao manômetro de mercúrio em U, no qual foi permitida a leitura da queda de pressão para cada capacidade de operação.

Com isso, por meio da equação de calibração da placa de orifício utilizada neste trabalho, expressa pela Equação 3.4., determinou-se a vazão de gás para cada uma das capacidades definidas.

$$Q_g = \frac{0,35}{60} (\Delta h)^{0,5} \quad (3.4)$$

Sendo:  $Q_g$ : vazão da corrente gasosa em  $[\text{m}^3/\text{s}]$ ;

$\Delta h$ : variação da altura da coluna manométrica em  $[\text{cmH}_2\text{O}]$ .

Todavia, a vazão fornecida pelo soprador não correspondia ao fluxo total de ar que estava sendo alimentado no ciclone, uma vez que, no duto de entrada, estava conectada a

mangueira que introduzia no sistema o material particulado proveniente do prato giratório mais uma determinada quantidade do ar comprimido empregada para arrastar o pó. Esta quantidade de ar não estava sendo aferida, pois a sua injeção no aparato experimental estava localizada após a placa de orifício.

Sendo assim, conectou-se a mangueira oriunda diretamente do duto de ar comprimido em um orifício posicionado no duto principal, antes da placa de orifício. Desse modo, a aferição do fluxo total de ar que estava sendo alimentado no sistema foi possível.

### 3.2.2 Velocidade da Corrente Gasosa

A partir dos valores das vazões de ar obtidas por meio da Equação 3.4., foi possível calcular a velocidade da corrente gasosa nos dutos de entrada ( $v_{de}$ ) e de saída ( $v_{ds}$ ), bem como a velocidade de entrada de gás no ciclone ( $v_i$ ), esta já descrita pela Equação 2.9.

Dessa maneira, fazendo-se o uso da Equação 3.5, determinou-se a velocidade da corrente gasosa nos dutos de entrada e de saída.

$$v_{de/ds} = \frac{4Q_g}{\pi D_{de/ds}^2} \quad (3.5)$$

Em que  $v_{de/ds}$  corresponde à velocidade do ar nos dutos em [m/s] e  $D_{de/ds}$  aos diâmetros internos dos dutos de entrada e saída em [m].

As especificações dos diâmetros internos dos dutos de entrada e de saída estão demonstradas na Tabela 3.3.

**Tabela 3.3 – Diâmetros internos dos dutos de entrada e de saída.**

<b>Duto</b>	<b>Diâmetro interno (m)</b>
Entrada ( $D_{de}$ )	0,053
Saída ( $D_{ds}$ )	0,107

**Fonte: Acervo Pessoal (2017)**

Para caracterizar o regime de escoamento ao qual o fluido estava sujeito, calculou-se o número de Reynolds na entrada e na saída utilizando-se a Equação 3.6.

$$Re_{de/ds} = \frac{\rho_{ar} v_{de/ds} D_{de/ds}}{\mu_{ar}} \quad (3.6)$$

Sendo que  $\rho_{ar}$  e  $\mu_{ar}$  correspondem à massa específica e à viscosidade da corrente gasosa em  $[\text{kg}/\text{m}^3]$  e  $[\text{Pa}\cdot\text{s}]$ , respectivamente.

O perfil de escoamento de um fluido poderá ser laminar ou turbulento, dependendo do valor do adimensional de Reynolds, sendo que na maioria dos escoamentos de interesse técnico em tubos, dutos e canais, prevalece o regime turbulento. O valor do número de Reynolds que sinaliza a transição entre o regime laminar e turbulento em dutos é:

- $Re < 2300 \rightarrow$  regime laminar;
- $Re > 2300 \rightarrow$  regime turbulento.

### 3.2.3 Perfis de Velocidade

O regime turbulento é caracterizado pela mistura intensa do fluido no interior dos dutos em decorrência dos turbilhões e dos redemoinhos formados desordenadamente na massa do fluido. Além disso, no escoamento turbulento, como as forças inerciais prevalecem em virtude da elevada velocidade e/ou densidade do fluido, a ocorrência de distúrbios no meio pode originar um movimento caótico no fluido (GOMIDE, 1980). Sendo assim, a caracterização dos perfis de velocidade nos dutos de entrada e de saída se fez necessária por duas razões:

- *Amostragem isocinética:* para efetuar uma amostragem isocinética representativa de uma corrente gasosa com material particulado em dutos fechados, deve-se verificar se o fluxo de gás está uniforme. Uma vez que o perfil de velocidade do gás se encontra estável, a uniformidade da concentração e do tamanho de partículas é assegurada e, dessa forma, a amostragem pode representar o duto como um todo (COSTA, 1998).
- *Aferição da queda de pressão no ciclone:* a medição da queda de pressão do ciclone é realizada nos seus dutos de entrada e de saída. No duto de entrada, como o fluxo de gás está estável, a pressão estática é distribuída de maneira uniforme. Contudo, no duto de saída, a leitura deste parâmetro é dificultada pela presença de vórtices (HOFFMANN *et al.*, 1992). Assim, determinou-se o perfil de velocidade ao longo do duto de saída a fim de se realizar a aferição da pressão estática em um local onde o fluxo da corrente gasosa estivesse estabilizado.

A determinação do perfil de velocidade foi realizada em um ponto no duto de entrada ( $P_{E1}$ ) e em três pontos no duto de saída ( $P_{S1}$ ,  $P_{S2}$  e  $P_{S3}$ ) para analisar o comportamento do regime de escoamento da corrente gasosa ao longo do duto de saída após a sua passagem pelo ciclone, conforme ilustrado na Figura 3.9.

Dessa maneira, utilizando um tubo de Pitot acoplado a um manômetro digital da marca KIMO MP 200, aferiu-se a velocidade em nove posições igualmente espaçadas ao longo do diâmetro interno de cada duto, considerando que, nas paredes, a velocidade do fluido era nula. Esse procedimento foi executado para as três capacidades de operação do soprador utilizadas na realização dos testes experimentais.

Para configurar o manômetro digital nas condições de operação, foi preciso medir a temperatura da corrente gasosa. Para isto, utilizou-se um termômetro digital modelo SALTERM SK -5 (SALCAS).

A partir da caracterização do perfil de escoamento do fluido, foi possível calcular a velocidade do fluido nos dutos de entrada e de saída por meio de correlações empíricas a fim de verificar se os valores determinados experimentalmente de  $v_{de}$  e  $v_{ds}$  se comportaram de maneira prevista pela literatura (Equações 3.7 e 3.8).

Para regimes turbulentos, o perfil de escoamento é dado pela Lei da Potência (GOMIDE, 1980):

$$\frac{\bar{v}}{v_{m\acute{a}x}} = \left(\frac{y}{r_0}\right)^{1/x} \quad (3.7)$$

Em que:

$\bar{v}$  e  $v_{m\acute{a}x}$  denotam as velocidades média e máxima, respectivamente, em [m/s];

$y$  corresponde à distância a partir da parede do duto em [m];

$r_0$  é o raio da tubulação em [m];

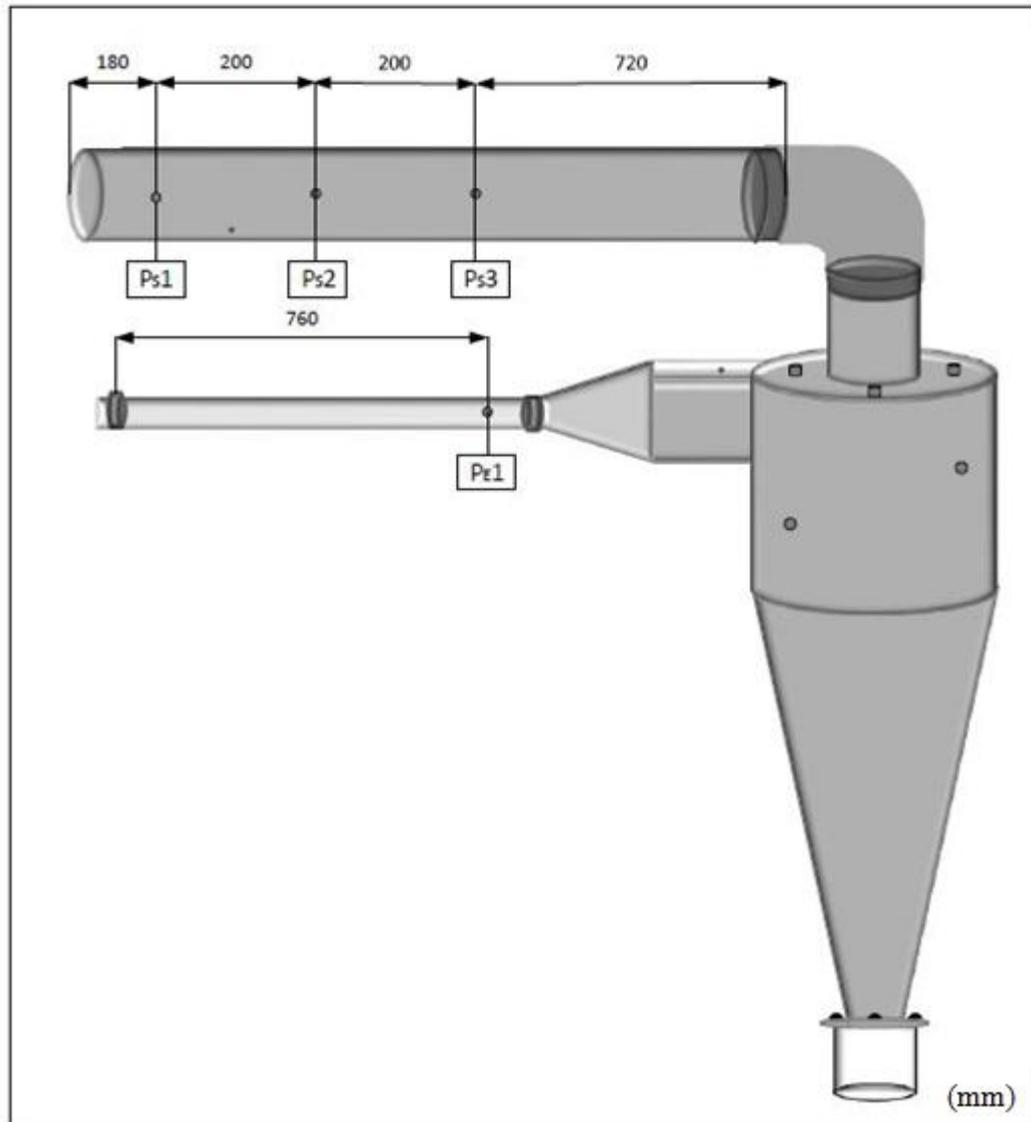
$x$  é um expoente adimensional dependente do número de Reynolds, o qual varia de 5 a 10.

Comumente, se utiliza  $x = 7$ , para tubos lisos, conhecida como a Lei da Potência 1/7 de Prandtl.

Dessa forma, a velocidade média ( $\bar{v}$ ) é dada por:

$$\bar{v} = \frac{\int_0^{r_0} \bar{v}(r) 2\pi r dr}{\pi r_0^2} = \frac{2x^2}{(x+1)(2x+1)} v_{m\acute{a}x} \quad (3.8)$$

**Figura 3.9 - Pontos onde foram determinados os perfis de velocidade.**



Fonte: Acervo pessoal (2017).

### 3.2.4 Vazão Mássica de Material Particulado

Primeiramente, com o propósito de quantificar a vazão mássica de material particulado alimentada no duto de entrada do aparato experimental, preencheu-se, de maneira homogênea, todo o sulco semicircular contido no prato giratório com uma porção das cinzas utilizadas neste trabalho. Em seguida, esta quantidade foi transferida para um recipiente, com o auxílio de uma espátula, para que a sua massa pudesse ser medida em uma balança digital da marca MICRONAL B1600.

Após medir a massa de material particulado necessária para preencher completamente o sulco do prato giratório, aferiu-se o tempo necessário para que o prato

realizasse uma rotação, com o auxílio de um cronômetro digital, em quatro capacidades de velocidade de rotação distintas: 60, 70, 80 e 90%.

Com isso, fazendo-se o uso da Equação 3.9, foi possível determinar a vazão mássica de material fornecida pelo prato giratório nas quatro velocidades de rotação.

$$\dot{m}_p = \frac{m_p}{T_{rot}} \quad (3.9)$$

Sendo  $\dot{m}_p$  a vazão mássica de particulado em [kg/s];  $m_p$  a massa de particulado necessária para preencher totalmente o sulco semicircular do prato giratório em [kg] e  $T_{rot}$  o período de revolução do prato giratório em [s].

Por fim, empregou-se a Equação 3.10 para calcular a concentração de particulados na corrente gasosa de entrada, a qual dependia da vazão mássica utilizada no sistema e da vazão da corrente gasosa  $\dot{m}_p$  e da vazão volumétrica do gás ( $Q_g$ ).

$$[m_p] = \frac{\dot{m}_p}{Q_g} \quad (3.10)$$

Em que  $[m_p]$  é dada em [kg/m<sup>3</sup>].

Destaca-se que essa metodologia experimental foi efetuada em triplicata.

### 3.2.5 Razão L/G

Como a razão L/G é um dos parâmetros mais relevantes no projeto de lavadores de gases, logo este foi considerado nos testes e nas análises experimentais realizadas com o ciclone operando a úmido. A determinação da razão L/G em [L/m<sup>3</sup>] se deu fazendo-se o uso da Equação 3.11.

$$L/G = \frac{10^3 Q_L}{Q_g} \quad (3.11)$$

### 3.2.6 Caracterização dos Bocais Pulverizadores de Água

A etapa de caracterização de uma série de bocais pulverizadores foi efetuada com o objetivo de selecionar o atomizador que apresentasse uma maior flexibilidade na operação e, ao mesmo tempo, uma distribuição de gotas mais uniforme.

O conjunto de pulverizadores testados pertencia à categoria de pulverizadores por pressão, pois os mesmos apresentam uma baixa complexidade de funcionamento face aos demais tipos de pulverizadores, isto é, não consomem energia elétrica e ar comprimido, e podem ser empregados em uma gama de aplicações industriais, inclusive na coleta de materiais particulados – foco principal do presente trabalho.

Os bocais pulverizadores utilizados nos ensaios experimentais de caracterização pertenciam à marca Magnojet e podem ser classificados nas categorias demonstradas pela Tabela 3.4.

**Tabela 3.4 - Parâmetros dos bocais pulverizadores caracterizados.**

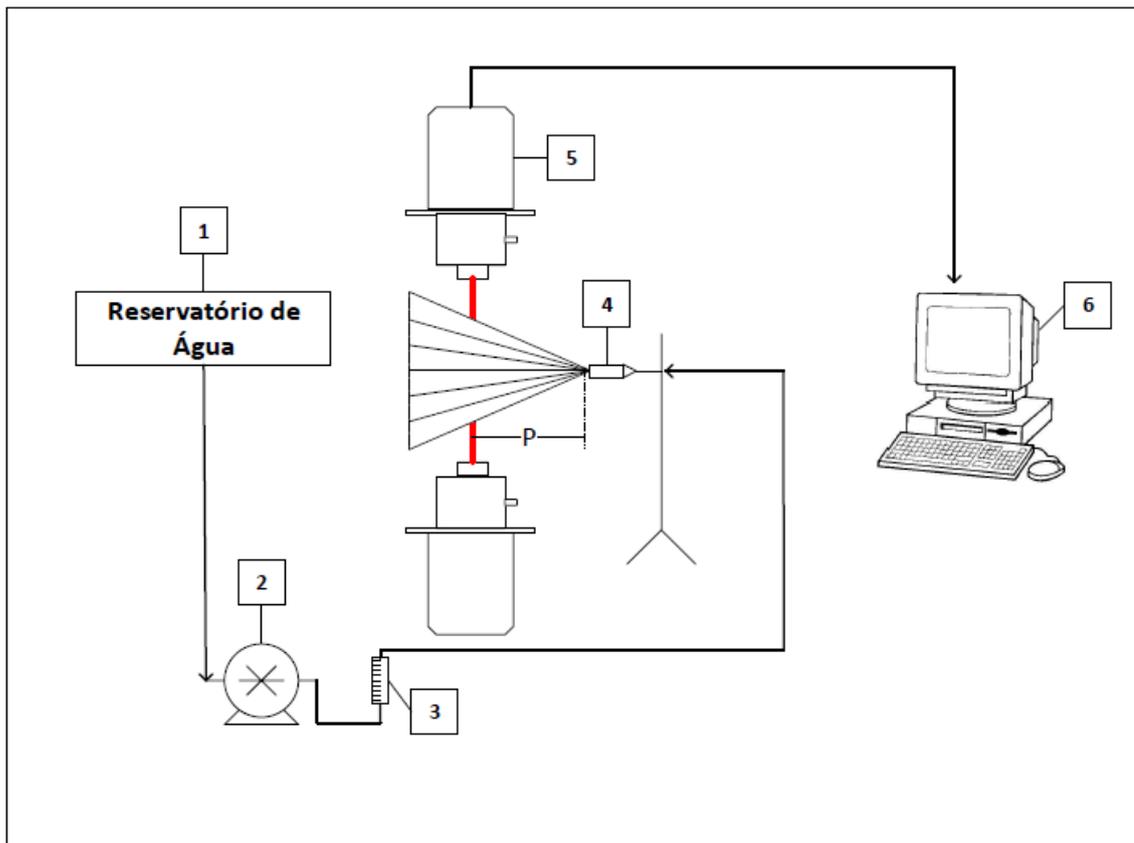
Nome comercial	Ângulo Nominal	Vazão de operação (L/min)	Pressão de operação (bar)
<i>Pressure swirl – cone oco</i>			
MGA 0,05	90°	0,16 – 0,40	2,0 – 20,7
MGA 01	90°	0,32 – 0,82	2,0 – 20,7
MGA 01	40°	0,39 – 0,88	2,7 – 20,7
<i>Pressure swirl – cone sólido</i>			
MAG CH 0,5	80°	0,56 – 0,94	3,4 – 10,4
MAG CH 0,75	80°	0,75 – 1,30	3,4 – 10,4
MAG CH 1	80°	1,00 – 1,74	3,4 – 10,4
MAG CH 2	80°	1,28 – 2,17	3,4 – 10,4
<i>Flat fan - leque</i>			
AD 01	110°	0,32 – 0,46	2,0 – 4,1

**Fonte: Magnojet (2017).**

Além dos bocais pulverizadores, fez-se necessário a utilização do aparato experimental demonstrado na Figura 3.10, no qual, por meio de uma bomba de deslocamento positivo (2), a água armazenada no reservatório (1) era transportada, através de mangueiras de silicone, até um suporte para bocais pulverizadores (4) – confeccionado na oficina do DEQ

(UFSCar) – no qual o atomizador a ser testado era alojado. Ao passar pelo bocal de injeção, a água se pulverizava em pequenas gotículas. O atomizador era posicionado perpendicularmente e no mesmo nível que feixe de laser produzido pelo Malvern Spraytec (5). O tempo de duração de cada análise foi de um minuto e, neste intervalo de tempo, os dados de distribuição de tamanho das gotas gerados pelo Malvern eram enviados ao computador de aquisição de dados (6) e lidos utilizando-se o software RT Sizer. Durante os testes experimentais, a distância do bocal pulverizador em relação ao feixe de laser, dada por P, era variada e a vazão de líquido era controlada com o uso de um rotâmetro Ki Key Instruments (3) (marcado de 100 até 1500 mL).

**Figura 3.10 - Aparato experimental de caracterização dos pulverizadores.**



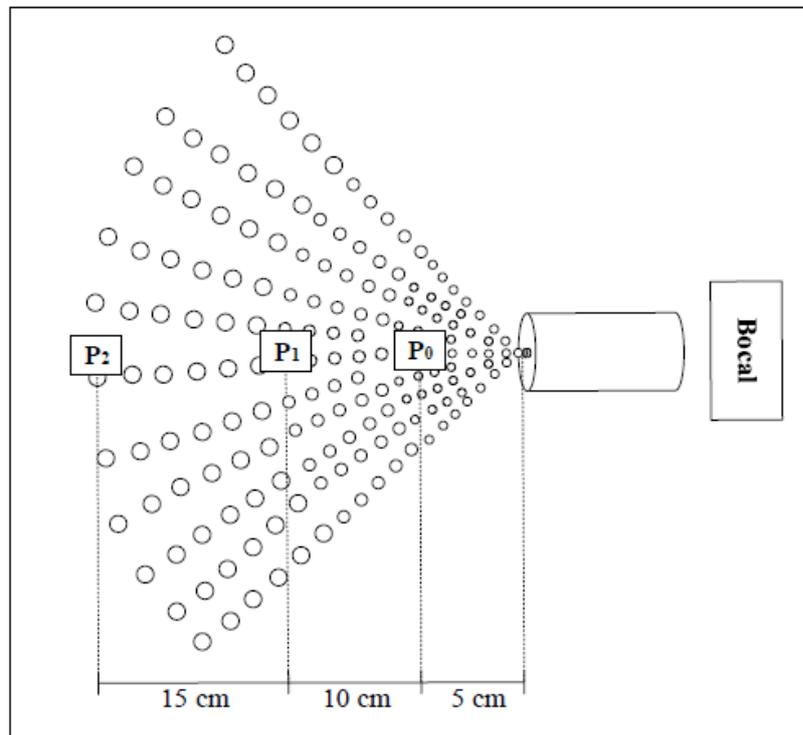
**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Os pontos de aferição dos tamanhos das gotas, de forma mais detalhada, foi executada conforme ilustrado na Figura 3.11.

Em virtude da inviabilidade de se realizar esse procedimento de caracterização do tamanho das gotas no interior do ciclone utilizado nos experimentos, este foi efetuado em um ambiente aberto, onde o jato líquido se formava livremente. Ainda que esses testes tenham

sido realizados nas mesmas vazões de operação que seriam empregadas, posteriormente, no ciclone, essa diferença entre os meios de medição das gotas e de aplicação das mesmas no ciclone possivelmente promove uma alteração na sua distribuição de tamanhos. Isso ocorre uma vez que, no interior do ciclone, as gotas sofrerão os efeitos de pressão, de parede, da velocidade da corrente de ar e de temperatura. Entretanto, apesar da ocorrência dessas dessemelhanças, a etapa de caracterização dos bocais se faz necessária para se obter um entendimento generalizado sobre o comportamento do jato líquido gerado por cada tipo de bocal e como essas diferenças podem influenciar o processo de limpeza de gases.

**Figura 3.11 - Pontos de aferição dos tamanhos das gotas no spray.**



Fonte: Acervo pessoal (2017).

### 3.2.6.1 Velocidade do Líquido

Considerando o líquido um fluido incompressível e o sistema estacionário, então o balanço de energia mecânica pode ser representado pela Equação 3.12.

$$\underbrace{\frac{1}{2}(v_2^2 - v_1^2)}_{\text{Energia cinética}} + \underbrace{g(h_2 - h_1)}_{\text{Energia potencial}} + \underbrace{\frac{1}{\rho_l}(p_2 - p_1)}_{\text{Energia de fluxo}} = 0 \quad (3.12)$$

No processo de atomização por pressão, isto é, quando o líquido pressurizado passa através de um pequeno orifício e se pulveriza em pequenas gotículas, tem-se a conversão da energia de pressão em energia cinética, provocando um aumento significativo na velocidade do fluido. Logo, é conveniente realizar as seguintes simplificações:

- A energia potencial é desprezível frente às energias de fluxo e cinética;
- A velocidade que o líquido atinge após passar pelo bocal ( $v_2$ ) é muito maior que a velocidade na qual ele se encontrava ( $v_1$ ), assim pode-se considerar que  $v_2^2 - v_1^2 \cong v_2^2$ .

Com isso, o balanço de energia mecânica do sistema pode ser simplificado a:

$$\frac{1}{2}(v_2^2) + \frac{1}{\rho_1}(p_2 - p_1) = 0 \quad (3.13)$$

Chamando  $v_2$  de  $U_L$  e  $p_2 - p_1$  de  $\Delta P_L$  e rearranjando a Equação 3.13, a velocidade que o líquido atinge após passar pelo bocal atomizador ( $U_L$ ) devido à aplicação de um diferencial de pressão ( $\Delta P_L$ ) pode ser expressa por:

$$U_L = \left( \frac{2\Delta P_L}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (3.14)$$

Onde  $U_L$  é dado em [m/s].

### 3.2.6.2 Área de Interface das Gotas

De acordo com Kachhwaha *et al.* (1998), o número de gotas produzidas por segundo,  $N_{\text{gotas}}$  pode ser obtido pela Equação 3.15.

$$N_{\text{gotas}} = \frac{6Q_L}{\pi D_{32}^3} \quad (3.15)$$

Segundo Elias (2012), para se estimar, de forma aproximada, a área de interface das gotas geradas ( $A_i$ ), efetua-se o produto entre o número de gotas geradas no processo de atomização e a área superficial da gota média ( $A_{\text{gota}}$ ), a qual é dada por:

$$A_{\text{gota}} = 4\pi \left( \frac{D_{32}}{2} \right)^2 \quad (3.16)$$

Na qual  $A_{gota}$  está em  $[m^2]$ .

Sendo assim, a área de interface das gotas ( $A_i$ ) pode ser determinada fazendo-se o uso da Equação 3.17.

$$A_i = \frac{6Q_L}{D_{32}} \quad (3.17)$$

Sendo  $A_i$  em  $[m^2/s]$ .

### 3.2.7 Temperatura e Umidade Relativa

Em todos os ensaios experimentais foram aferidos os valores de temperatura das correntes de gás de entrada e de saída, mais especificamente nos pontos  $P_{E1}$  e  $P_{S1}$ , respectivamente, a fim de se obter qual era a variação de temperatura quando se modificava determinados parâmetros de processo. O equipamento empregado para realizar esta aferição foi o termômetro digital modelo SALTERM SK -5 (SALCAS).

A determinação da oscilação da umidade relativa entre corrente gasosa de entrada e de saída foi feita apenas para os experimentos nos quais o ciclone operava com a injeção de água. Esta medida foi possível fazendo-se o uso de um termo higrômetro digital da marca Hygropalm – Rotronic.

### 3.2.8 Eficiência Global

A eficiência global do ciclone, tanto na sua operação a seco quanto a úmido, foi determinada por meio da quantificação da concentração de pó na entrada e na saída superior do separador ciclônico e calculada utilizando-se uma simplificação da Equação 2.1, expressa por:

$$\eta = \frac{C_e - C_s}{C_e} \quad (3.18)$$

Em que  $C_e$  e  $C_s$  são dados em  $[kg/m^3]$ .

Essa simplificação foi possível uma vez que foi considerado que toda a corrente de gasosa de entrada deixava o equipamento apenas pela sua saída superior. Para tal, certificou-

se que não havia escape de gás pela base do ciclone, quando este estava operando a seco. E quando o ciclone operou com a injeção de água, os testes foram realizados após a formação de um selo hídrico, o qual também possuiu a função de inibir a passagem de ar pela base do equipamento.

As concentrações de entrada e de saída ( $C_e$  e  $C_s$ , respectivamente) foram obtidas utilizando-se a Equação 3.19.

$$C_{e,s} = \frac{m_{e,s}}{t_a Q_{e,s}} \quad (3.19)$$

Sendo que  $m_{e,s}$  correspondem às massas de material particulado retidas nas membranas coletoras na entrada e na saída em [kg];  $t_a$  refere-se ao tempo de amostragem em [s]; e  $Q_{e,s}$  denota as vazões das bombas de sucção nas sondas em [m<sup>3</sup>/s] para realizar a amostragem isocinética na corrente de gás de entrada e de saída, respectivamente.

As massas de material particulado retidas foram determinadas fazendo-se o uso da Equação 3.20.

$$m_{e,s} = m_{mf} - m_{mi} \quad (3.20)$$

Na qual  $m_{mi}$  e  $m_{mf}$  são as massas das membranas antes e após a coleta de particulado, nessa devida ordem, em [kg].

As vazões empregadas pelas bombas de sucção, na entrada e na saída do ciclone, para manter a coleta de material particulado isocinética podem ser expressas pela Equação 3.21.

$$Q_{e,s} = v_{c,e,s} A_{b,e,s} = \frac{\pi v_{c,e,s} d_{b,e,s}^2}{4} \quad (3.21)$$

Sendo  $v_{c,e,s}$  a velocidade do gás no centro dos dutos de entrada e de saída em [m/s];  $A_{b,e,s}$  e  $d_{b,e,s}$  as áreas da seção transversal e os diâmetros, respectivamente, dos bocais das sondas isocinéticas em [m<sup>2</sup>] e [m].

Como os medidores de fluxo foram calibrados a uma temperatura de 21,1 °C e a uma pressão de 760 mmHg, então fez-se necessário corrigir as vazões determinadas pela Equação

3.18 de acordo com a pressão absoluta e a temperatura no interior dos dutos de entrada e de saída, valendo-se da Equação 3.22.

$$Q_{e,s_c} = \frac{P_{d_{e,s}} Q_{e,s} 21,1 \text{ } ^\circ\text{C}}{T_{e,s} 760 \text{ mmHg}} \quad (3.22)$$

Na qual  $Q_{e,s_c}$  refere-se às vazões de sucção das bombas corrigidas na entrada e na saída em [m<sup>3</sup>/s];  $P_{d_{e,s}}$  denota às pressões absolutas nos dutos de entrada e de saída em [mmHg]; e  $T_{e,s}$  correspondem às temperaturas internas da corrente gasosa de entrada e de saída em [°C].

As pressões absolutas nos dutos de entrada e de saída foram obtidas por meio da Equação 3.23.

$$P_{d_{e,s}} = P_{\text{atm}} + 7,5 \cdot 10^{-3} \frac{\rho_g v_{c_{e,s}}^2}{2} \quad (3.23)$$

Em que  $P_{\text{atm}}$  é a pressão atmosférica em [mmHg].

### 3.2.9 Eficiência Fracionária

Como os dados de distribuição de tamanho de partículas gerados pelo APS são dados em concentrações de partículas em um determinado volume de gás, como: [números de partículas/cm<sup>3</sup>] e [mg/m<sup>3</sup>], então a eficiência fracionária ( $\eta_{(d_p)}$ ) pode ser calculada por:

$$\eta_{(d_p)} = \frac{C_{e(d_p)} - C_{s(d_p)}}{C_{e(d_p)}} \quad (3.24)$$

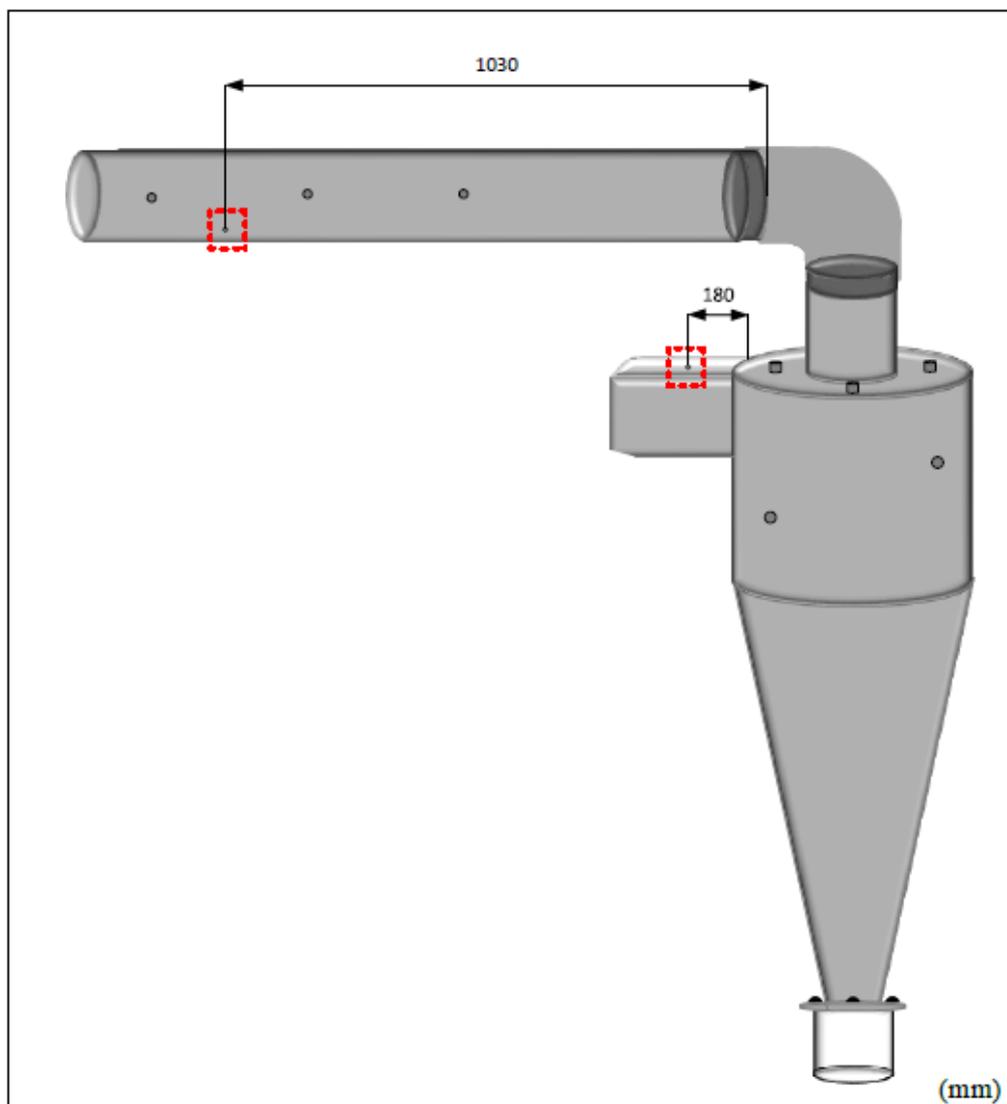
Sendo  $C_{e(d_p)}$  e  $C_{s(d_p)}$  representam as concentrações de entrada e de saída, respectivamente, das partículas com diâmetros  $i$ .

### 3.2.10 Queda de Pressão

A aferição da queda de pressão no ciclone, tanto na sua operação a seco quanto a úmido, foi realizada na entrada do ciclone e no duto de saída, como especificado na Figura 3.12., na qual é possível observar que a medida da pressão estática na saída do ciclone se deu

no duto de saída horizontal, a uma distância de 1030 mm do cotovelo, e não logo na saída vertical do ciclone. Isso ocorreu em virtude de dois motivos: primeiramente, na saída do ciclone, os turbilhões gerados no interior do ciclone ainda estão presentes no fluxo gasoso e, por causa disso, a aferição da pressão neste ponto torna-se instável. Além disso, outra desvantagem em se medir a pressão estática na saída vertical do ciclone está no fato dessa leitura ser dificultada quando a operação realiza-se com a injeção de água, uma vez que há a formação de um filme líquido no interior da parede do equipamento.

**Figura 3.12 – Esquema da aferição da queda de pressão.**



**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Sendo assim, a aferição da pressão de saída do ciclone foi efetuada no duto de saída horizontal, em um local onde o fluxo gasoso já estava estabilizado, utilizando-se um manômetro de água em U.

Com o intuito de verificar se o cotovelo e o comprimento do tubo de saída estavam interferindo na leitura da pressão, inicialmente, as pressões de saída foram medidas logo na saída vertical do ciclone e os valores obtidos foram comparados com os medidos na saída horizontal.

Para validar os resultados experimentais de queda pressão obtidos no ciclone operando a seco, efetuou-se uma comparação dos mesmos com os valores calculados por meio das correlações empíricas propostas por Shepherd e Lapple (1939), Casal e Benet (1983) e Ramachandran *et al.* (1991).

### 3.2.11 Determinação das Condições Operacionais

- Operação a Seco:

Foram estabelecidas três condições operacionais distintas para o ciclone operando de forma convencional. Para cada uma dessas condições, as variáveis do processo foram:

- i. Capacidade de vazão 1:  $v_{i_1}$ ;  $\tau_{i_1}$ ;  $[m_{p_1}]$ ;  $\Delta T_1$ ;  $\eta_{s_1}$ ;  $\Delta P_1$ ;
- ii. Capacidade de vazão 2:  $v_{i_2}$ ;  $\tau_{i_2}$ ;  $[m_{p_2}]$  e  $\Delta T_2$ ;  $\eta_{s_2}$ ;  $\Delta P_2$ ;
- iii. Capacidade de vazão 3:  $v_{i_3}$ ;  $\tau_{i_3}$ ;  $[m_{p_3}]$  e  $\Delta T_3$ ;  $\eta_{s_3}$ ;  $\Delta P_3$ .

Nas quais  $v_i$  corresponde à velocidade de entrada do gás no ciclone;  $\tau_i$  ao tempo de residência do gás no interior do equipamento;  $[m_p]$  refere-se à concentração de material particulado na alimentação;  $\Delta T$  denota a variação de temperatura da corrente gasosa;  $\eta_s$  é a eficiência global de coleta a seco;  $\Delta P$  representa a queda de pressão no interior do ciclone; e os índices numéricos 1, 2 e 3 correspondem a cada uma das capacidades de vazão avaliada.

Todos os experimentos a seco foram realizados em duplicata. Os testes de determinação da eficiência global duraram, cada um, três minutos. Já os ensaios para obter a eficiência fracionária foram de 30 segundos.

- Operação a Úmido:

Os testes experimentais a úmido foram divididos da seguinte maneira:

- I. Bocal 01: Mantendo a vazão e a posição de injeção de líquido ( $1S - p_{1S}$ ) constante e variando a velocidade de entrada do gás ( $v_i$ ):
- Capacidade de vazão 1:  $v_{i_1}; [m_{p_1}]; \Delta T_1; \Delta Ur_1; L/G_1; \eta_{u_1}; \Delta P_1$ ;
  - Capacidade de vazão 2:  $v_{i_2}; [m_{p_2}]; \Delta T_2; \Delta Ur_2; L/G_2; \eta_{u_2}; \Delta P_2$ ;
  - Capacidade de vazão 3:  $v_{i_3}; [m_{p_3}]; \Delta T_3; \Delta Ur_3; L/G_3; \eta_{u_3}; \Delta P_3$ .

Em que  $\Delta Ur_1$  denota a variação da umidade relativa da corrente gasosa e  $\eta_u$  refere-se à eficiência global de coleta para o ciclone operando no modo úmido para as capacidades de vazão 1, 2 e 3, respectivamente.

- II. Bocal 01: Mantendo a razão  $L/G$  e a posição de injeção de líquido ( $1S - p_{1S}$ ) constante e variando a velocidade de entrada de gás e a vazão de líquido:
- Capacidade de vazão 1:  $v_{i_1}; \tau_{i_1}; [m_{p_1}]; Q_{L_1}, \Delta T_1; \Delta Ur_1; \eta_{u_1}; \Delta P_1$ ;
  - Capacidade de vazão 2:  $v_{i_2}; \tau_{i_2}; [m_{p_2}]; Q_L; \Delta T_2; \Delta Ur_2; \eta_{u_2}; \Delta P_2$ ;
  - Capacidade de vazão 3:  $v_{i_3}; \tau_{i_3}; [m_{p_3}]; Q_{L_3}; \Delta T_3; \Delta Ur_3; \eta_{u_3}; \Delta P_3$ .

Na qual  $Q_{L_1}, Q_{L_2}, Q_{L_3}$  correspondem à vazão de líquido introduzida no ciclone para as capacidades de vazão 1, 2 e 3, nessa devida ordem.

- III. Bocal 01: Mantendo a velocidade de entrada do gás e a vazão de líquido constante e variando a posição de injeção de líquido (representada na Figura 3.3):
- Capacidade de vazão 1:  $p_{1S} (1S), \eta_{u_{1S}}$ ;
  - Capacidade de vazão 1:  $p_{2S} (2S), \eta_{u_{2S}}$ ;
  - Capacidade de vazão 1:  $p_{3S} (3S), \eta_{u_{3S}}$ ;
  - Capacidade de vazão 1:  $p_{1L} (1L), \eta_{u_{1L}}$ ;
  - Capacidade de vazão 1:  $p_{2L} (2L), \eta_{u_{2L}}$ ;
  - Capacidade de vazão 1:  $p_{3L} (3L), \eta_{u_{3L}}$ .

Sendo  $p$  a posição de injeção de líquido no interior do ciclone e os índices as diferentes posições testadas experimentalmente.

- IV. Bocal 01: Mantendo a velocidade de entrada do gás constante e variando a vazão de líquido através do aumento do número de bocais em funcionamento:
- Capacidade de vazão 1:  $p_{1S}, \Delta T_1; \Delta Ur_1; L/G_1; \eta_{u_1}; \Delta P_1$ ;
  - Capacidade de vazão 1:  $p_{1S} + p_{1L}; \Delta T_2; \Delta Ur_2; L/G_2; \eta_{u_2}; \Delta P_2$ ;

- iii. Capacidade de vazão 1:  $p_{1S} + p_{2S} + p_{1L} + p_{3L}$ ;  $\Delta T_3$ ;  $\Delta U_{r3}$ ;  $L/G_3$ ;  $\eta_{u3}$ ;  $\Delta P_3$ .

Onde  $L/G$  refere-se à razão líquido/gás empregada em cada uma das condições avaliadas.

- V. Bocal 02: Mantendo a velocidade de entrada do gás e a vazão de líquido constante e variando o bocal de injeção de líquido – 02:
  - i. Capacidade de vazão 1:  $p_{1S}$ ;  $\Delta T_1$ ;  $\Delta U_{r1}$ ;  $L/G_1$ ;  $\eta_{u1}$ ;  $\Delta P_1$ .

A duração de cada ensaio experimental a úmido para obter a eficiência global foi de cinco minutos. Para determinar a eficiência fracionária, a duração foi de 30 segundos. Ressalta-se que todos os testes a úmido também foram efetuados em duplicata.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÕES

Neste capítulo serão apresentados todos os resultados obtidos dos ensaios experimentais e suas respectivas discussões. Todavia, com o intuito de simplificar a disposição desses resultados, optou-se por separá-los em três seções:

- i. Testes Iniciais
- ii. Desempenho do Ciclone: Operação a Seco e a Úmido
- iii. Condição Ótima de Operação

Em “Testes Iniciais” serão abrangidos todos os dados referentes aos procedimentos experimentais preliminares, como as calibrações dos equipamentos e as medições iniciais de todas as variáveis influenciáveis no sistema experimental. Em “Desempenho do Ciclone: Operação a Seco e a Úmido” serão apresentados e discutidos os resultados diretamente alinhados com os objetivos específicos deste trabalho. E em “Condição Ótima de Operação” serão demonstradas as condições experimentais que foram consideradas ótimas dentre todas as condições testadas nos experimentos.

### 4.1 Testes Iniciais

Nesta seção serão exibidos os seguintes resultados: i) Caracterização do Material Particulado; ii) Vazão e Velocidade da Corrente Gasosa; iii) Perfis de Velocidade; iv) Vazão Mássica de Material Particulado; v) Distribuição do Tamanho das Gotas; vi) Vazão de Líquido e vii) Queda de pressão: Ensaio Preliminar.

#### 4.1.1 Caracterização do Material Particulado

A Tabela 4.1 mostra os valores dos diâmetros volumétricos medianos ( $d_{v[50\%]}$ ) do material particulado utilizado neste trabalho antes e após o processo de redução do seu tamanho.

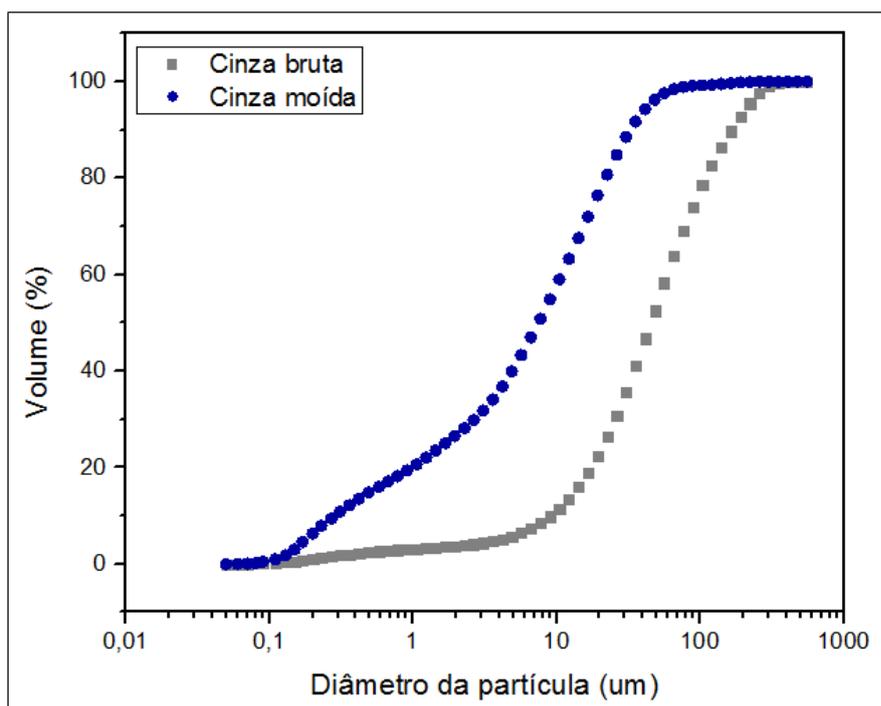
A partir dos dados de distribuição granulométrica fornecidos pelo Malvern Mastersizer MicroPlus, foi possível obter as curvas cumulativas para a cinza bruta e moída, as quais estão apresentadas na Figura 4.1

Tabela 4.1 – Características do MP bruto e moído.

Tipo	Material polidisperso
<b>Material particulado</b>	<b><math>d_{v[50\%]}</math> (<math>\mu\text{m}</math>)</b>
Bruto	45,20
Moído	7,47

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Figura 4.1- Curvas cumulativas do material particulado bruto e moído.



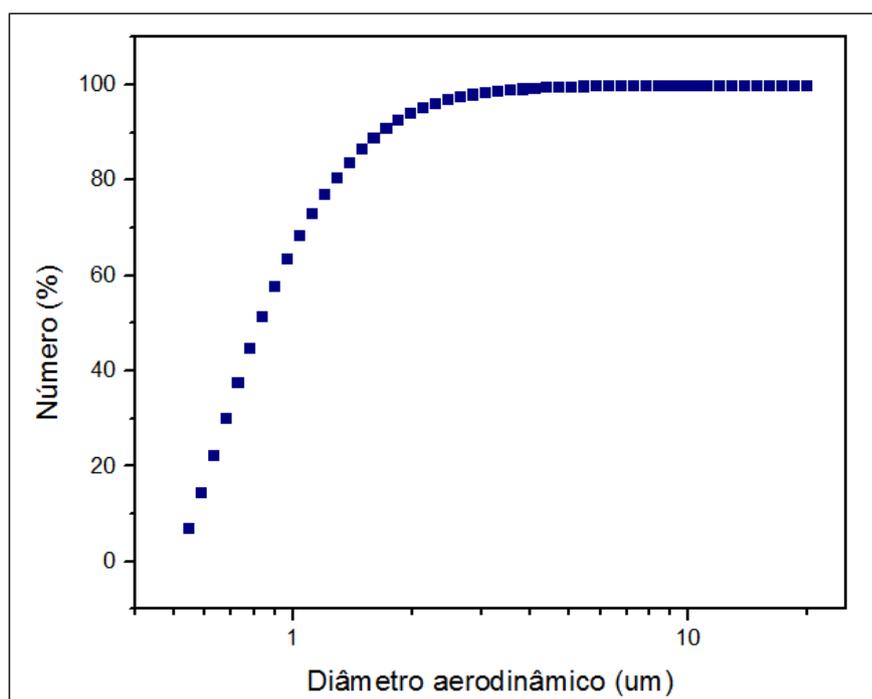
Fonte: Acervo pessoal (2017).

A Figura 4.2 demonstra a curva cumulativa do material particulado moído confeccionada por meio dos dados fornecidos pelo APS.

O valor obtido para a densidade da cinza moída foi de 2,51 g/cm<sup>3</sup>.

Ressalta-se que todas as análises foram realizadas em triplicata e seus valores detalhados estão demonstrados no APÊNDICE A.

Figura 4.2 - Curva cumulativa da cinza moída gerada pelo APS.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

#### 4.1.2 Vazão e Velocidade da Corrente Gasosa

As três capacidades distintas de vazões empregadas no sistema, calculadas por meio da Equação 3.4, considerando a parcela de ar comprimido injetada para arrastar o material particulado, estão exibidas na Tabela 4.2.

Tabela 4.2 - Vazões de gás empregadas no sistema experimental.

Capacidade de Vazão	$\Delta h$ (cmH <sub>2</sub> O)	$Q_g$ (m <sup>3</sup> /s)	$Q_g$ (m <sup>3</sup> /min)
1	194,9	0,082	4,89
2	121,5	0,064	3,86
3	68,0	0,048	2,89

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Com os valores dos fluxos totais da corrente gasosa empregada no equipamento, calcularam-se as velocidades do gás nos dutos de entrada e de saída para as três capacidades de vazão, utilizando a Equação 3.5. Estes valores estão contidos na Tabela 4.3.

**Tabela 4.3 - Velocidades da corrente gasosa nos dutos de entrada e de saída do ciclone.**

Capacidade de Vazão	$v_{de}$ (m/s)	$v_{ds}$ (m/s)
1	36,91	9,06
2	29,14	7,15
3	21,78	5,35

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Os valores dos adimensionais de Reynolds nos dutos de entrada e de saída, bem como a caracterização do fluxo nesses locais estão expostos na Tabela 4.4.

**Tabela 4.4 – Número de Reynolds e caracterização do regime de escoamento nos dutos de entrada e de saída.**

Capacidade de Vazão	$Re_{de}$	Regime na entrada	$Re_{ds}$	Regime na saída
1	112.076		56.154	
2	93.243	Turbulento	46.773	Turbulento
3	73.303		36.670	

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Por fim, as velocidades da corrente gasosa na seção retangular da entrada do ciclone ( $v_i$ ) e os seus respectivos tempo de residência ( $\tau_i$ ) no interior do ciclone, obtidos pelas Equações 2.9 e 2.11, nesta devida ordem, estão apresentados na Tabela 4.5.

Como as medidas de vazão foram realizadas em triplicatas, há um maior detalhamento das mesmas no APÊNDICE B.

**Tabela 4.5 – Velocidade de entrada e tempo de residência da corrente gasosa no ciclone.**

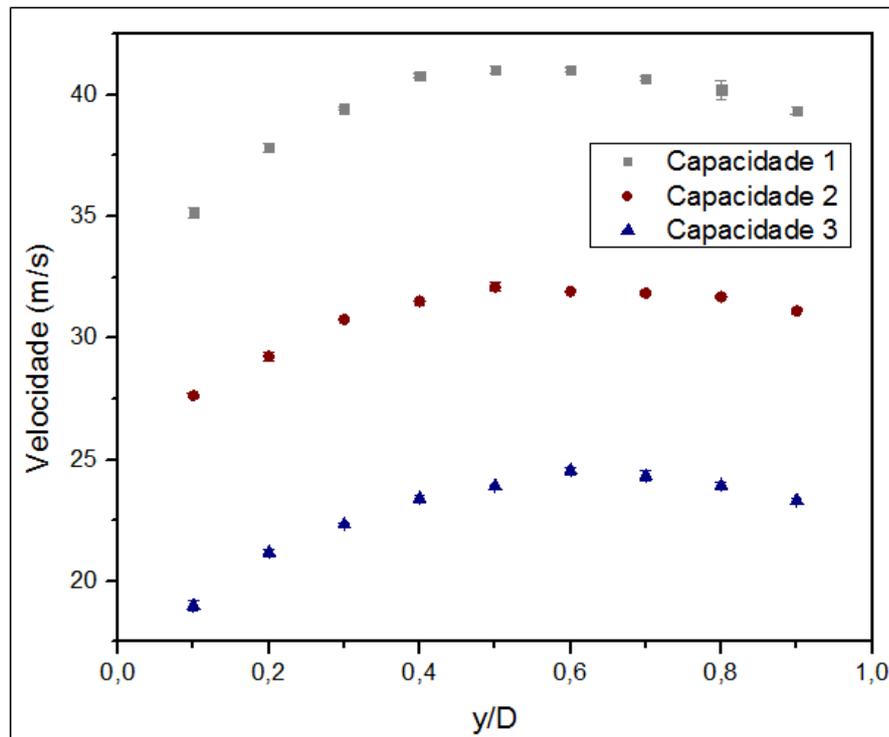
Capacidade de Vazão	$v_i$ (m/s)	$\tau_i$ (s)
1	13,57	0,56
2	10,71	0,72
3	8,02	0,96

Fonte: Acervo pessoal (2017).

### 4.1.3 Perfis de Velocidade

Os perfis de velocidade no duto de entrada, determinados no ponto denominado por  $P_{E1}$ , para as três capacidades de vazão, estão demonstrados na Figura 4.3 e os valores precisos das velocidades no centro do duto de entrada ( $v_{ce}$ ) para cada capacidade de vazão, bem como as temperaturas na qual esses perfis foram determinados estão expostos na Tabela 4.6.

Figura 4.3 – Perfis de velocidade no duto de entrada.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Tabela 4.6 – Temperaturas e velocidades no centro do duto de entrada.

Capacidade de vazão	Temperatura (°C)	$v_{ce}$ (m/s)	Desvio padrão
1	56,1	41,05	0,15
2	45,8	32,10	0,18
3	36,3	23,92	0,03

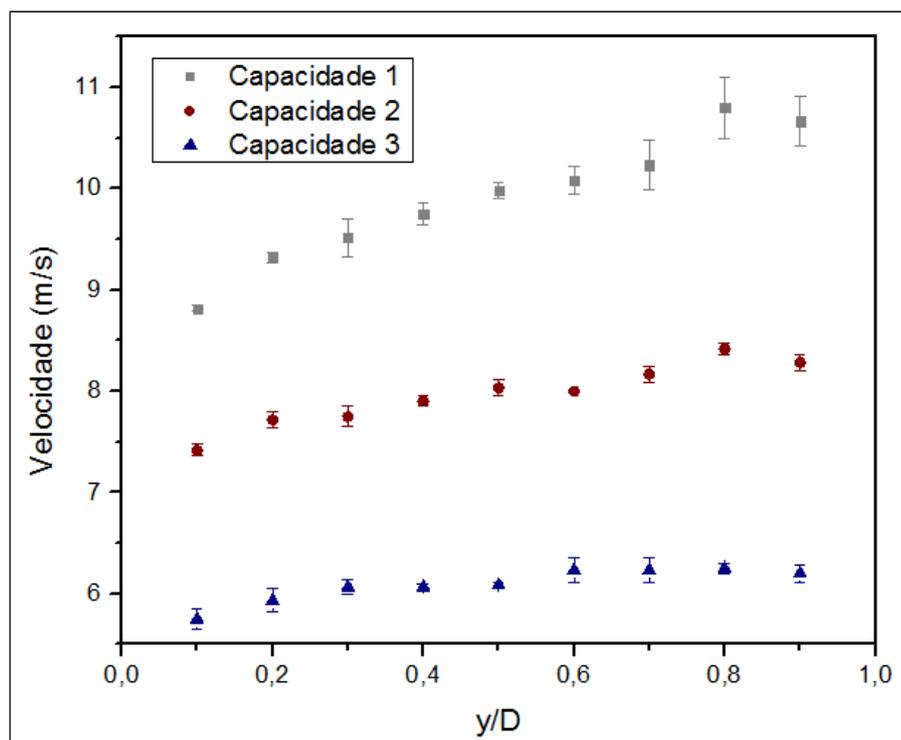
Fonte: Acervo pessoal (2017).

A partir desses perfis de velocidades contidos na Figura 4.3, observa-se que os mesmos apresentaram um comportamento típico de um regime de escoamento desenvolvido e

turbulento, com velocidades maiores na região central do duto e menores nas extremidades deste, assegurando a possibilidade de se realizar a amostragem isocinética no centro do duto de entrada.

A Figura 4.4 exibe os perfis de velocidade no duto de saída caracterizados, especificamente, no ponto  $P_{S1}$  para todas as capacidades de vazão empregadas no trabalho, uma vez que, segundo Chiabai Junior (2014), o ponto mais distante ( $P_{S1}$ ) apresenta uma melhor homogeneidade do gás com o material particulado.

Figura 4.4 – Perfis de velocidade no duto de saída no  $P_{S1}$ .



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Observando os perfis de velocidade no duto de saída, nota-se que o regime de escoamento da corrente gasosa está menos uniforme, apresentando um perfil deslocado para a direita, isto é, com velocidades menores próximas à parede inferior do duto e maiores nas proximidades da parede superior. Este comportamento é mais acentuado na capacidade de vazão 1, a qual é mais elevada, e vai se amenizando conforme a vazão de gás vai diminuindo, chegando a ser quase nula na capacidade de vazão 3.

O não desenvolvimento completo do regime de escoamento do fluido gasoso no duto de saída ocorre devido à formação de vórtices no interior do ciclone, os quais ainda acabam se propagando pelo duto de saída, apesar do cotovelo situado logo na saída do ciclone e do

prolongamento do duto de saída, medidas realizadas a fim de se atenuar tais turbilhões. Além disso, a maior instabilidade ocorrida na capacidade de vazão 1 pode ser justificada pelo fato de esta ter apresentado uma velocidade mais elevada e, conseqüentemente, ter sido submetida a uma maior turbulência, na qual qualquer distúrbio no meio é capaz de ocasionar um movimento caótico no fluido.

Ainda assim, os perfis de velocidade no duto de saída (ponto P<sub>S1</sub>) se mostraram estáveis, com baixos desvios padrão em todos os ensaios executados, permitindo que a amostragem isocinética e a queda de pressão fossem realizáveis nesse ponto.

Os valores precisos das velocidades no centro do duto de saída ( $v_{c_s}$ ) do ponto P<sub>S1</sub>, local onde foi feita a amostragem isocinética por apresentarem baixos desvios padrões, para cada capacidade de vazão, e também as temperaturas que o gás se encontrava quando esses perfis foram tomados, estão indicados na Tabela 4.7.

**Tabela 4.7 – Temperaturas e velocidades no centro do duto de saída no P<sub>S1</sub>.**

<b>Capacidade de vazão</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b><math>v_{c_s}</math> (m/s)</b>	<b>Desvio padrão</b>
1	53,9	9,98	0,08
2	43,4	8,03	0,08
3	34,7	6,08	0,03

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Com a determinação das velocidades no centro dos dutos, foi possível então calcular as velocidades médias ( $\bar{v}_{de/ds}$ ) para as três capacidades de vazão por meio da Lei da Potência. Os resultados obtidos e o erro relativo (%) em relação aos valores experimentais determinados pela Equação 3.5 estão demonstrados nas Tabelas 4.8 e 4.9.

**Tabela 4.8 – Comparação entre os valores das velocidades médias determinados no duto de entrada.**

<b>Capacidade de vazão</b>	<b><math>v_{de}</math> (m/s)</b>	<b><math>\bar{v}_{de}</math> (m/s)</b>	<b>Erro relativo (%)</b>
1	36,91	33,52	9,18
2	29,14	26,22	10,02
3	21,78	19,53	10,33

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Tabela 4.9 - Comparação entre os valores das velocidades médias determinados no duto de saída ( $P_{S1}$ ).

Capacidade de vazão	$V_{ds}$ (m/s)	$\bar{V}_{ds}$ (m/s)	Erro relativo (%)
1	9,06	8,15	10,04
2	7,15	6,56	8,25
3	5,35	4,97	7,10

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Observando os resultados apresentados nas Tabelas 4.8 e 4.9, nota-se que todos os valores de velocidade média determinados pela Lei da Potência ( $\bar{v}_{de/ds}$ ) foram menores que os calculados pela Equação 3.5. Os desvios obtidos tanto no duto de entrada, quanto no de saída, tiveram um máximo em torno de 10%, o qual pode estar associado a diversos fatores como: distúrbios na aferição do perfil da velocidade; erros associados aos próprios equipamentos de medição; hipóteses adotadas ao se empregar a Lei da Potência (tubo liso; expoente igual a 7); e a própria dificuldade das correlações empíricas em descrever de maneira ideal a turbulência. Contudo, a Lei da Potência conseguiu prever de maneira satisfatória as velocidades médias determinadas a partir das vazões obtidas pela equação de calibração da placa de orifício.

Os valores detalhados das velocidades aferidos em cada ponto dos dutos para todos os ensaios elaborados estão expostos no APÊNDICE C.

#### 4.1.4 Vazão Mássica de Material Particulado

A Tabela 4.10 mostra os valores de vazão mássica de material particulado para as quatro capacidades medidas de velocidade de rotação do prato giratório, determinados por meio da Equação 3.6, sendo possível observar que com o aumento da velocidade de rotação do prato giratório, a quantidade de vazão mássica de material particulado injetado na corrente gasosa de entrada também se eleva.

Fundamentando-se em trabalhos prévios já efetuados por Mothes e Löffler (1985); por Hoffmann *et al.* (1990); e por, Hoffmann, Arends e Sie (1991), nos quais foram comprovados que o acréscimo da concentração de material sólido no fluxo gasoso de entrada do ciclone provoca um incremento na sua eficiência de coleta e uma diminuição na sua queda de pressão, optou-se por adotar que a velocidade de rotação do prato giratório seria fixo em

90% para todos os ensaios experimentais, já que o mesmo propiciava uma maior vazão mássica de material sólido.

**Tabela 4.10 – Vazão mássica de material particulado para cada rotação do prato giratório.**

$m_p$ (g)	3,28	
Capacidade de rotação	$T_{rot}$ (s)	$\dot{m}_p$ (kg/s)
60%	152,52	$2,15 \cdot 10^{-5}$
70%	119,48	$2,75 \cdot 10^{-5}$
80%	103,44	$3,17 \cdot 10^{-5}$
90%	90,81	$3,61 \cdot 10^{-5}$

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Dessa maneira, a concentração de sólidos no gás de entrada para cada capacidade de vazão da corrente gasosa está estabelecida na Tabela 4.11.

**Tabela 4.11- Concentração mássica de material particulado na corrente gasosa para a velocidade de rotação do prato em 90%.**

Capacidade de vazão	$[m_p]$ (kg/m <sup>3</sup> )
1	$0,44 \cdot 10^{-3}$
2	$0,56 \cdot 10^{-3}$
3	$0,75 \cdot 10^{-3}$

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Ressalta-se que, para manter essa quantidade mássica de particulado durante todas as corridas experimentais, foi necessário controlar, permanentemente, o funcionamento do prato giratório.

#### 4.1.5 Distribuição do Tamanho das Gotas

Como um dos objetivos desse estudo é avaliar o desempenho do ciclone úmido por meio da utilização de baixas razões L/G, então os primeiros bocais atomizadores testados foram os que operavam utilizando as menores vazões de líquido de acordo com os dados do

fabricante apresentados na Tabela 3.4. Dessa maneira, em um primeiro momento, caracterizaram-se os seguintes pulverizadores: MGA 0,05; MGA 01 – 90°; MGA 01 – 40°; MAG CH 0,5 e AD 01.

As vazões de teste foram estabelecidas seguindo duas principais diretrizes: a primeira foi a recomendação de “vazão de operação” para cada atomizador, também expressa pela Tabela 3.4. Sendo assim, as taxas de líquido utilizadas nesses ensaios iniciais se encontravam todas dentro da faixa de operação dos pulverizadores. A segunda foi pautada segundo a limitação da bomba empregada nos testes, a qual não conseguia alcançar os valores de vazões mais elevados uma vez que estes requeriam uma alta pressurização da água. Dessa maneira, as vazões imputadas a cada atomizador foram a máxima que a bomba conseguia atingir. A Tabela 4.12 apresenta as vazões de água utilizadas nesses primeiros ensaios experimentais e as pressões requeridas ( $\Delta P_L$ ) por cada atomizador para atingir essas vazões.

**Tabela 4.12 - Vazões de água utilizadas em cada pulverizador nos testes iniciais.**

<b>Bocal</b>	<b>Vazão (L/min)</b>	<b><math>\Delta P_L</math> (bar)</b>
MGA 0,05	0,25	4,80
MGA 01 – 90°	0,50	4,80
MGA 01 – 40°	0,40	3,11
MAG CH 0,5	0,60	3,93
AD 01	0,40	3,10

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

A determinação da pressão requerida em cada bocal pulverizador para o líquido se atomizar foi feita por meio de um ajuste polinomial nos dados de pressão e vazão de operação fornecidos pelo fabricante e apresentados no APÊNDICE H.

Além disso, para cada um desses testes, o bocal foi posicionado em duas posições distintas em relação ao feixe de laser:  $P_1 = 15$  cm e  $P_2 = 30$  cm, a fim de se verificar o comportamento da atomização na medida que as gotas se afastavam do orifício de saída do bocal.

Os resultados obtidos de diâmetros característicos para cada um desses ensaios e os ângulos dos sprays gerados, aferidos com o auxílio de um transferidor, estão demonstrados na Tabela 4.13. Além disso, para cada uma das distribuições de tamanho de gotas obtidas nos

ensaios iniciais, foi feito um ajuste de Rosin-Rammler. Os parâmetros  $\overline{D_R}$ , e n obtidos podem ser visualizados por meio da Tabela 4.14.

**Tabela 4.13 - Diâmetros característicos e ângulos dos sprays nos testes iniciais.**

Diâmetro	MGA 0,05		MGA 01 – 90°		MGA 01 – 40°		MAG CH 0,5		AD 01	
	Cone oco		Cone oco		Cone oco		Cone sólido		Leque	
	P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>								
D <sub>v(10)</sub> (µm)	117,65	158,83	50,13	96,86	83,52	104,94	66,16	83,40	75,36	99,16
D <sub>v(50)</sub> (µm)	216,02	238,84	106,07	142,11	192,18	191,42	170,15	177,36	156,56	177,91
D <sub>v(90)</sub> (µm)	382,68	394,39	201,56	233,13	353,81	362,30	366,08	384,01	323,28	321,86
D <sub>32</sub> (µm)	189,63	219,43	87,14	135,99	149,53	167,55	125,96	145,71	128,26	155,35
D <sub>43</sub> (µm)	234,67	257,27	119,72	156,55	205,80	212,88	194,44	207,80	178,32	194,36
Ângulo (θ)	60°		90°		40°		80°		110°	

Fonte: Acervo pessoal (2017).

**Tabela 4.14 - Parâmetros de Rosin-Rammler ajustados para cada bocal atomizador.**

Parâmetro	MGA 0,05		MGA 01 – 90°		MGA 01 – 40°		MAG CH 0,5		AD 01	
	Cone oco		Cone oco		Cone oco		Cone sólido		Leque	
	P <sub>1</sub>	P <sub>2</sub>								
$\overline{D_R}$ (µm)	261,17	281,28	127,95	163,19	231,45	234,91	217,92	231,34	195,68	212,05
n	2,51	3,24	2,27	3,64	2,12	2,42	1,73	1,90	2,08	2,63

Fonte: Acervo pessoal (2017).

A partir dos dados demonstrados nas Tabelas 4.13 e 4.14, nota-se que, em todos os bocais pulverizadores, os tamanhos das gotas apresentaram um aumento quando as mesmas se afastavam dos orifícios de saída dos bocais, isto é, de P<sub>1</sub> para P<sub>2</sub>.

Ademais, tem-se que 90% dos tamanhos das gotas produzidas foram, de uma maneira geral, menores que 400  $\mu\text{m}$ ; exceto para o bocal MGA 01 – 90°, no qual 90% dos tamanhos das gotas geradas foram inferiores a 300  $\mu\text{m}$ .

Considerando as características físicas dos bocais atomizadores testados bem como as distribuições de tamanho de gotas produzidas por esses dispositivos, foi possível promover a seleção o bocal pulverizador a ser empregado neste estudo.

Dentre os bocais que utilizaram as menores vazões de operação, os que geraram um spray com distribuições contendo os menores tamanhos de gotas foram o MGA 01 – 90°, o MAG CH 0,05 e o AD 01, as quais apresentaram um  $D_{32}$  de 87,14; 125,96 e 128,26  $\mu\text{m}$ , respectivamente, quando estavam posicionados a uma distância  $P_1$  do feixe de laser, empregando vazões de líquido similares. Atomizadores capazes de produzir gotas menores são mais interessantes na aplicação de controle de materiais particulados (LIM *et. al*, 2006), pois estarão em maior número e, conseqüentemente, terão uma maior área superficial, aumentando assim a probabilidade da colisão entre gotas e partículas ocorrer (ZAREI *et. al*, 2010). Dessa maneira, dentre os três atomizadores que produziram as distribuições com os menores tamanhos de gotas, optou-se por escolher o MGA 01 – 90°. Pulverizadores do tipo “cone oco”, segundo citado por Elias (2012), geram uma distribuição mais uniforme com gotas menores e, por causa disso, possuem maior flexibilidade nas aplicações do que os do tipo “cone sólido” e “leque”, reforçando a escolha do MGA 01 – 90°.

Com relação aos pulverizadores do tipo “cone oco”: MGA 0,05, MGA 01 – 90° e MGA 01 – 40°, a escolha pelo MGA 01 – 90°, apesar de empregar uma maior vazão de líquido dentre os bocais de sua categoria, também foi pautada na capacidade do mesmo de gerar menores gotas. Ainda que o MGA 0,05 empregasse as menores vazões de líquido, o spray gerado por esse bocal possuía gotas maiores e, além disso, a pressão requerida pelo bocal para atingir vazões mais elevadas que 0,25 L/min era muito elevada, restringindo o seu uso.

Com o intuito de verificar a influência do tipo de bocal pulverizador na coleta de partículas sólidas, também buscou-se encontrar um pulverizador que gerasse uma distribuição com maiores tamanhos de gotas para realizar um estudo de como a dimensão das gotas afeta o desempenho do ciclone úmido operando sob a mesma vazão de líquido. Com isso, foram testados diversos pulverizadores do tipo “cone sólido” (demonstrados na Tabela 3.3), os quais são responsáveis por produzir gotas com diâmetros maiores. Esses testes foram todos realizados com uma vazão de líquido de 0,5 L/min, mesma vazão empregada no bocal MGA

01 – 90°. A Tabela 4.15 exibe as pressões requeridas por cada um dos bocais, também calculadas pelo ajuste polinomial dos dados de vazão de operação e pressão.

**Tabela 4.15 – Pressão requerida pelos bocais do tipo “cone sólido” para  $Q_L = 0,5$  L/min.**

<b>Bocal</b>	<b>Vazão (L/min)</b>	<b><math>\Delta P_L</math> (bar)</b>
MAG CH 0,5	0,50	2,73
MAG CH 0,75	0,50	1,12
MAG CH 1	0,50	0,24
MAG CH 2	0,50	1,90

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Os resultados de caracterização, gerados pelo Malvern Spraytec, estão demonstrados na Tabela 4.16, juntamente com o ângulo formado por cada spray.

**Tabela 4.16 - Diâmetros característicos e ângulos dos sprays do tipo “cone sólido” para  $Q_L = 0,5$  L/min.**

<b>Diâmetro</b>	<b>MAG CH 0,05</b>		<b>MAG CH 0,75</b>		<b>MAG CH 1</b>		<b>MAG CH 2</b>	
	<b>Cone sólido</b>		<b>Cone sólido</b>		<b>Cone sólido</b>		<b>Cone sólido</b>	
	$P_1$	$P_2$	$P_1$	$P_2$	$P_1$	$P_2$	$P_1$	$P_2$
$D_{v(10)}$ ( $\mu\text{m}$ )	71,05	88,29	99,73	122,18	140,40	164,09	174,91	193,82
$D_{v(50)}$ ( $\mu\text{m}$ )	188,33	178,05	270,00	243,49	331,28	301,98	359,49	366,57
$D_{v(90)}$ ( $\mu\text{m}$ )	387,37	379,89	422,81	416,82	435,00	430,56	452,53	455,42
$D_{32}$ ( $\mu\text{m}$ )	133,75	148,53	184,81	199,48	238,26	252,90	277,95	287,79
$D_{43}$ ( $\mu\text{m}$ )	211,11	207,90	264,38	258,82	303,92	297,43	332,28	341,71
<b>Ângulo</b>	74°		67°		56°		43°	

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

De acordo com os dados apresentados na Tabela 4.16, tem-se que o bocal que promoveu a distribuição com os maiores tamanhos de gotas foi o MAG CH 2, a qual

apresentou um  $D_{32}$  de 277,95  $\mu\text{m}$  (para  $P_1$ ), cerca de três vezes maior que o apresentado pelo atomizador MGA 01 – 90° para a mesma vazão de líquido.

Logo, para avaliar a influência do tamanho de gotas na remoção de partículas sólidas, escolheu-se o bocal MAG CH 2 para a realização dos testes experimentais no ciclone úmido, juntamente com o bocal MGA 01 – 90°.

Após definir quais seriam os pulverizadores empregados neste estudo, foi realizada mais uma caracterização de cada spray gerado por estes bocais, a uma distância de 5 cm ( $P_0$ ) do feixe de laser, a fim de verificar o comportamento do jato líquido logo quando ele deixa o orifício de saída dos bocais. Os resultados obtidos estão contidos na Tabela 4.17.

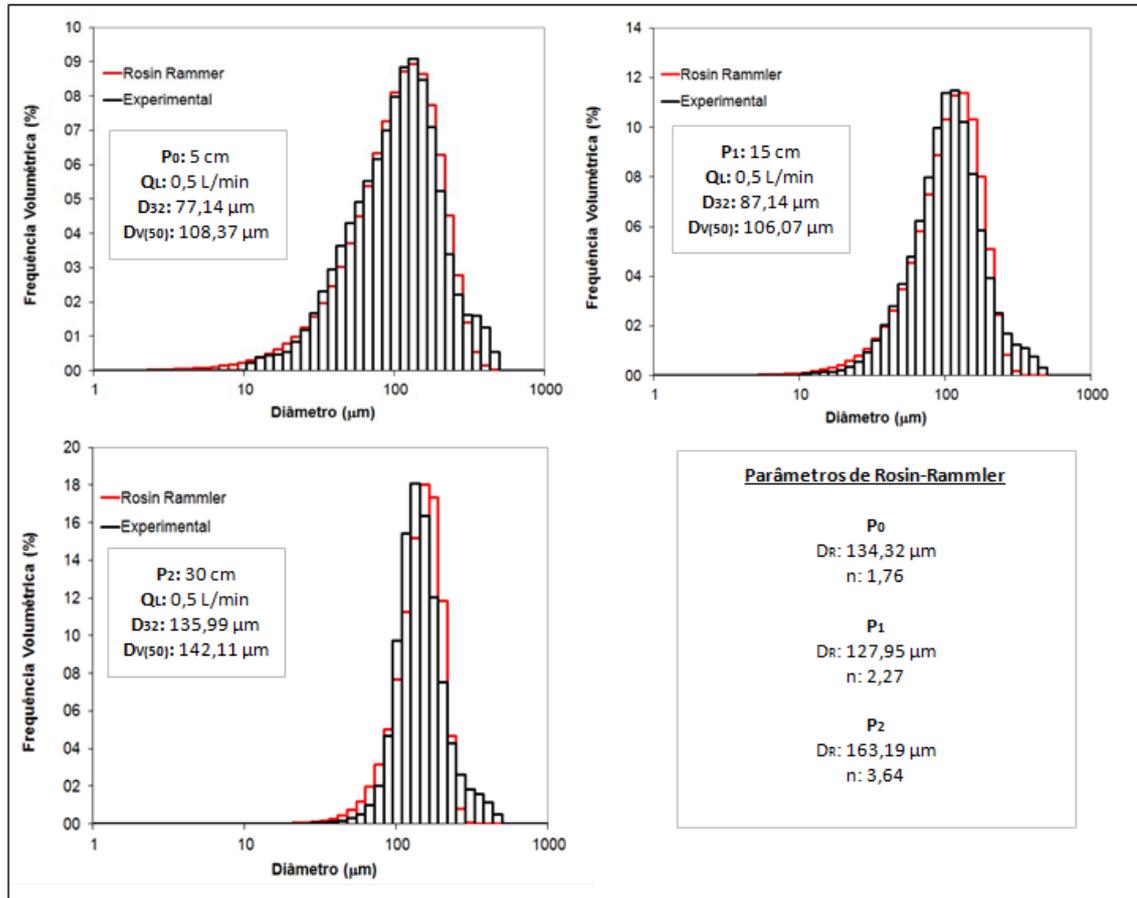
**Tabela 4.17 – Diâmetros característicos dos bocais MGA 01 - 90° e MAG CH 2 a 5 cm do feixe de laser.**

Diâmetro	MGA 01 – 90°	MAG CH 2
	<u>Bocal 01</u>	<u>Bocal 02</u>
	Cone oco	Cone sólido
	$P_0$	$P_0$
$D_{V(10)}$ ( $\mu\text{m}$ )	39,57	178,35
$D_{V(50)}$ ( $\mu\text{m}$ )	108,37	341,12
$D_{V(90)}$ ( $\mu\text{m}$ )	224,72	441,21
$D_{32}$ ( $\mu\text{m}$ )	77,14	271,50
$D_{43}$ ( $\mu\text{m}$ )	124,14	320,13

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

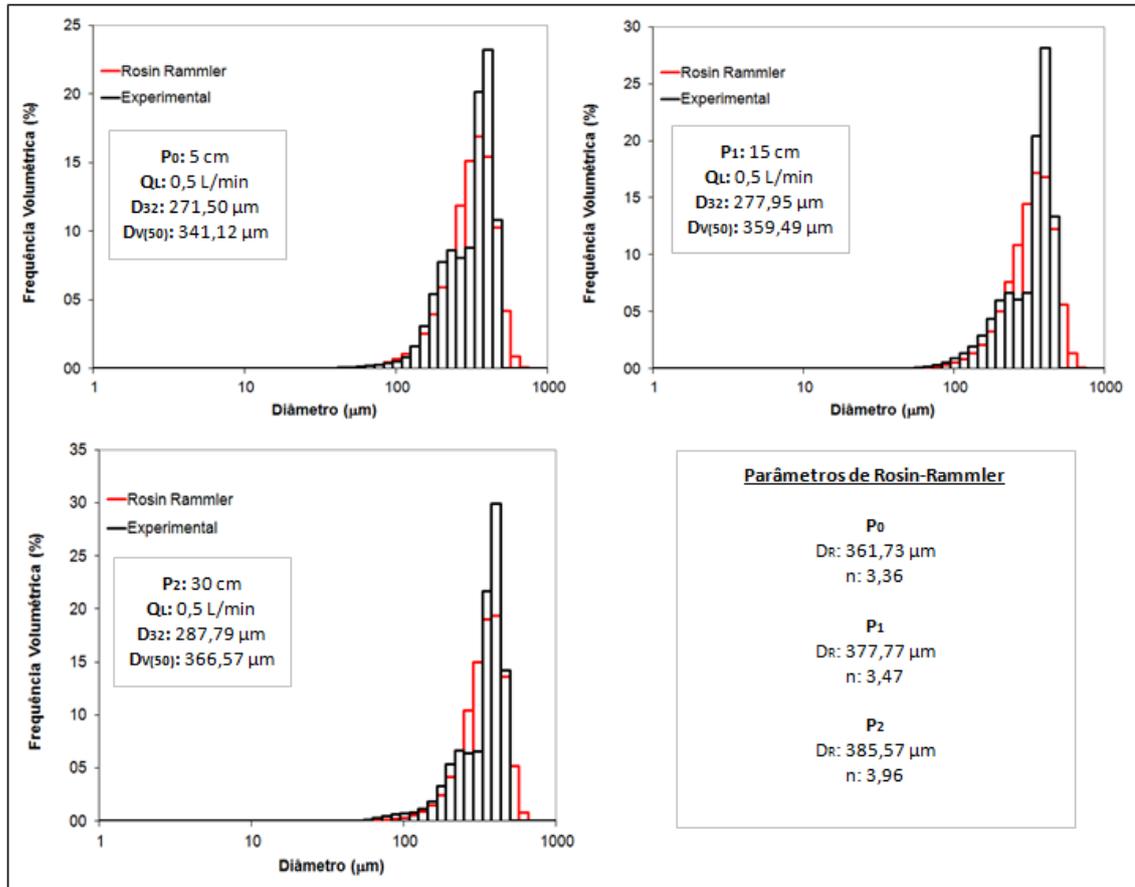
A partir dos dados gerados de distribuição volumétrica dos tamanhos de gotas pelo Malvern Spraytec, foi possível elaborar os histogramas referentes aos testes de caracterização realizados para os Bocais 01 e 02, os quais estão ilustrados nas Figuras 4.5 e 4.6. Além disso, as imagens fotográficas dos jatos de líquido produzidos pelos Bocais 01 e 02, com  $Q_L = 0,5$  L/min, estão ilustradas na Figura 4.7.

Figura 4.5 – Histogramas das distribuições de tamanho das gotas geradas pelo Bocal 01 (MGA 01 – 90°).



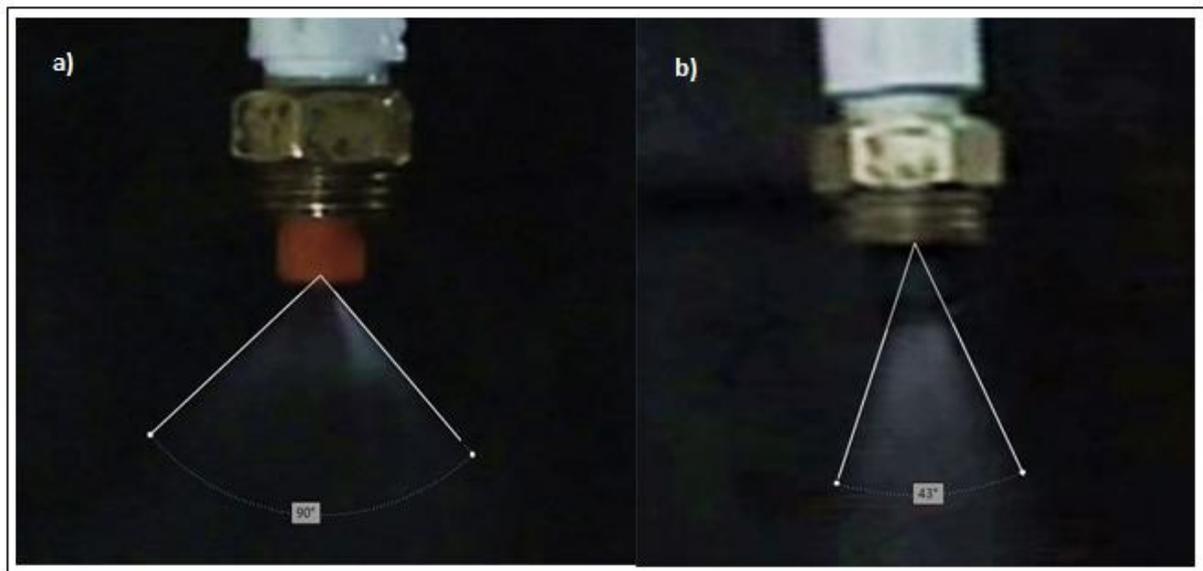
Fonte: Acervo pessoal (2017).

Figura 4.6 - Histogramas das distribuições de tamanho das gotas geradas pelo Bocal 02 (MAG CH 2).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Figura 4.7 - Imagens dos jatos gerados pelos bocais 01 (a) e 02 (b).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Por fim, os sprays gerados pelo Bocal 01 também foram caracterizados nas vazões de 0,30 e 0,40 L/min, uma vez que o desempenho do ciclone também foi avaliado nessas condições. Os dados dessa caracterização estão expostos nas Tabelas 4.18 e 4.19 respectivamente.

**Tabela 4.18 – Parâmetros característicos do Bocal 01 para  $Q_L = 0,30$  L/min.**

<b>Parâmetro</b>	<b>P<sub>0</sub></b>	<b>P<sub>1</sub></b>	<b>P<sub>2</sub></b>
D <sub>V(10)</sub> (µm)	81,33	92,51	168,78
D <sub>V(50)</sub> (µm)	193,24	181,30	248,65
D <sub>V(90)</sub> (µm)	360,83	344,86	399,56
D <sub>32</sub> (µm)	145,79	152,47	240,39
D <sub>43</sub> (µm)	207,65	199,98	267,61
Ângulo		63°	
$\Delta P_L$ (bar)		2,13	

Fonte: Acervo pessoal (2017).

**Tabela 4.19 - Parâmetros característicos do Bocal 01 para  $Q_L = 0,40$  L/min.**

<b>Parâmetro</b>	<b>P<sub>0</sub></b>	<b>P<sub>1</sub></b>	<b>P<sub>2</sub></b>
D <sub>V(10)</sub> (µm)	50,57	62,17	115,46
D <sub>V(50)</sub> (µm)	131,25	128,35	173,50
D <sub>V(90)</sub> (µm)	273,30	250,96	302,77
D <sub>32</sub> (µm)	95,59	106,31	163,30
D <sub>43</sub> (µm)	148,23	145,40	191,34
Ângulo		81°	
$\Delta P_L$ (bar)		2,90	

Fonte: Acervo Pessoal (2017).

No APÊNDICE F, encontram-se os histogramas de distribuição de gotas referentes ao Bocal 01 operando com as vazões de líquido de 0,30 e 0,40 L/min.

#### 4.1.6 Vazão de Líquido

Para o bocal pulverizador MGA 01 - cone oco (Bocal 01), a vazão de líquido foi aferida nas condições apresentadas na Tabela 4.20.

**Tabela 4.20 - Vazão de líquido para o bocal pulverizador MGA 01 – 90° (cone oco): Bocal 01.**

Vazão de líquido nominal (L/min)	T <sub>L</sub> (°C)	m <sub>L</sub> (kg/s)	Q <sub>L</sub> (m <sup>3</sup> /s)	Q <sub>L</sub> (L/min)
1 bocal pulverizador (1 S)				
0,3	17,2	5,31.10 <sup>-3</sup>	5,32.10 <sup>-6</sup>	0,32
0,4	15,5	7,12.10 <sup>-3</sup>	7,13.10 <sup>-6</sup>	0,43
0,5	15,6	7,87.10 <sup>-3</sup>	7,87.10 <sup>-6</sup>	0,47
2 bocais pulverizadores (1S + 1L)				
1,0	20,0	2,10.10 <sup>-2</sup>	2,11.10 <sup>-5</sup>	1,26
4 bocais pulverizadores (1S + 1L + 2S + 3L)				
2,0	20,8	3,47.10 <sup>-2</sup>	3,48.10 <sup>-5</sup>	2,09

Fonte: Acervo pessoal (2017).

A Tabela 4.21 exibe a vazão de líquido aferida para o bocal MAG CH 2 (Bocal 02) para a realização dos testes da Condição úmida V.

**Tabela 4.21 - Vazão de líquido para o bocal pulverizador MAG CH 2 (cone sólido): Bocal 02.**

Vazão de líquido nominal (L/min)	T <sub>L</sub> (°C)	m <sub>L</sub> (kg/s)	Q <sub>L</sub> (m <sup>3</sup> /s)	Q <sub>L</sub> (L/min)
1 bocal pulverizador (1 S)				
0,5	24,95	7,78.10 <sup>-3</sup>	7,79.10 <sup>-6</sup>	0,47

Fonte: Acervo pessoal (2017).

#### 4.1.7 Queda de Pressão: Ensaio Preliminar

Os resultados dos ensaios preliminares de queda de pressão que objetivaram constatar se as leituras de pressão estática poderiam ser realizadas de forma satisfatória no duto de saída horizontal, como exemplificado na Figura 3.12, estão contidos na Tabela 4.22.

**Tabela 4.22 – Testes iniciais de aferição da queda de pressão.**

Capacidade de vazão	Pressão (cmH <sub>2</sub> O)		Erro (%)
	Duto de saída do ciclone	Duto de saída horizontal	
1	6,3	6,3	0,5
2	4,3	4,3	0,8
3	2,2	2,2	0,0

**Fonte: Acervo Pessoal (2017).**

Avaliando os dados da Tabela 4.22, verifica-se que o procedimento de aferir a pressão estática no duto de saída horizontal não compromete os resultados de queda pressão, apresentando um erro relativo menor que 1%, o qual também está associado à precisão do equipamento de medida.

## 4.2 Desempenho do Ciclone: Operação a Seco e a Úmido

Os resultados apresentados nesta seção estão segmentados em duas principais subdivisões: i) Operação a Seco e ii) Operação a Úmido, nas quais serão expostos os principais resultados de eficiências de coleta e queda de pressão e uma análise dos mesmos.

### 4.2.1 Operação a Seco

Como já explicitado na seção 3.2.11, as três condições operacionais dos testes experimentais realizados com o ciclone operando a seco e suas respectivas variáveis de processo estão apresentadas na Tabela 4.23.

Tabela 4.23 - Condições experimentais a seco.

Capacidade de vazão	$v_i$ (m/s)	$[m_p]$ (g/m <sup>3</sup> )	$T_e$ (°C)	$T_s$ (°C)	$\Delta T$ (°C)
1	13,57	0,44	56,1	54,3	1,9
2	10,71	0,56	45,5	43,6	1,9
3	8,02	0,75	37,8	35,4	2,4

Fonte: Acervo pessoal (2017).

#### 4.2.1.1 Eficiência Global

Os resultados obtidos de concentração de material particulado na entrada e na saída do ciclone por meio da amostragem isocinética e calculados pela Equação 3.19, bem como os de eficiências globais para cada uma das condições experimentais estão demonstrados na Tabela 4.24.

Tabela 4.24 – Concentração de material de particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a seco.

Capacidade de vazão	$C_e$ (g/m <sup>3</sup> )	$C_s$ (g/m <sup>3</sup> )	$\eta_s$ (%)
1	0,43	0,08	81,00 ± 0,26
2	0,49	0,11	78,41 ± 0,39
3	0,66	0,16	75,25 ± 0,10

Fonte: Acervo pessoal (2017).

A partir dos dados contidos na Tabela 4.24, observa-se que a eficiência de separação do ciclone operando a seco sofreu um acréscimo quando a capacidade de vazão variou de 3 para a 1. Para investigar qual foi a variável de processo responsável por determinar esse comportamento, fez-se necessário, em um primeiro momento, identificar quais foram as variáveis operacionais que se alteraram juntamente com as capacidades de vazão. Essas variáveis são:

- temperatura de entrada ( $T_e$ );
- concentração de entrada de material particulado ( $[m_p]$ );
- velocidade de entrada ( $v_i$ ).

Analisando, primeiramente, a temperatura de entrada da corrente gasosa ( $T_e$ ), tem-se que, no trabalho de Alves (2017), foi realizado um tratamento estatístico nos resultados obtidos de eficiência a partir de um ciclone experimental operando no modo seco. Por meio desse tratamento, foi possível determinar quais eram as variáveis mais significativas na eficiência de coleta do ciclone. Como resposta, obteve-se que a variável de maior impacto na eficiência do ciclone foi a velocidade de entrada do gás. Em contrapartida, a temperatura de entrada foi a que menos afetou a eficiência de separação. Além disso, no estudo de Alves (2017), a temperatura foi variada de 55,5 até 95,5 °C. No presente trabalho, a mesma foi alterada de 36,8 a 56,1 °C, uma variação pequena em relação à do estudo de Alves (2017). Essa variação se deu por causa do soprador utilizado nos experimentos, o qual, na sua capacidade máxima de operação (capacidade de vazão 1), promovia um maior aquecimento do gás. Portanto, conclui-se que, nesse caso, a variável temperatura de entrada do gás ( $T_e$ ) não corresponde ao parâmetro determinante no comportamento da eficiência de coleta do ciclone.

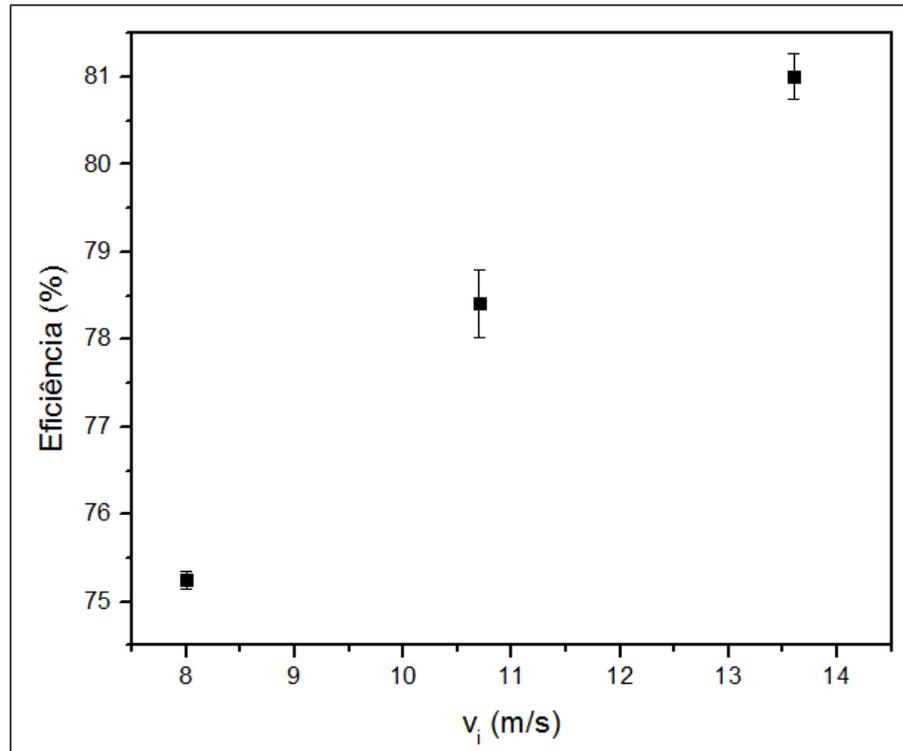
Em relação à concentração de material particulado, nota-se que a concentração de particulados no sistema está aumentando da capacidade de vazão 1 para 3. Esse comportamento se sucede uma vez que a velocidade de rotação do prato giratório foi mantida constante a 90% em todos os ensaios experimentais. Como a vazão de gás injetada no ciclone diminui da capacidade 1 para 3, logo a concentração de sólido na mesma sofre um aumento. Hoffmann *et al.* (1990) conduziram um estudo investigativo sobre a influência da concentração de sólidos no desempenho dos ciclones. Segundo eles, o aumento da concentração de partículas na alimentação, eleva, substancialmente, a eficiência de coleta e provoca uma diminuição na queda de pressão. Nos resultados apresentados na Tabela 4.24, a eficiência de coleta está aumentando na medida que a concentração de sólidos na alimentação diminui. Isso significa que não é a variável  $[m_p]$  que está provocando este acréscimo. Além disso, no estudo de Hoffmann *et al.* (1990), a concentração de sólidos foi variada de 0,5 a 130 g/m<sup>3</sup>, uma variação muito expressiva quando comparada com a do presente trabalho, a qual é praticamente insignificante (de 0,43 a 0,66 g/m<sup>3</sup>). Logo, constata-se que a variável  $[m_p]$  não está afetando a eficiência de coleta.

Por fim, tem-se a velocidade de entrada do gás no ciclone, a qual, por eliminação, já corresponde à variável responsável pelo acréscimo da eficiência de coleta. Por embasamento teórico, Zhu e Lee (1999); Xiang *et al.* (2001) e Azadi e Azadi (2012) mostraram em seus estudos que o aumento da velocidade de entrada da corrente gasosa eleva a eficiência de separação em ciclones e que essa variável é uma das que mais afeta o desempenho nesses

equipamentos. Sendo assim, a elevação da eficiência global do ciclone operando a seco nos testes experimentais se deu devido ao aumento da velocidade de entrada do gás.

Assim, a Figura 4.8 ilustra o comportamento da eficiência global do ciclone em função da velocidade de entrada do gás.

**Figura 4.8 – Eficiência global do ciclone operando a seco em função da velocidade de entrada.**



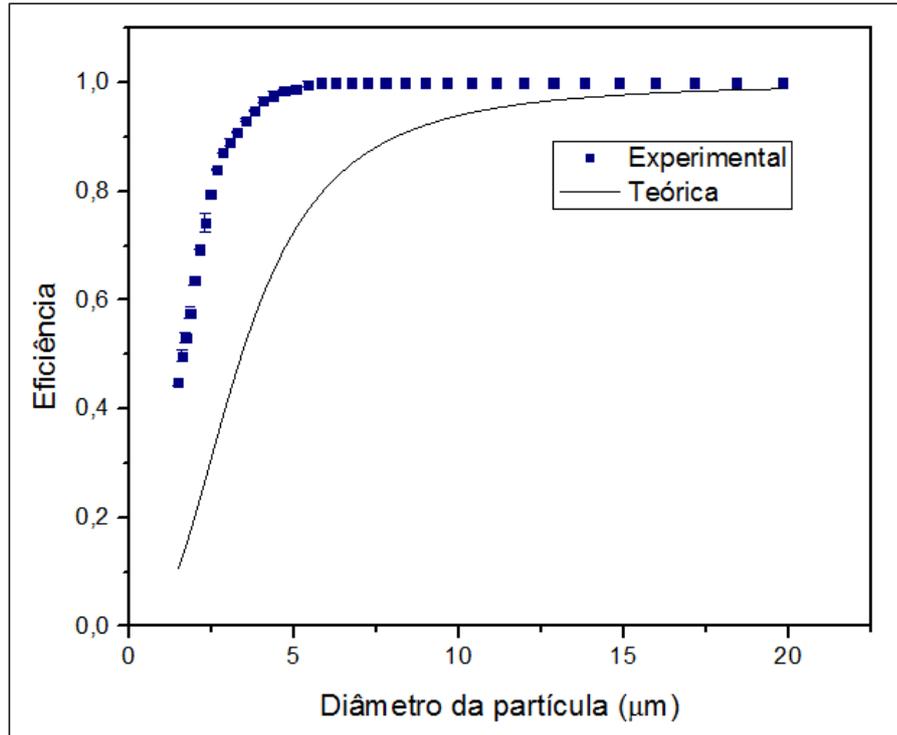
Fonte: Acervo pessoal (2018).

Ressalta-se que no APÊNDICE D, há um maior detalhamento dos valores dos parâmetros utilizados no cálculo das eficiências globais de coleta para a operação a seco.

#### 4.2.1.2 Eficiência Fracionária

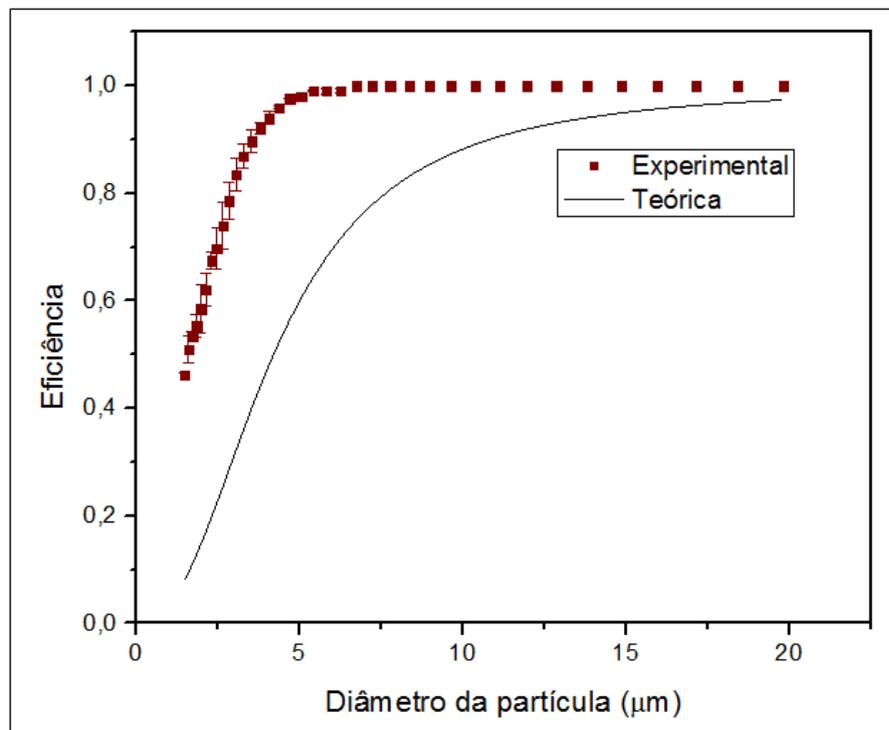
A partir dos dados gerados pelo APS, os quais estão apresentados nas tabelas do APÊNDICE E, foi possível traçar a curva de eficiência fracionária para as três condições experimentais referentes ao ciclone operando no modo seco. Ainda, as curvas de eficiência fracionária obtidas experimentalmente foram comparadas com o modelo teórico proposto por Iozia e Leith (1989), expresso por meio da Equação 2.3. As Figuras 4.9, 4.10 e 4.11 ilustram as curvas de eficiências fracionárias para as capacidades de vazão 1, 2 e 3, respectivamente.

Figura 4.9 – Curva de eficiência experimental e teórica para capacidade de vazão 1: operação a seco.



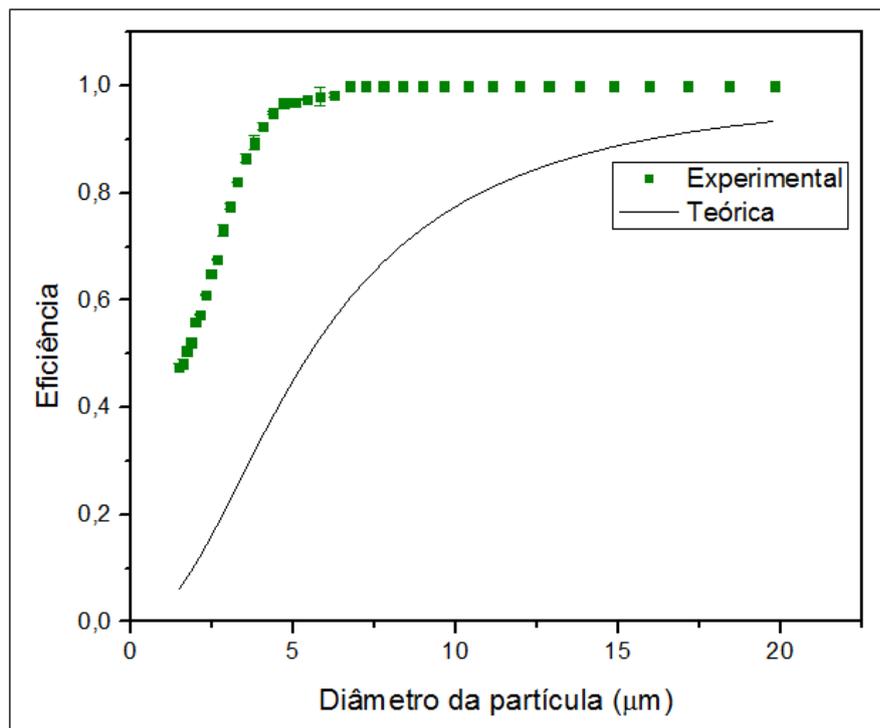
Fonte: Acervo pessoal (2018).

Figura 4.10 - Curva de eficiência experimental e teórica para capacidade de vazão 2: operação a seco.



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Figura 4.11 - Curva de eficiência experimental e teórica para capacidade de vazão 3: operação a seco.



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Observando as curvas de eficiência fracionária contidas nas Figuras 4.9, 4.10 e 4.11, nota-se que, os pontos determinados experimentalmente foram superiores que as curvas do modelo teórico proposto por Iozia e Leith (1989), indicando que o ciclone utilizado nos experimentos foi projetado adequadamente para coletar partículas sólidas de maneira eficaz, especialmente as que possuem diâmetro aerodinâmico menor que 10 µm. Além disso, constata-se que os pontos experimentais apresentaram a mesma tendência da curva de eficiência fracionária teórica, típica de um coletor ciclônico.

Apesar de ainda ter apresentado um desvio considerável (Tabela 4.25), o melhor ajuste do modelo teórico se deu para a capacidade de vazão 1 (Figura 4.9), isto é, para a condição experimental na qual se empregou a maior velocidade de entrada, enquanto que para as capacidades de vazão 2 e 3 (Figuras 4.10 e 4.11), os desvios entre as eficiências fracionárias experimentais e teóricas foram mais elevados. Esses desvios para determinados tamanhos de partículas estão contidos na Tabela 4.25.

**Tabela 4.25 – Desvios entre a eficiência fracionária experimental e a do modelo proposto por Iozia e Leith (1989).**

<b>Diâmetro da partícula (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>Capacidade de vazão 1</b>	<b>Capacidade de vazão 2</b>	<b>Capacidade de vazão 3</b>
1,5 $\mu\text{m}$	75,85 %	82,28 %	86,83 %
2,5 $\mu\text{m}$	61,66 %	67,93 %	75,47 %
5,0 $\mu\text{m}$	25,81 %	38,26 %	52,95 %
10,4 $\mu\text{m}$	5,48 %	10,87 %	21,18 %

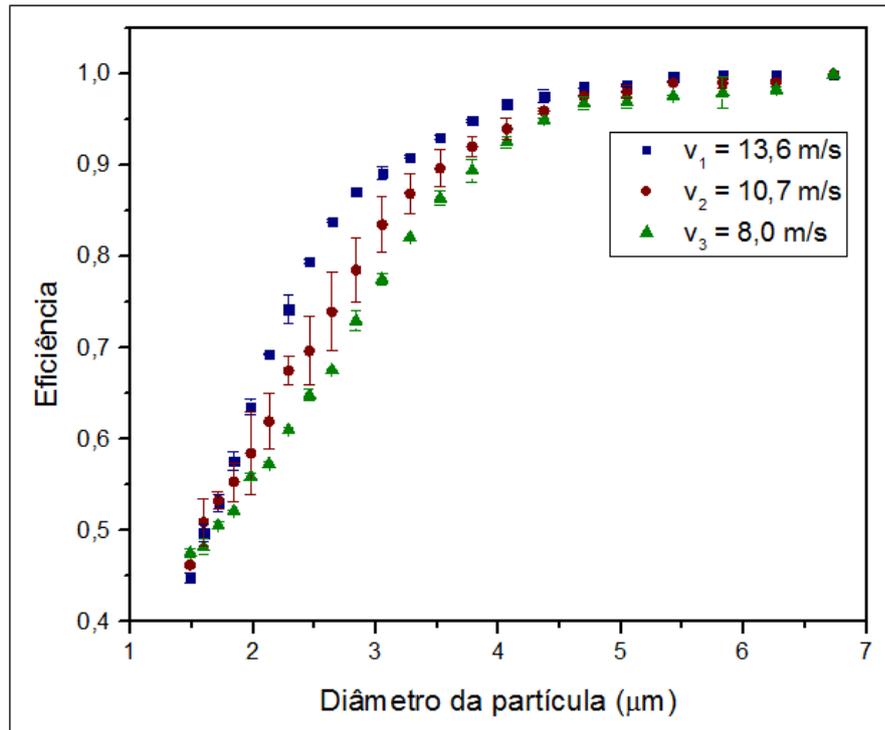
**Fonte: Acervo pessoal (2018).**

A partir dos dados da Tabela 4.25, verifica-se que a concordância do modelo proposto por Iozia e Leith (1989) foi melhor conforme se deu o aumento da velocidade de entrada (capacidade de vazão 1). Tal comportamento aconteceu, pois a correlação empírica do modelo (Equação 2.3) possui uma relação quadrática com a velocidade de entrada ( $v_1$ ), a fim de descrever a acentuada dependência que a eficiência de coleta dispõe com a velocidade de entrada do gás no ciclone. Experimentalmente, também foi constatada essa influência da velocidade de entrada sobre a eficiência de coleta (Figura 4.12), já que maiores velocidades promoveram uma maior eficiência de separação. No entanto, esses desvios ocorrem uma vez que as condições experimentais e os métodos de medição utilizados são distintos quando comparados com as condições empregadas para a elaboração dos modelos empíricos.

Ademais, verifica-se que, de forma geral, os desvios sofreram um decréscimo conforme o aumento do tamanho das partículas sólidas. Esse comportamento pode estar relacionado ao próprio projeto do ciclone experimental, o qual se mostrou eficaz na remoção de partículas finas, e/ou à própria dificuldade dos modelos empíricos mais antigos de prever o comportamento das partículas menores por conta dos métodos menos avançados de medição.

Por fim, realizando uma análise comparativa entre as três curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando de forma convencional, tem-se a Figura 4.12, na qual a eficiência fracionária de coleta a seco também seguiu a tendência evidenciada com a eficiência global de coleta, isto é, maiores velocidades de entrada melhoraram o desempenho de separação dos ciclones. Isso se deu, porque com o aumento da velocidade do gás, consequentemente, também ocorre o aumento da sua energia de turbulência, a qual favorece a força centrífuga do ciclone para que, dessa forma, a coleta de partículas seja mais eficiente.

Figura 4.12 - Curvas de eficiência fracionária para as três condições experimentais: operação a seco.



Fonte: Acervo pessoal (2018).

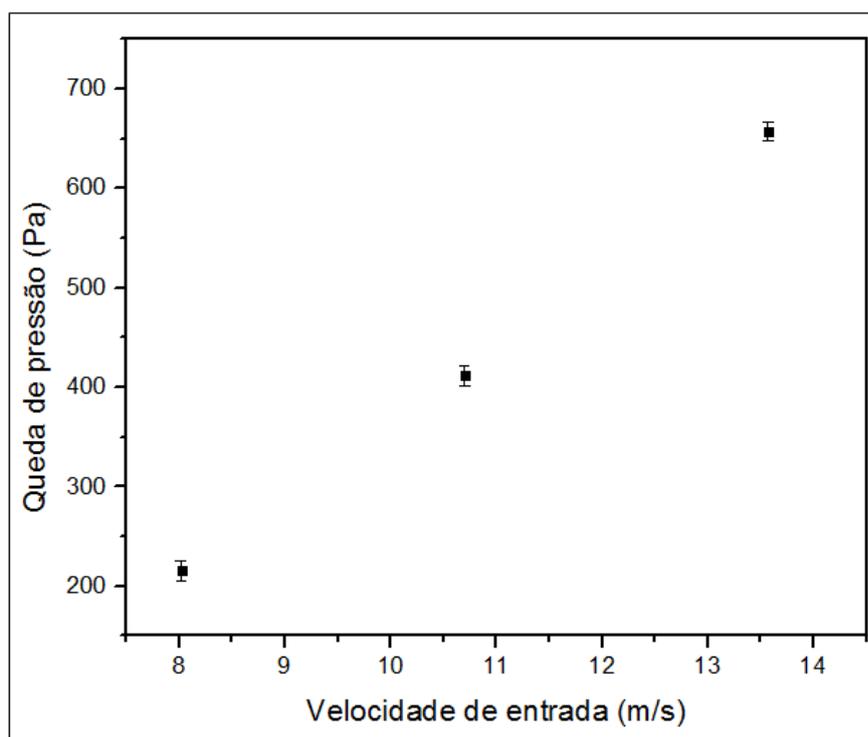
#### 4.2.1.3 Queda de Pressão

Assim como ocorre com a eficiência de coleta global, a influência da velocidade de entrada do gás, nesse caso, é maior que a das outras variáveis na queda de pressão do ciclone operando no modo seco. Para ilustrar o comportamento da queda de pressão no ciclone em função da velocidade de entrada do gás, tem-se a Figura 4.13.

Examinando a variação da queda de pressão com a velocidade de entrada do gás por meio da Figura 4.13, constata-se que o aumento da velocidade de entrada provocou um aumento na queda de pressão, comportamento já previsto pela correlação empírica expressa pela Equação 2.12, na qual a perda de carga no ciclone está relacionada de maneira direta com a velocidade de entrada do gás ao quadrado. Em vista disso, o comportamento observado experimentalmente está de acordo com o previsto pela literatura.

Os valores experimentais de queda de pressão também foram comparados com as correlações empíricas propostas por Shepherd e Lapple (1939), Casal e Benet (1983) e Ramachandran *et al.* (1991), apresentados na Tabela 4.26.

Figura 4.13 - Queda de pressão em função da velocidade de entrada do gás: Operação a seco.



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Tabela 4.26 - Comparação dos valores experimentais de queda de pressão com os modelos empíricos:  
Operação a seco.

Capacidade de vazão	$\Delta P_{\text{exp}}$ (Pa)	Shepherd e Lapple (1939)		Casal e Benet (1983)		Ramachandran <i>et al.</i> (1991)	
		$\Delta P_t$ (Pa)	Erro (%)	$\Delta P_t$ (Pa)	Erro (%)	$\Delta P_t$ (Pa)	Erro (%)
1	657,1 ± 9,8	649,6	1,2	338,6	91,8	487,7	34,7
2	411,9 ± 9,8	432,4	4,7	225,4	82,7	324,6	26,9
3	215,8 ± 9,8	257,7	16,3	134,3	60,6	193,5	11,5

Fonte: Acervo pessoal (2017).

A partir dos dados contidos na Tabela 4.26, tem-se que a correlação empírica proposta por Shepherd e Lapple (1939) foi a que apresentou o melhor ajuste para as quedas de pressão experimentais para as capacidades de vazão 1 e 2, com erros relativos baixos de 1,15 e 4,73%, respectivamente. Para a menor capacidade de vazão (3), o modelo que melhor ajustou os resultados experimentais foi o de Ramachandran *et al.* (1991), com um erro de 11,51%. A correlação de Casal e Benet (1983) não ajustou de forma satisfatória os dados

experimentais de queda de pressão, apresentando erros relativos muito elevados, maiores que 60%.

O modelo de Shepherd e Lapple (1939), por ser teórico ou semiempírico, foi derivado de hipóteses físicas e equações matemáticas, as quais são baseadas no comportamento ideal e nos mecanismos de dissipação de energia do gás no ciclone. Portanto, os desvios entre os resultados experimentais e os valores previstos pelo modelo ocorrem, principalmente, devido às diferenças entre as condições simplificadoras e as hipóteses adotadas (ZHAO, 2009). Como, neste caso, o modelo de Shepherd e Lapple (1939) é apropriado para o ciclone experimental em questão (ciclone com entrada tangencial), os erros relativos obtidos foram baixos.

Em contrapartida, os modelos propostos por Casal e Benet (1983) e Ramachandran *et. al* (1991) são estatísticos, isto é, foram desenvolvidos por meio de análises de regressões múltiplas baseadas em um grande número de dados experimentais de perda de carga obtidos para diferentes configurações de ciclone (ZHAO, 2009). Com isso, os erros mais elevados para estes casos são justificados pela grande dificuldade que esses modelos estatísticos possuem em se determinar uma função matemática adequada que consiga prever, de modo satisfatório, dados experimentais de perda de carga provenientes de um modelo específico de ciclone.

#### 4.2.2 Operação a Úmido

Como já especificado na Seção 3.2.11, os ensaios experimentais a úmido foram subdivididos em cinco principais condições “úmidas”:

- I. Bocal pulverizador: 01(cone oco);  
 $Q_L = 0,47$  L/min;  
Posição de injeção de líquido:  $p_{1S}$  (1S);  
Velocidade de entrada do gás variável ( $v_{i_1}$ ;  $v_{i_2}$  e  $v_{i_3}$ ).
  
- II. Bocal pulverizador: 01(cone oco);  
 $L/G = 0,10$  L/min;  
Posição de injeção de líquido:  $p_{1S}$  (1S);  
Velocidade de entrada do gás variável ( $v_{i_1}$ ;  $v_{i_2}$  e  $v_{i_3}$ ).

- III. Bocal pulverizador: 01(cone oco);  
 $Q_L = 0,47$  L/min;  
 $L/G = 0,10$  L/min;  
 Velocidade de entrada do gás:  $v_{i1}$ ;  
 Posição de injeção de líquido variável:  $p_{1S}$  (1S);  $p_{2S}$  (2S);  $p_{3S}$  (3S);  $p_{1L}$  (1L);  
 $p_{2L}$  (2L) e  $p_{3L}$  (3L).
- IV. Bocal pulverizador: 01(cone oco);  
 Velocidade de entrada do gás:  $v_{i1}$ ;  
 $L/G$  variável: 0,10; 0,26 e 0,46 L/m<sup>3</sup>;  
 Posição de injeção de líquido variável:  $p_{1S}$  (1S);  $p_{1S} + p_{1L}$  (1S + 1L);  $p_{1S} +$   
 $p_{2S} + p_{1L} + p_{3L}$  (1S + 2S + 1L + 3L).
- V. Bocal pulverizador: 02 (cone sólido);  
 Velocidade de entrada do gás:  $v_{i1}$ ;  
 $L/G$ : 0,10 L/m<sup>3</sup>  
 Posição de injeção de líquido:  $p_{1S}$ .

Para apresentar os valores dos parâmetros de processo nas quais cada uma dessas condições foram realizadas, tem-se as Tabelas 4.27; 4.28; 4.29; 4.30 e 4.31.

**Tabela 4.27 – Parâmetros de processo da condição úmida (I).**

<b>Capacidade de vazão</b>	<b><math>v_i</math> (m/s)</b>	<b><math>L/G</math> (L/m<sup>3</sup>)</b>	<b><math>T_e</math> (°C)</b>	<b><math>U_{r_e}</math> (%)</b>	<b><math>\Delta T</math> (°C)</b>	<b><math>\Delta U_{r_e}</math> (%)</b>
1	13,57	0,10	53,9	7,8	18,4	29,7
2	10,71	0,12	41,8	13,7	12,3	31,6
3	8,02	0,16	34,4	20,2	10,0	36,7

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Tabela 4.28 - Parâmetros de processo da condição úmida (II).

Capacidade de vazão	$v_i$ (m/s)	$\tau_i$ (s)	$Q_L$ (L/min)	$T_e$ (°C)	$U_{r_e}$ (%)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta U_{r_e}$ (%)
1	13,57	0,56	0,47	53,9	7,8	18,4	29,7
2	10,71	0,72	0,43	42,2	11,5	12,5	30,8
3	8,02	0,96	0,32	34,5	21,7	9,4	34,3

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Tabela 4.29 - Parâmetros de processo da condição úmida (III).

Posição	$T_e$ (°C)	$U_{r_e}$ (%)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta U_{r_e}$ (%)
1S, 2S, 3S, 1L, 2L, 3L	54,3	7,7	18,7	29,9

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Tabela 4.30 - Parâmetros de processo da condição úmida (IV).

Quantidade de bocal	$Q_L$ (L/min)	L/G (L/m <sup>3</sup> )	$T_e$ (°C)	$U_{r_e}$ (%)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta U_{r_e}$ (%)
1S	0,47	0,10	53,9	7,8	18,4	29,7
1S + 1L	1,26	0,26	56,8	6,0	19,5	34,8
1S + 1L + 2S + 3L	2,09	0,43	55,9	6,3	20,2	42,5

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Tabela 4.31 - Parâmetros de processo da condição úmida (V).

Tipo de bocal	$Q_L$ (L/min)	L/G (L/m <sup>3</sup> )	$T_e$ (°C)	$U_{r_e}$ (%)	$\Delta T$ (°C)	$\Delta U_{r_e}$ (%)
Bocal 02	0,45	0,10	56,1	8,1	14,6	18,7

Fonte: Acervo pessoal (2017).

#### 4.2.2.1 Eficiência Global

- Condição I:

Os resultados determinados de concentração de material particulado na entrada e na saída do ciclone operando a úmido e de eficiências globais para a condição experimental úmida I estão exibidos na Tabela 4.32.

**Tabela 4.32 - Concentração de material particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a úmido na condição (I) .**

Capacidade de vazão	$v_i$ (m/s)	$C_e$ (g/m <sup>3</sup> )	$C_s$ (g/m <sup>3</sup> )	L/G (L/m <sup>3</sup> )	$\eta_u$ (%)
1	13,57	0,42	0,02	0,10	95,50 ± 0,05
2	10,71	0,50	0,03	0,12	94,16 ± 0,16
3	8,02	0,66	0,05	0,16	91,79 ± 0,41

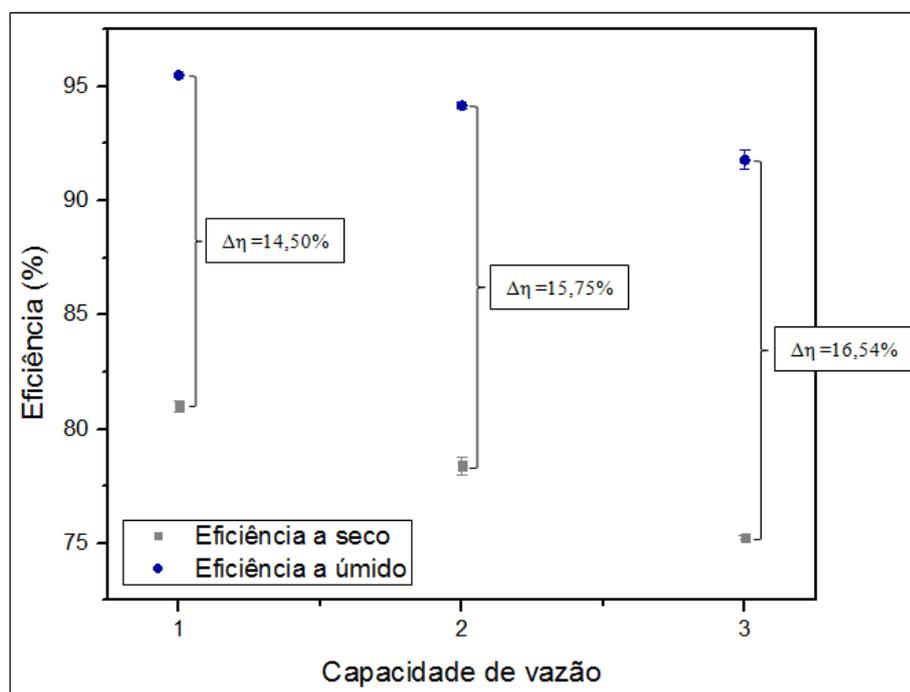
Fonte: Acervo pessoal (2017).

Considerando os dados apresentados na Tabela 4.32, constata-se que o comportamento observado com o ciclone operando a seco se mantém quando se promove a injeção de água no seu interior, ou seja, maiores velocidades de entrada de gás promovem uma maior eficiência global de coleta de particulados, mesmo com uma menor razão L/G.

Comparando as eficiências obtidas a úmido com as obtidas com a operação a seco, tem-se o gráfico contido da Figura 4.14, a partir do qual verifica-se que houve um aumento significativo, isto é: em torno de 15%, da eficiência de coleta com a injeção de água para todas as velocidades de entrada de gás.

O acréscimo da eficiência para a remoção de partículas sólidas, quando se promove a nebulização de líquido no interior de um separador ciclônico, já foi evidenciado e investigado por diversos estudos correlacionados com o ciclone úmido apresentados na Seção 2.5.1. Essa melhora no desempenho dos ciclones se sucede porque o líquido atomizado funciona como um mecanismo coletor adicional no interior do ciclone, no qual as partículas sólidas se aderem e, conseqüentemente, elevam a sua inércia, tornando a força centrífuga do ciclone sobre essas partículas mais eficaz, principalmente para as de menores tamanhos.

Figura 4.14 – Comparação com as eficiências obtidas com o ciclone operando a seco e a úmido (I).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

No entanto, há diversos fatores relacionados com o aumento da eficiência quando se adiciona líquido em coletores ciclônicos como: velocidade, concentração e área superficial das gotas; tempo de residência do gás; razão L/G; pressão de injeção de líquido e distribuição do tamanho das gotas. Todos esses parâmetros devem ser levados em consideração quando se pretende projetar coletores úmidos para que sua operação seja realizada da maneira mais eficiente possível.

- Condição II:

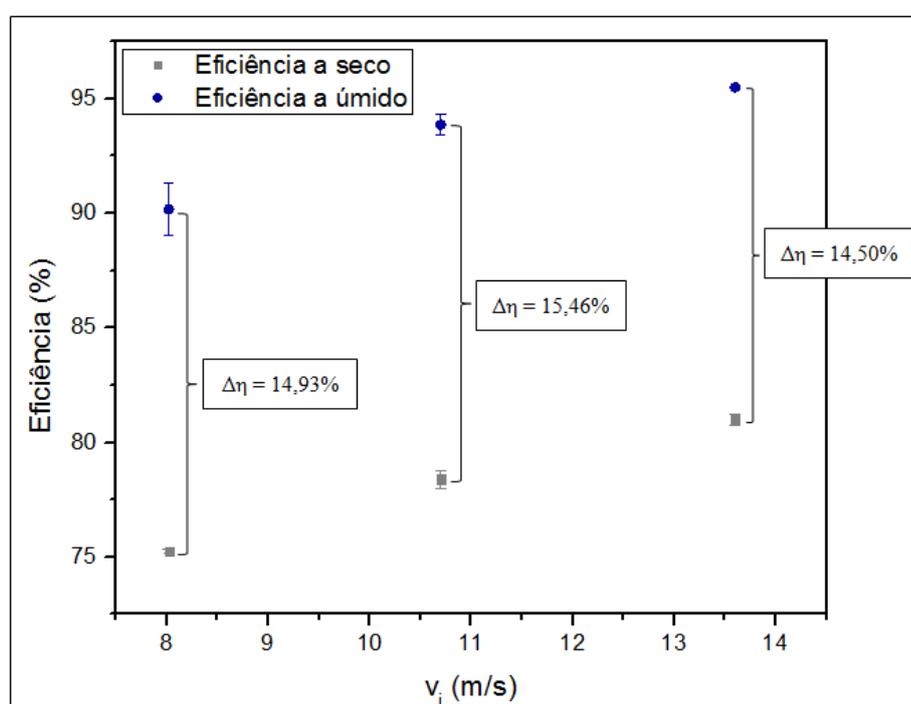
A Tabela 4.33 demonstra os valores obtidos de concentração de material particulado na entrada e na saída do ciclone operando a úmido e de eficiências globais para a condição úmida II e o gráfico da Figura 4.15 compara as eficiências globais do ciclone operando a úmido com L/G constante, apresentados na Tabela 4.33, com os resultados no modo seco.

Tabela 4.33 - Concentração de material particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a úmido na condição (II).

Capacidade de vazão	$v_i$ (m/s)	$C_e$ (g/m <sup>3</sup> )	$C_s$ (g/m <sup>3</sup> )	$\eta_u$ (%)
1	13,57	0,42	0,02	95,50 ± 0,05
2	10,71	0,51	0,03	93,87 ± 0,44
3	8,02	0,68	0,07	90,18 ± 1,14

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Figura 4.15 - Comparação com as eficiências obtidas com o ciclone operando a seco e a úmido (II).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

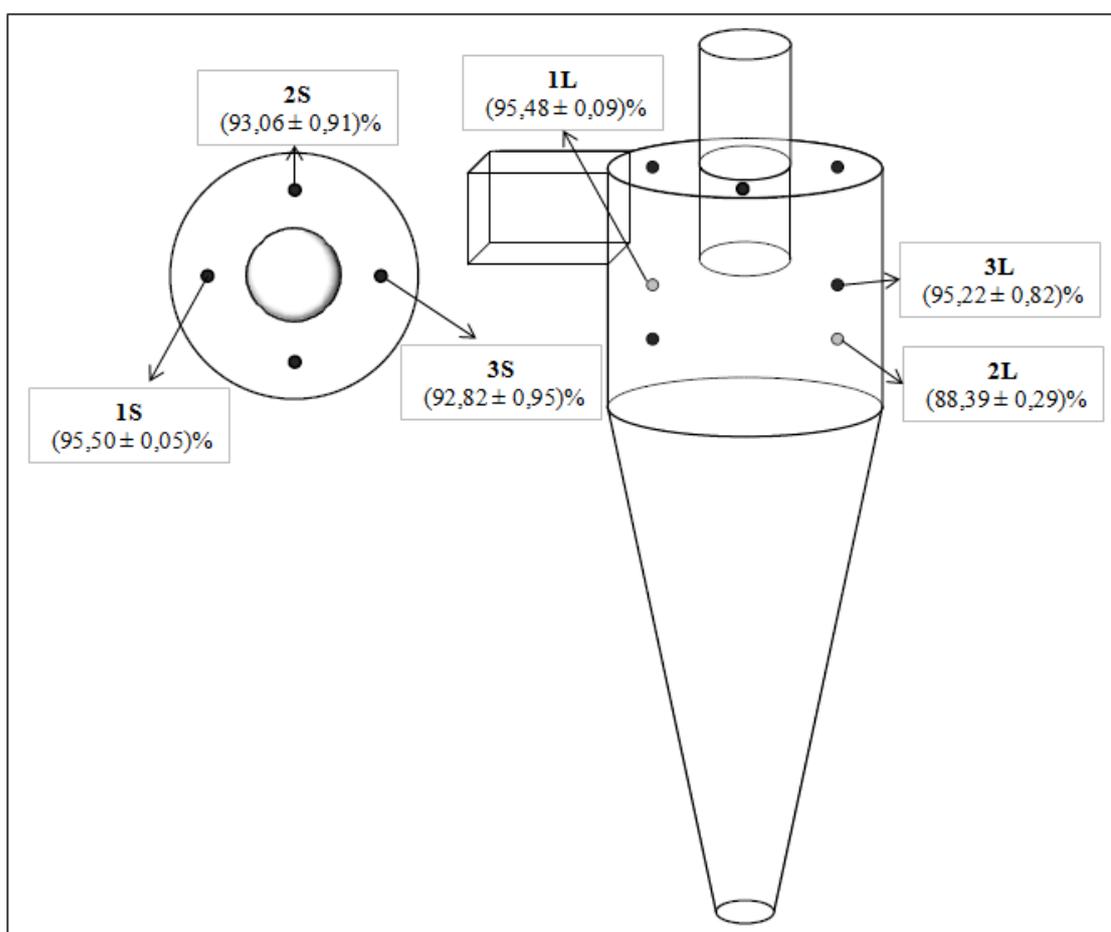
A partir da comparação das eficiências ilustrada na Figura 4.15, verifica-se que, apesar da maior velocidade de entrada do gás acarretar em uma maior eficiência global de coleta, os maiores aumentos na eficiência, mantendo a razão L/G constante, ocorreram quando o gás estava sujeito às menores velocidades de entrada ( $v_{i_2} = 10,71$  e  $v_{i_3} = 8,02$  m/s). Esse comportamento pode estar associado ao tempo de residência do gás em contato com as gotas no interior do ciclone, apresentados na Tabela 4.5, o qual diminui com o acréscimo da velocidade de entrada da corrente gasosa. Sendo assim, tempos de residência mais altos podem provocar maiores variações nas eficiências de separação, uma vez que o gás

contendo partículas permanece mais tempo em contato com as gotas, aumentando assim a probabilidade da colisão entre as gotas e as partículas acontecer.

▪ Condição III:

Os valores de eficiência obtidos em função da posição de injeção de líquido estão esquematizados na Figura 4.16.

**Figura 4.16 - Eficiências globais do ciclone operando a úmido em função da posição de injeção de água na condição (III).**



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Analisando os resultados da Figura 4.16, observa-se que a eficiência de coleta do ciclone foi afetada quando se alterou a posição de injeção de líquido no seu interior. Quando o líquido foi injetado através dos bocais situados na parede superior do equipamento (1S, 2S e 3S), a eficiência de separação foi maior quando a introdução de água se deu mais próxima da entrada tangencial do ciclone ( $\eta_{1S} > \eta_{2S} > \eta_{3S}$ ).

Em relação à injeção pelas paredes laterais do ciclone, a variável que mais afetou a eficiência de coleta, nesse caso, foi a altura do bocal no corpo cilíndrico, uma vez que as eficiências foram semelhantes e maiores em  $p_{1L}$  e  $p_{3L}$ , os quais estão posicionados na mesma altura e acima de  $p_5$ , posição que promoveu a menor eficiência (88,39%).

Considerando o posicionamento de injeção de líquido de maneira generalizada, as maiores eficiências de separação foram alcançadas quando a posição de injeção possibilitou que o jato de líquido atingisse de forma direta o gás de entrada carregado de partículas sólidas, possibilitando que as gotas colidissem com o material particulado mais efetivamente. As posições que promoveram tal comportamento foram:  $p_1$ ,  $p_{1L}$  e  $p_{3L}$ .

Sendo assim, foi possível constatar que a posição de injeção de líquido também pode ser considerada como um parâmetro que afeta a eficiência de coleta em ciclones úmidos. Esse comportamento já verificado por Yang e Yoshida (2004), os quais notaram que eficiências maiores podem ser atingidas quando o efeito das paredes é reduzido.

▪ Condição IV:

Para proporcionar o aumento da vazão de líquido na condição úmida IV e, dessa forma, variar a razão L/G, fez-se a utilização dos bocais pulverizadores localizados na posição que apresentaram as maiores eficiências de coleta na condição úmida III. Os resultados obtidos estão exibidos na Tabela 4.34.

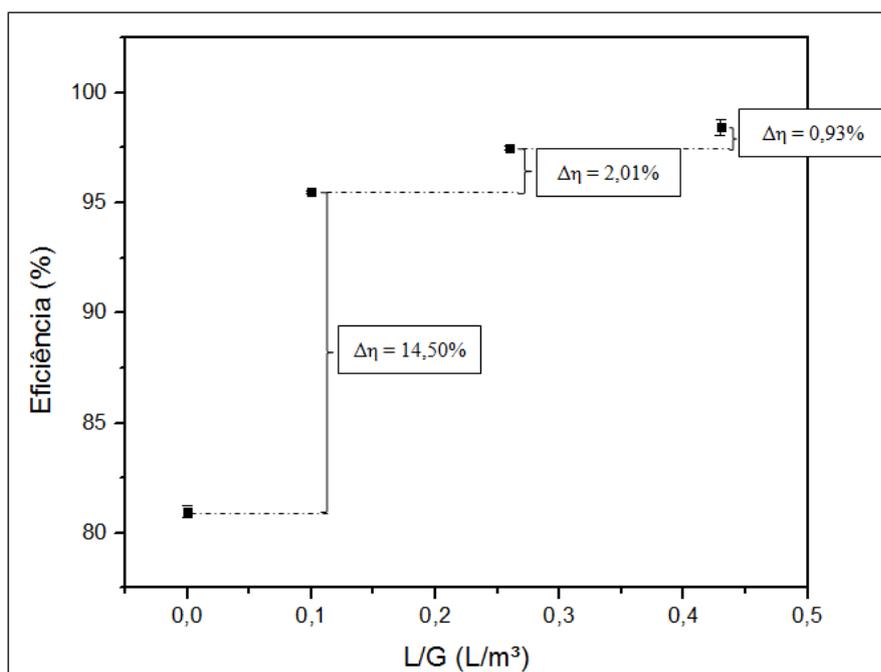
**Tabela 4.34 – Eficiências de coleta em função da razão L/G (IV) – Bocal 01.**

Capacidade de vazão	L/G (L/m <sup>3</sup> )	Bocais	C <sub>e</sub> (g/m <sup>3</sup> )	C <sub>s</sub> (g/m <sup>3</sup> )	η <sub>u</sub> (%)
1	0,10	1S	4,2.10 <sup>-1</sup>	2,0.10 <sup>-2</sup>	95,50 ± 0,05
	0,26	1S + 1L		1,0.10 <sup>-2</sup>	97,51 ± 0,09
	0,43	1S + 2S + 1L + 3L		6,7.10 <sup>-3</sup>	98,44 ± 0,37

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

O gráfico da Figura 4.17 apresenta o aumento da eficiência de coleta quando se eleva a razão L/G.

Figura 4.17 – Aumento da eficiência de coleta em função da razão L/G (IV).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

A partir dos resultados da Tabela 4.34 e da Figura 4.17, é possível observar que o aumento da razão L/G provocou uma elevação na eficiência de coleta de material particulado no ciclone úmido.

No entanto, esse aumento não ocorreu de maneira linear. Como pode ser verificado no gráfico da Figura 4.17, quando se adicionou água em um ciclone convencional a uma razão L/G de 0,10 L/m³, a sua eficiência de separação aumentou 14,50%. Quando essa razão L/G subiu para 0,26 L/m³, isto é, um aumento de 160%, a eficiência de coleta apenas elevou 2,01%. O mesmo ocorreu quando a razão L/G foi elevada a 0,43 L/m³ e o aumento da eficiência foi ainda menor: 0,93%. O número de gotas introduzido no ciclone, calculado pela Equação 3.15, em função do aumento da razão L/G está contido na Tabela 4.35.

Tabela 4.35 - Número de gotas introduzidas no ciclone em função da razão L/G.

L/G (L/m³)	Número de gotas
0,10	$3,27 \cdot 10^7$
0,26	$8,78 \cdot 10^7$
0,43	$1,45 \cdot 10^8$

Fonte: Acervo pessoal (2018).

Dessa maneira, constata-se que a razão L/G é um parâmetro extremamente relevante no projeto de ciclones úmidos e que seu aumento afeta, positivamente, a capacidade de remoção de particulados, pois eleva a quantidade de gotas dentro do ciclone, tornando-o mais eficaz. Todavia, este parâmetro deve ser determinado considerando também o consumo de água para que a quantidade de líquido empregada compense o aumento de eficiência de coleta a ser alcançado.

Com o propósito de efetuar uma análise comparativa das eficiências de coleta atingidas neste estudo com alguns trabalhos da literatura referentes ao ciclone úmido, tem-se a Tabela 4.36.

**Tabela 4.36 – Análise comparativa das eficiências globais de coleta obtidas e dos parâmetros empregados com os trabalhos da literatura .**

Autores	Eficiência global				
	de coleta (%)	L/G (L/m <sup>3</sup> )	Q <sub>g</sub> (m <sup>3</sup> /min)	[m <sub>p</sub> ] (g/m <sup>3</sup> )	d <sub>p</sub> μm
Krames e Büttner (1994)	99,20	0,20	8,33 – 41,67	0,205	-
Majewski (2006)	97,10	0,20	21,48	0,02 – 0,10	7,48
Chiabai Junior (2014)*	85,30	2,20	8,20	0,59	4,66
Alves (2017)*	96,64	2,53	4,28	0,12	9,00
Presente trabalho (2018)*	95,50	0,10			
	97,51	0,26	4,89	0,44	7,47
	98,44	0,43			

\*Controle Ambiental – DEQ/UFSCar

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Como pode ser observado na Tabela 4.36, as eficiências globais de separação obtidas pelo presente estudo, apesar das diferentes condições operacionais empregadas, condizem com os resultados já publicados na literatura, principalmente com aqueles que atingiram eficiências maiores que 95% empregando baixas razões líquido-gás, como Krames e Büttner (1994) e Majewski (2006).

Dessa forma, pode-se considerar que o ciclone experimental deste estudo atingiu uma elevada eficiência de coleta (> 98%) para coletar materiais particulados finos, quando comparado com ciclones convencionais, fazendo-se o uso de baixo consumo de água (0,43 L/m<sup>3</sup>), assim como os lavadores Venturi.

Portanto, demonstra-se que ciclones úmidos podem ser considerados uma tecnologia promissora para remover material particulado com eficiências elevadas, por meio da utilização de baixas razões L/G.

▪ Condição V:

A Tabela 4.37 apresenta os resultados obtidos quando foi realizada a troca do Bocal pulverizador 01 para o Bocal 02.

**Tabela 4.37 - Concentração de material particulado na entrada e na saída e eficiências globais para o ciclone operando a úmido na condição (V) .**

<b>Capacidade de vazão</b>	<b>L/G (L/m<sup>3</sup>)</b>	<b>Posição do bocal (p)</b>	<b>C<sub>e</sub> (g/m<sup>3</sup>)</b>	<b>C<sub>s</sub> (g/m<sup>3</sup>)</b>	<b>η<sub>u</sub> (%)</b>
1	0,10	1S	0,42	0,05	89,39 ± 0,89

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Comparando os resultados da condição V com os resultados obtidos nas condições úmidas nas quais o Bocal 01 foi utilizado (com L/G igual a 0,10 L/m<sup>3</sup> e velocidade de entrada do gás igual a 13,57 m/s), constata-se que a eficiência alcançada com o Bocal 01 (95,50%) foi 6,11% maior que a eficiência de coleta atingida quando se usou o Bocal 02.

Segundo Kaiser *et al.* (2004), quanto maior a pressão nos orifícios dos bocais pulverizadores, menor será o tamanho das gotas produzidas. Com isso, considerando as principais características físicas dos Bocais 01 e 02, tem-se que o Bocal 01, por aplicar uma pressão no líquido maior em relação ao Bocal 02, gerou gotas com uma distribuição de tamanhos menores, o que pode ser comprovado por meio das Figuras 4.5 e 4.6. Gotas com menores tamanhos conseguem alcançar uma maior velocidade inicial e são geradas em maior número, apresentando assim uma área superficial mais elevada. Tais características aumentam a chance das partículas sólidas se colidirem ou se aderirem na superfície das gotas e, dessa forma, provocam eficiências de separação mais altas. Lee *et al.* (2008) também evidenciou esse comportamento em seu estudo, demonstrando que o aumento da pressão nos orifícios de saída dos atomizadores melhora a eficiência dos ciclones úmidos. Tal fato pode ser constatado por meio da Tabela 4.38, a qual apresenta os valores de pressão aplicada nos orifícios dos Bocais 01 e 02, juntamente com a velocidade inicial atingida pelo líquido ao passar pelo orifício dos bocais e o número de gotas gerado, ambos calculados pelas Equações 3.14 e 3.15 e com os valores de diâmetros de Sauter para os bocais posicionados a 5 cm do feixe de laser.

**Tabela 4.38 – Pressão nos orifícios, diâmetro de Sauter das gotas, velocidade inicial e número de gotas gerado para os Bocais 01 e 02.**

<b>Parâmetros</b>	<b>Bocal 01</b>	<b>Bocal 02</b>
Pressão no bocal (bar)	4,80	1,90
$D_{32}$ ( $\mu\text{m}$ )	77,14	271,05
Velocidade inicial – $U_L$ (m/s)	31,03	19,52
Número de gotas – $N_g$	$3,27 \cdot 10^7$	$7,43 \cdot 10^5$

**Fonte: Acervo pessoal (2018).**

Com isso, certifica-se que, para uma vazão de líquido constante, o bocal que imputou uma maior pressão no líquido (Bocal 01), foi capaz de gerar gotas 3,5 vezes menor e, com isso, a velocidade inicial atingida por essas gotas foi de 1,6 vezes maior que a das gotas produzidas pelo Bocal 02 (menor pressão). Consequentemente, o número de gotas gerado pelo Bocal 01 foi muito mais expressivo (aproximadamente 44 vezes maior) que o número produzido pelo Bocal 02, contribuindo para uma melhor remoção das partículas sólidas.

Além desses fatores, outra questão relevante é o tempo de vida das gotas, uma vez que, após o contato com a corrente gasosa, uma parcela das mesmas é centrifugada em direção à parede interna do equipamento. Esse fato também está relacionado com o tamanho das gotas, pois as gotas menores, devido a sua menor inércia, conseguem se movimentar por mais tempo no gás, sendo coletadas em um menor número nas paredes do ciclone.

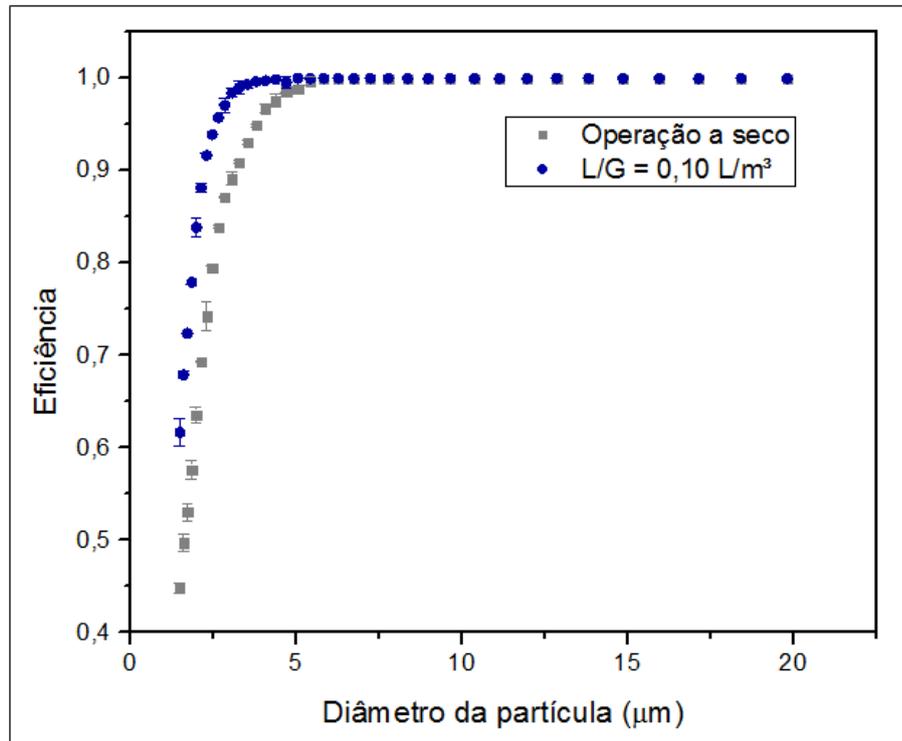
Finalmente, os efeitos proporcionados pelo ângulo de abertura do jato cônico, uma vez que o Bocal 01 produzia jatos com uma angulação de, aproximadamente, duas vezes maior que os dos jatos gerados pelo Bocal 02, bem como pelos fenômenos físicos de coalescência também podem ter influenciado a eficiência de coleta e devem ser considerados na seleção do bocal.

#### **4.2.2.2 Eficiência Fracionária**

- Condição I:

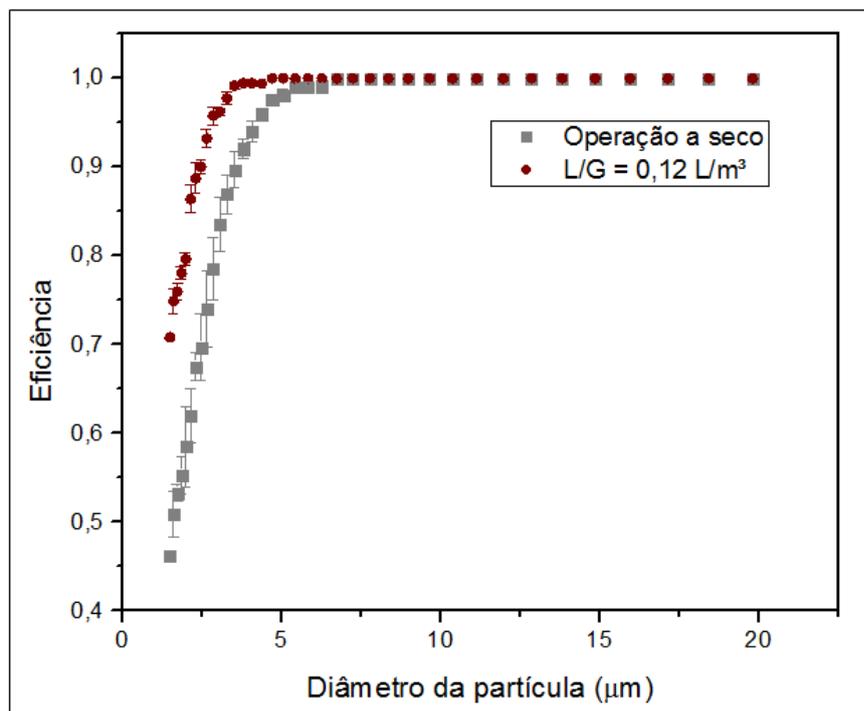
As curvas de eficiência fracionária obtidas para três capacidades de vazão avaliadas (1, 2 e 3) com o ciclone operando a úmido ( $Q_L = 0,47 \text{ L/min}$ ) estão ilustradas nas Figuras 4.18, 4.19 e 4.20, respectivamente, juntamente com as curvas de eficiência determinadas para o ciclone operando sem a injeção de líquido.

Figura 4.18 – Curva de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com velocidade de entrada  $v_{i1} = 13,6 \text{ m/s}$ .



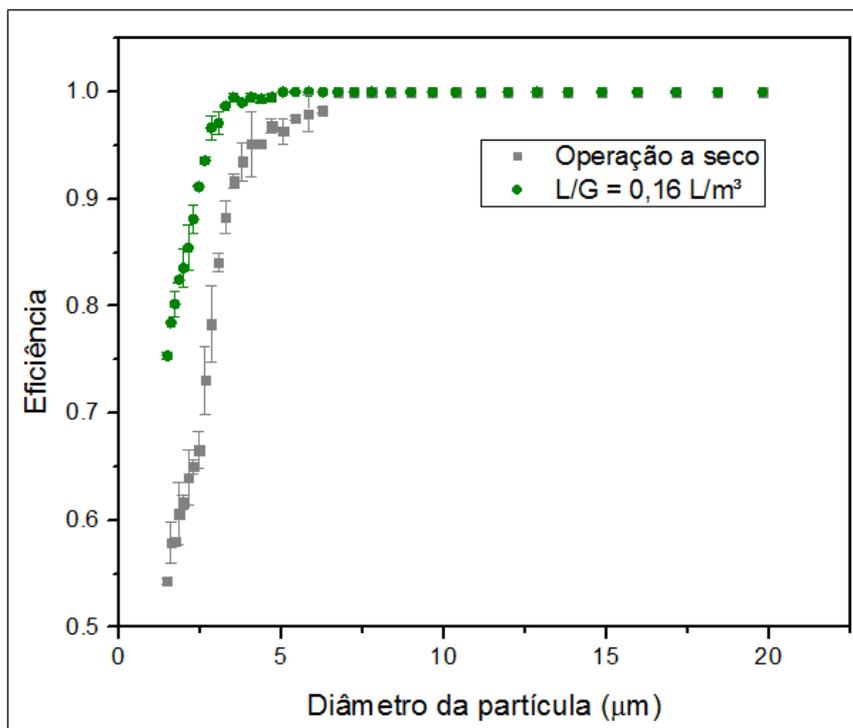
Fonte: Acervo pessoal (2018).

Figura 4.19 – Curva de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com velocidade de entrada  $v_{i2} = 10,7 \text{ m/s}$ .



Fonte: Acervo pessoal (2018).

**Figura 4.20 – Curva de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com velocidade de entrada  $v_{i3} = 8,0$  m/s.**



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Por meio de uma análise geral dos gráficos das Figuras 4.18, 4.19 e 4.20, foi possível observar que a adição de água promoveu um acréscimo na eficiência de coleta para as partículas com diâmetro aerodinâmico menor que  $5,0 \mu\text{m}$  para as três capacidades de vazão aplicadas. A Tabela 4.39 mostra os valores de eficiências obtidos para as partículas com diâmetro aerodinâmico de  $1,5$ ;  $2,5$  e  $5,0 \mu\text{m}$  para as três velocidades e compara-os com os resultados demonstrados por Lee *et al.* (2008).

Primeiramente, ao observar os dados dispostos na Tabela 4.39; verifica-se que as eficiências de coletas obtidas para as partículas de  $2,5$  e  $5,0 \mu\text{m}$ , na operação a úmido, foram próximas das determinadas por Lee *et al.* (2008), indicando que os resultados de eficiências fracionárias obtidos pelo presente estudo estão de acordo com os já mencionados na literatura.

Com relação ao aumento da eficiência de coleta proporcionado pela adição de líquido, nota-se que essa melhora na eficiência foi significativa na remoção de particulado fino com diâmetro menor que  $2,5 \mu\text{m}$ . Estatisticamente, esse aumento na eficiência foi muito baixo para as partículas com diâmetros maiores que  $5,0 \mu\text{m}$ . Todavia, quanto ao material particulado classificado por  $\text{PM}_{2,5}$ , o qual é responsável por uma série de problemas de saúde,

esse acréscimo foi elevado, chegando a ser cerca de 28%, para partículas de 1,5  $\mu\text{m}$ , quando se empregou  $v_{i3}$ .

**Tabela 4.39 – Eficiências fracionárias obtidas para as partículas com diâmetros aerodinâmicos de 1,5; 2,5 e 5,0  $\mu\text{m}$  na condição úmida (I).**

Diâmetro da partícula ( $d_p$ )	Eficiência fracionária – $\eta(d_p)$ (%)						Lee <i>et al.</i> (2008)
	$v_{i1} = 13,57$ m/s		$v_{i2} = 10,71$ m/s		$v_{i3} = 8,02$ m/s		
	Operação a seco	Operação a úmido	Operação a seco	Operação a úmido	Operação a seco	Operação a úmido	
$d_p = 1,5$ $\mu\text{m}$	44,83	61,68	46,26	70,86	47,56	75,36	-
$d_p = 2,5$ $\mu\text{m}$	79,47	93,90	69,70	90,04	64,89	91,14	86,00
$d_p = 5,0$ $\mu\text{m}$	98,82	100,00	98,08	100,00	96,95	100,00	97,00

Fonte: Acervo pessoal (2017).

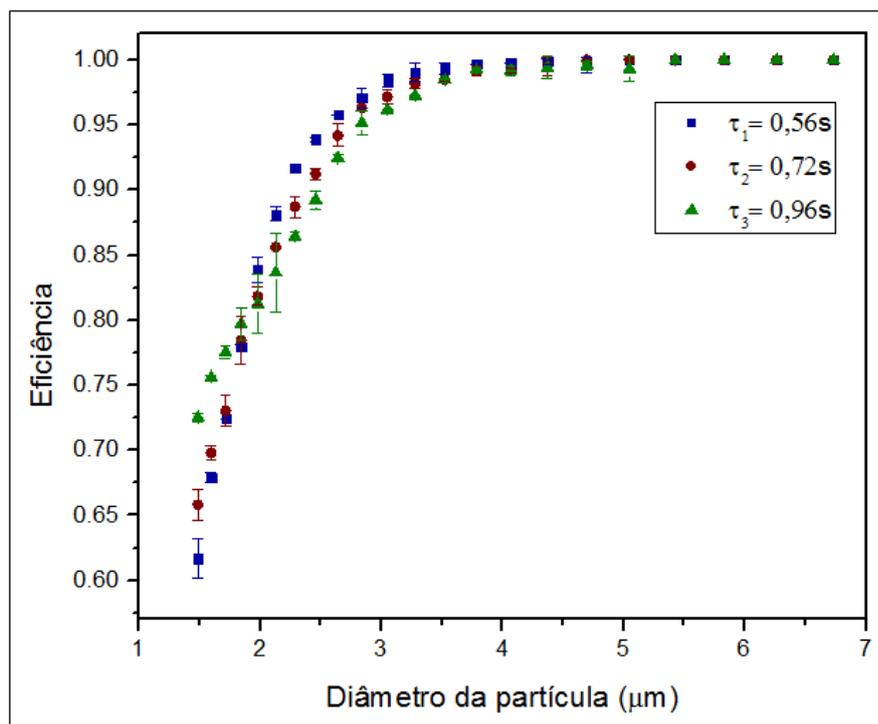
▪ Condição II:

A Figura 4.21 contém as curvas de eficiência de separação fracionária elaboradas para as três capacidades de vazão (1, 2 e 3) sob a mesma razão L/G.

Com isso, a partir da análise da Figura 4.21, foi possível verificar que a eficiência de separação no ciclone úmido continua sendo maior conforme a velocidade de entrada do gás é acrescida de  $v_{i3}$  para  $v_{i1}$ , comportamento previamente já constatado pelos resultados de eficiência global.

No entanto, apesar desse efeito da velocidade de entrada do gás sobre o desempenho do ciclone úmido, as curvas de eficiência fracionária ficaram bem próximas uma das outras, ou seja, a diferença entre as mesmas não foi tão expressiva quando comparada com a do ciclone operando a seco (Figura 4.12). Esse fato se sucede porque, apesar das maiores velocidades de entrada terem proporcionado eficiências fracionárias de coleta mais elevadas no ciclone úmido, foram as velocidades mais baixas ( $v_{i2}$  e  $v_{i3}$ ) que promoveram um maior acréscimo nas mesmas sob uma razão líquido-gás constante.

Figura 4.21 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido na condição (II).



Fonte: Acervo pessoal (2018).

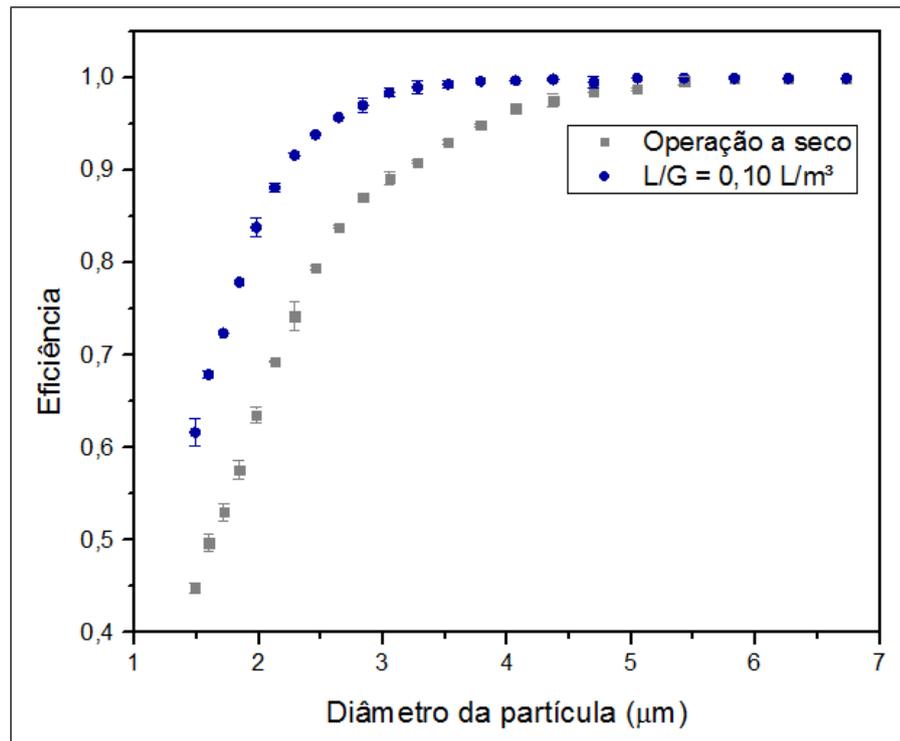
Numericamente, o aumento médio da eficiência de coleta para as partículas com diâmetros aerodinâmicos de 1,5 a 5,0 µm foi de:

- $v_{i1}$ : 11,30%
- $v_{i2}$ : 14,59%
- $v_{i3}$ : 18,17%.

A fim de se promover uma avaliação das curvas de eficiência separadamente, elaboraram-se os gráficos expostos nas Figuras 4.22, 4.23 e 4.24. Ademais, a Tabela 4.40 traz os acréscimos nas eficiências de coleta em função dos diâmetros das partículas para as três capacidades de vazão com L/G constante em comparação com a operação a seco.

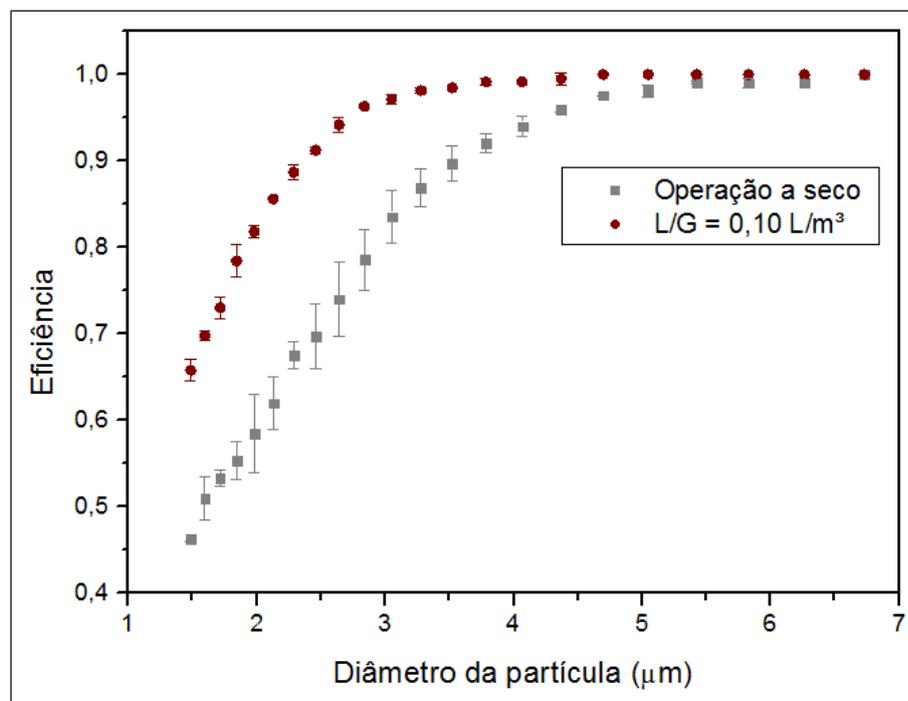
Com isso, esses resultados mostraram que, quando se atomizou líquido no ciclone, os maiores aumentos de eficiência ocorreram quando o gás estava sujeito a menores velocidades de entrada (com a razão L/G constante), indicando que houve outro parâmetro afetando de forma considerável a eficiência fracionária de coleta no modo úmido. Esse parâmetro corresponde ao tempo de residência, o qual é mais elevado quando a velocidade de entrada do gás é menor, permitindo que as partículas sólidas estejam em contato com as gotas atomizadas por mais tempo e, dessa forma, promovendo uma coleta mais eficiente das mesmas, especialmente das partículas com diâmetros aerodinâmicos menores que 2,5 µm.

Figura 4.22 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a seco e a úmido para  $\tau_1 = 0,56$  s.



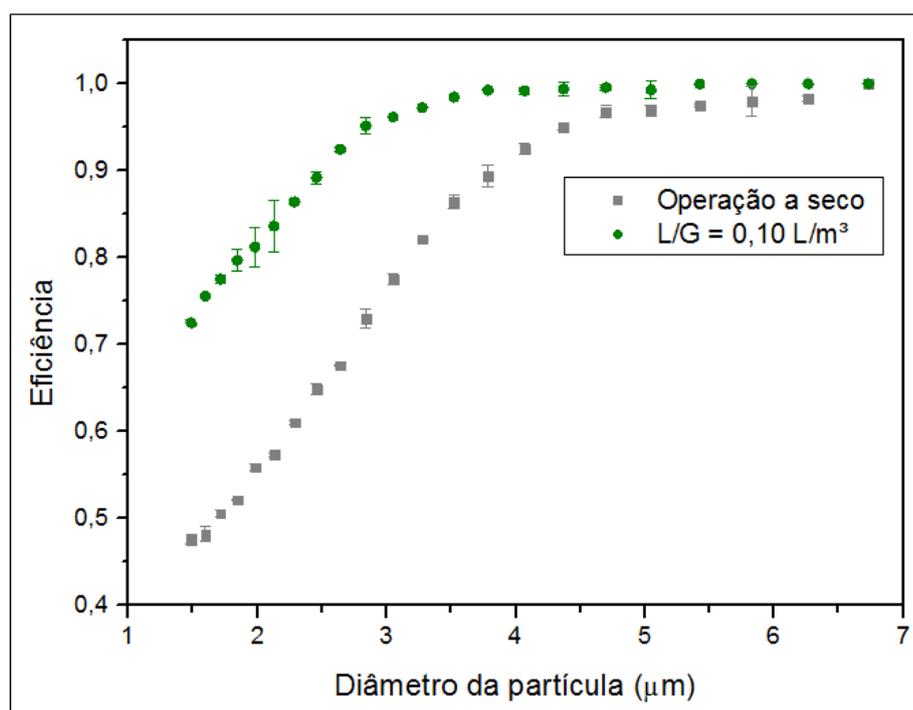
Fonte: Acervo pessoal (2018).

Figura 4.23 - Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a seco e a úmido  $\tau_2: 0,72$  s.



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Figura 4.24 - Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a seco e a úmido para  $\tau_3$ : 0,96 s.



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Tabela 4.40 – Acréscimo na eficiência de coleta sob L/G constante.

Diâmetro da partícula (µm)	Capacidade de vazão 1 ( $\tau_1$ : 0,56 s)	Capacidade de vazão 2 ( $\tau_2$ : 0,72 s)	Capacidade de vazão 3 ( $\tau_3$ : 0,96 s)
1,5	16,85%	19,55%	24,96%
2,5	14,42%	21,53%	24,35%
5,0	1,18%	1,92%	2,34%

Fonte: Acervo pessoal (2018).

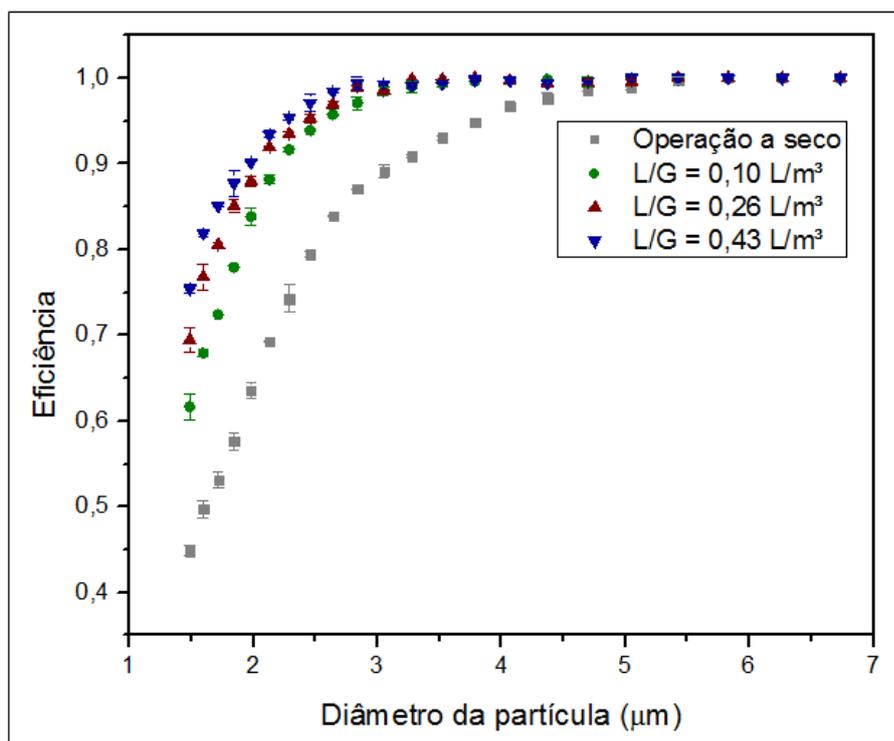
Esse comportamento pode estar associado com os complexos mecanismos de coleta das partículas sólidas pelas gotas: colisão por inércia, difusão e interceptação. Como o mecanismo de difusão é predominante na remoção de partículas mais finas e requer maiores tempos de contato entre as gotas e as partículas, logo o emprego de menores velocidades pode ter favorecido a maior remoção das partículas menores. Em contrapartida, a utilização de maiores velocidades de entrada, apesar de empregarem menores tempos de residência, promove um aumento da turbulência do gás no interior do ciclone e, com isso, por ter favorecido os mecanismos de coleta de colisão por inércia e interceptação.

Krames e Büttner (1994) também evidenciaram o efeito do tempo de residência sobre a eficiência fracionária de coleta: o estudo mostrou que a influência deste parâmetro superou a da velocidade de entrada do gás em ciclones úmidos, diferentemente do que ocorreu quando estes equipamentos foram operados de forma convencional.

▪ Condição IV

A Figura 4.25 demonstra as eficiências fracionárias obtidas quando se promoveu um acréscimo na vazão de líquido, por meio do aumento da quantidade de bocais empregados no sistema, e, conseqüentemente, uma elevação na razão L/G para o ciclone operando com velocidade de entrada  $v_{i_1}$ .

Figura 4.25 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone na condição úmida (IV).



Fonte: Acervo pessoal (2018).

Como já verificado nos resultados de eficiências globais de coleta da Tabela 4.34, a razão L/G afeta de forma direta a capacidade de remoção de material particulado dos ciclones úmidos, ou seja, o acréscimo desse parâmetro melhora a eficiência de separação das partículas sólidas.

Todavia, tal como também foi observado na Figura 4.17, o acréscimo da eficiência de coleta não ocorre de modo proporcional ao aumento da razão L/G. Yang e Yoshida (2004),

também para investigar o efeito do aumento da razão L/G sobre a eficiência fracionária de coleta, elevou esse parâmetro de 0,016 para 0,042 L/m<sup>3</sup> e notou que o diâmetro de corte das partículas teve uma diminuição de apenas 0,1 µm.

É importante observar que o aumento da razão líquido-gás elevou, especialmente, a remoção dos particulados finos PM<sub>2,5</sub>, como demonstrado pela Tabela 4.41, a qual dispõe os acréscimos na eficiência de coleta em relação à operação a seco.

**Tabela 4.41 – Acréscimo na eficiência de coleta em função do aumento da razão L/G.**

<b>Diâmetro da partícula (µm)</b>	<b>L/G: 0,10 L/m<sup>3</sup></b>	<b>L/G: 0,26 L/m<sup>3</sup></b>	<b>L/G: 0,43 L/m<sup>3</sup></b>
1,5	16,85%	24,64%	30,59%
2,0	20,28%	24,39%	26,60%
2,5	14,42%	15,86%	17,62%
3,0	9,32%	9,46%	10,49%
5,0	1,18%	0,77%	1,18%

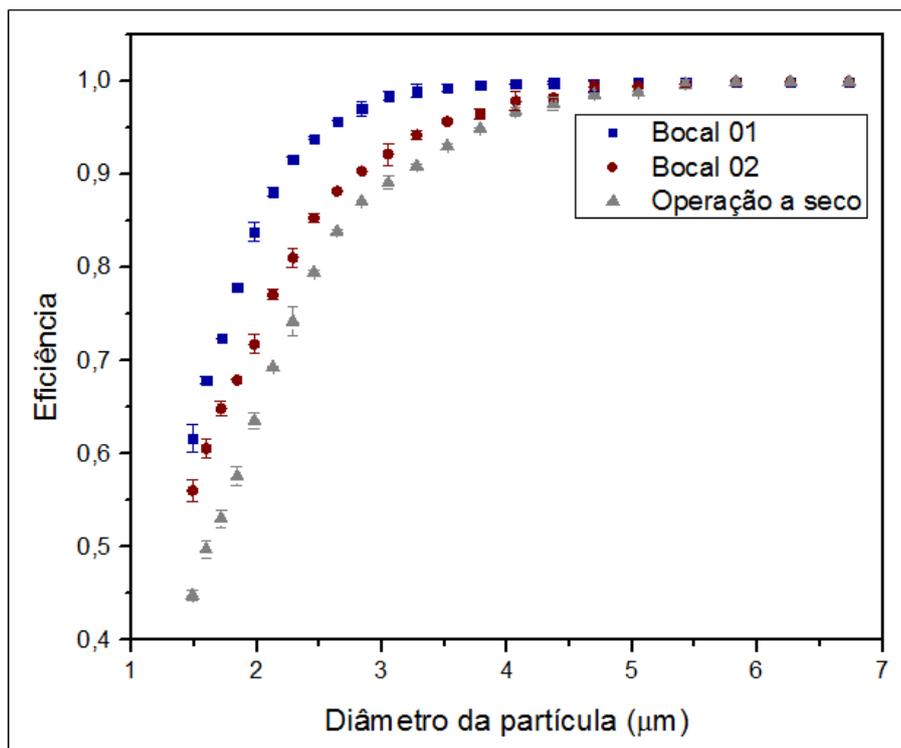
**Fonte: Acervo pessoal (2018).**

Os resultados expostos na Tabela 4.41 confirmam que, apesar de o acréscimo na quantidade de água no ciclone úmido ter promovido um aumento significativo (maior que 30%) na coleta de particulados finos (1,5 µm) – resultado extremamente relevante em termos de saúde pública, esta variação não ocorre proporcionalmente ao incremento da razão L/G. Logo, esta variável deve ser avaliada de forma racional para que a vazão de água utilizada no sistema compense a eficiência atingida para que o processo de limpeza de gases empregado seja viável.

- Condição V

A curva de eficiência proporcionada quando se utilizou o Bocal 02 pode ser visualizada na Figura 4.26, junto com a curva obtida empregando-se o Bocal 01 e a da operação a seco, mantendo-se as demais variáveis do processo constantes.

**Figura 4.26 – Curvas de eficiência fracionária para o ciclone operando a úmido com os Bocais pulverizadores 01 e 02 e a seco (V).**



Fonte: Acervo pessoal (2018).

A partir das curvas apresentadas na Figura 4.26, confirma-se que o Bocal 01, sob uma mesma razão L/G, promoveu maiores eficiências de coleta para as partículas com diâmetro aerodinâmico menor que 5,0 µm quando comparado com o Bocal 02, indicando que a distribuição de tamanho das gotas e a abertura do jato cônico também são parâmetros de extrema importância em coletores úmidos.

Segundo a Tabela 4.38, o Bocal 01 gerou um número de gotas 44 vezes maior em relação ao Bocal 02, apenas por imputar ao líquido uma maior pressão de pulverização e gerar gotas menores. Com relação ao aumento da razão L/G, tem-se que, pela Tabela 4.35, elevar a razão L/G em, aproximadamente, quatro vezes (de 0,10 para 0,43 L/m<sup>3</sup>), o número de gotas foi incrementado em apenas quatro vezes. Esses dados mostram que a seleção do bocal pulverizador deve ser realizada de maneira criteriosa, pois ele tem uma relação importante com uma variável que está diretamente relacionada com o aumento de eficiência no ciclone úmido: número de gotas.

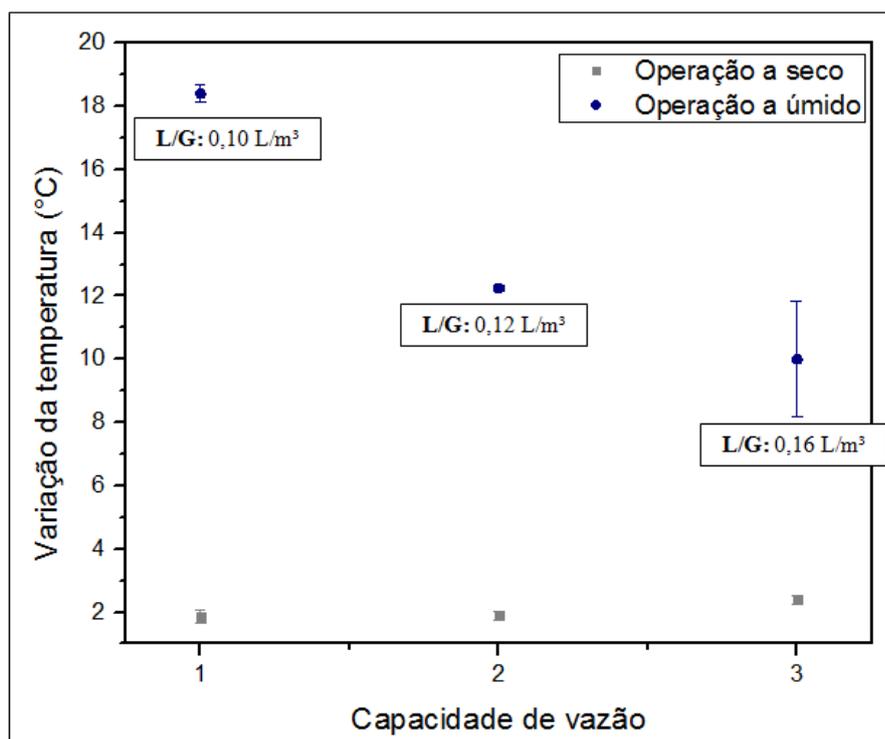
### 4.2.3 Temperatura e Umidade Relativa

Nos ensaios efetuados a úmido, tanto a temperatura quanto a umidade relativa da corrente gasosa foram aferidas antes e após a sua passagem pelo ciclone a fim de se realizar um estudo do comportamento dessas variáveis ao se introduzir água em um coletor ciclônico.

#### ▪ Condição I

Para efetuar uma análise comparativa da variação da temperatura do gás para o ciclone operando a seco e a úmido em função da velocidade de entrada da corrente gasosa, tem-se a Figura 4.27.

Figura 4.27 – Variação da temperatura para o ciclone operando a seco e a úmido (I).



Fonte: Acervo pessoal (2018).

É notável que a variação da temperatura para o ciclone operando a seco foi baixa e em torno de 2 °C. Em contrapartida, quando se promoveu a nebulização de líquido no interior do equipamento, essa variação foi mais expressiva, indicando que a temperatura de entrada do gás sofreu uma queda significativa quando este entrou em contato com o líquido atomizado dentro do ciclone. Chiabai Junior (2014) também evidenciou este comportamento da temperatura do gás, a qual sofreu uma diminuição de cerca de 30 °C quando se aplicou uma

razão L/G de 2,2 L/m<sup>3</sup>. Com isso, tem-se que os ciclones úmidos, além de promover um aumento na eficiência de coleta de material particulado, também são capazes de propiciar um resfriamento da corrente gasosa, em virtude da transferência de calor que ocorre entre o gás e as gotas.

Considerando a umidade relativa do gás, a Tabela 4.42 traz os valores desse parâmetro na entrada e na saída do ciclone.

**Tabela 4.42 – Umidades relativas na corrente gasosa de entrada e de saída na condição úmida (I).**

Capacidade de vazão	L/G (L/m <sup>3</sup> )	Ur <sub>e</sub> (%)	Ur <sub>s</sub> (%)
1	0,10	7,8 ± 0,3	37,5 ± 0,0
2	0,12	13,7 ± 0,1	45,3 ± 0,2
3	0,16	20,2 ± 1,3	56,8 ± 1,8

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Como pode ser verificado nos dados dispostos na Tabela 4.42, a umidade relativa da corrente gasosa sofreu um aumento considerável para as três capacidades de vazão avaliadas. Este parâmetro também foi investigado no estudo de Alves (2017), no qual a umidade relativa do ciclone úmido aumentou 36,4% quando foi empregada a menor razão L/G e 56,0% para a maior L/G aplicada. Assim, é possível constatar que ciclones úmidos, além de promoverem a limpeza do gás, umidificam a corrente gasosa devido ao fenômeno de transferência de massa que acontece entre a massa líquida das gotas e o gás.

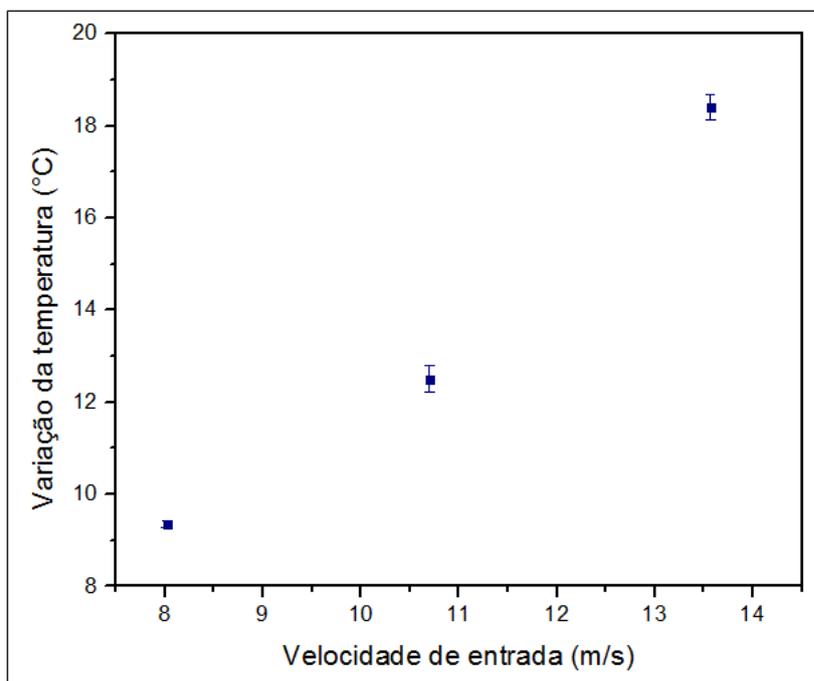
▪ Condição II

O comportamento das variáveis de temperatura e umidade relativa em função da velocidade de entrada do gás, a uma razão L/G constante, pode ser averiguado através das Figuras 4.28 e 4.29.

Efetuada uma análise na Figura 4.28, nota-se que, ao introduzir água no interior do ciclone, a variação da temperatura do gás comportou-se de modo crescente na medida em que se promoveu um aumento na velocidade do gás. Como o tipo de transferência de calor predominante no sistema é o por convecção, logo a turbulência do gás é capaz de afetar significativamente o coeficiente de troca térmica por convecção. Dessa maneira, tem-se que maiores velocidades de entrada do gás (sistema mais turbulento) intensificam a troca de calor

entre o gás e a água injetada, explicando assim essa diferença no comportamento da temperatura quando se altera a velocidade da corrente gasosa.

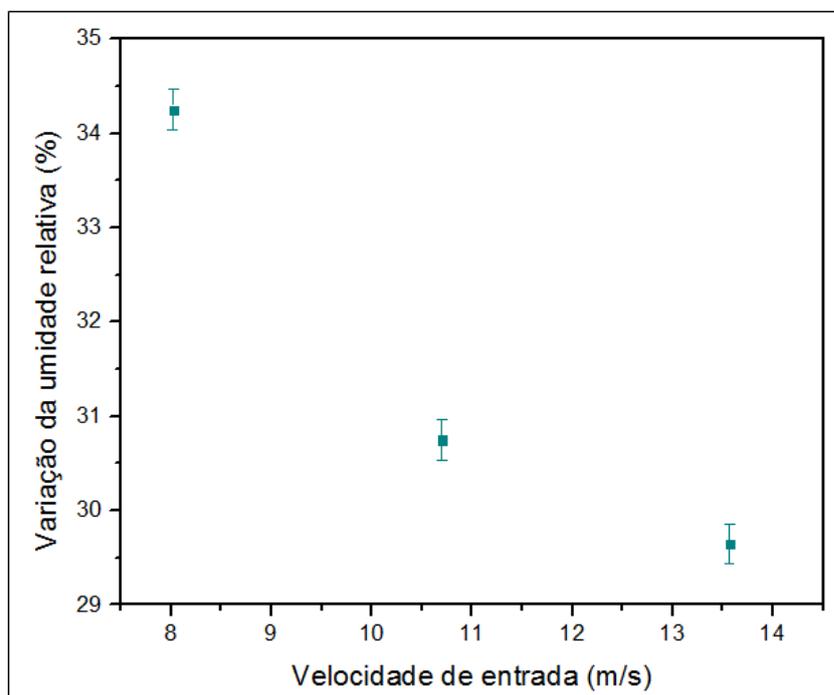
**Figura 4.28 - Variação da temperatura em função da velocidade de entrada do gás para o ciclone operando na condição úmida (II).**



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Avaliando o comportamento da umidade relativa do gás, por meio da Figura 4.29, verifica-se que, diferentemente da tendência observada para a temperatura da corrente gasosa, a variação da umidade relativa diminuiu com o aumento da velocidade, ou seja, a menor velocidade de entrada promoveu uma maior variação da umidade relativa do gás. Dado que a umidade relativa constitui de um parâmetro o qual depende diretamente tanto da quantidade de vapor existente em uma parcela de ar quanto da temperatura, tem-se que maiores quantidades de vapor e menores temperaturas irão aumentar a umidade relativa do ar. Desse modo, a ocorrência da maior variação da umidade relativa quando o gás estava submetido a uma menor velocidade de entrada é justificável pelo fato de que o gás de saída se encontrava a uma temperatura mais baixa.

Figura 4.29 - Variação da umidade relativa em função da velocidade de entrada do gás para o ciclone operando na condição úmida (II).

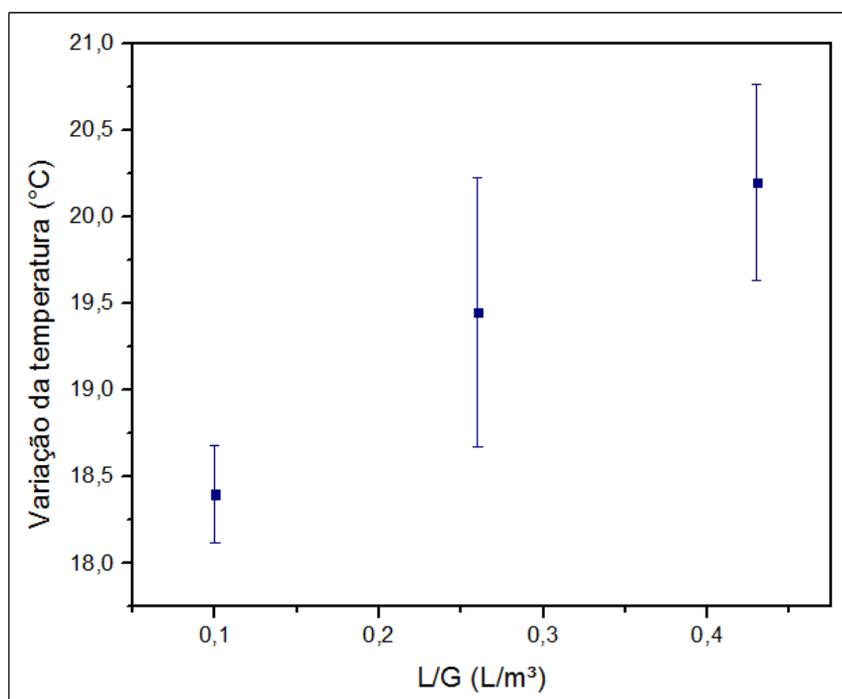


Fonte: Acervo pessoal (2017).

▪ Condição IV

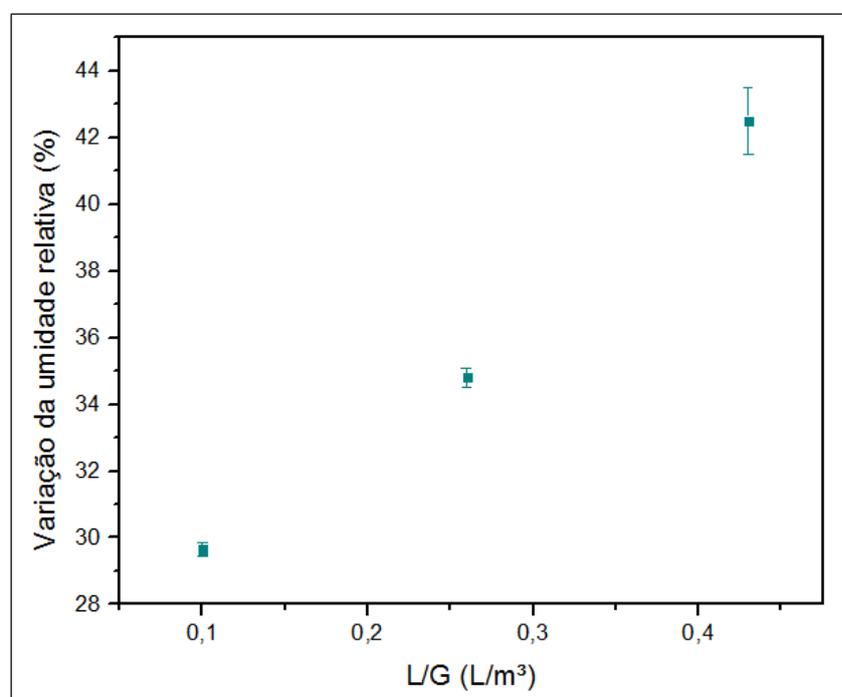
A variação da temperatura e da umidade relativa da corrente gasosa em função do aumento da razão líquido-gás do sistema pode ser verificada nas Figuras 4.30 e 4.31, das quais é possível constatar que, ao elevar a razão L/G do sistema, tanto a variação da temperatura quanto da umidade relativa do gás aumentou, indicando que maiores concentrações de gotas intensificam as transferências de calor e massa, pois apresentam uma maior área superficial de troca em contato com o gás.

Figura 4.30 – Variação da temperatura da corrente gasosa em função da razão L/G (IV).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Figura 4.31 - Variação da umidade relativa da corrente gasosa em função da razão L/G (IV).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

- Condição V

A Tabela 4.43 exibe os dados de variação de temperatura e de umidade relativa do gás quando se empregou o bocal 02 e compara-os com os resultados obtidos para o bocal 01, sob as mesmas condições de processo.

**Tabela 4.43 – Variação da temperatura e da umidade relativa da corrente gasosa para os Bocais 01 e 02**

(V).		
<b>Bocal</b>	$\Delta T$ (°C)	$\Delta Ur$ (%)
01	$18,4 \pm 0,3$	$29,7 \pm 0,2$
02	$14,6 \pm 0,6$	$18,7 \pm 0,1$

**Fonte: Acervo pessoal (2017).**

Ao promover uma avaliação nos resultados demonstrados pela Tabela 4.43, pode-se constatar que as variações na temperatura e na umidade relativa da corrente gasosa foram maiores quando se utilizou o Bocal 01, ou seja, a distribuição de tamanho de gotas geradas por este bocal foi capaz de resfriar e umidificar o gás de forma mais acentuada. Dessa forma, tem-se que, como evidenciado na eficiência de coleta, bocais que pulverizam o líquido sob uma maior pressão de injeção (Bocal 01), produzem um maior número de gotas com menores tamanhos. Conseqüentemente, quanto menor o diâmetro da gota, maior será a sua eficiência de saturação em virtude do incremento provocado na área interfacial de transferência de calor e massa (KAISER *et al.*, 2004).

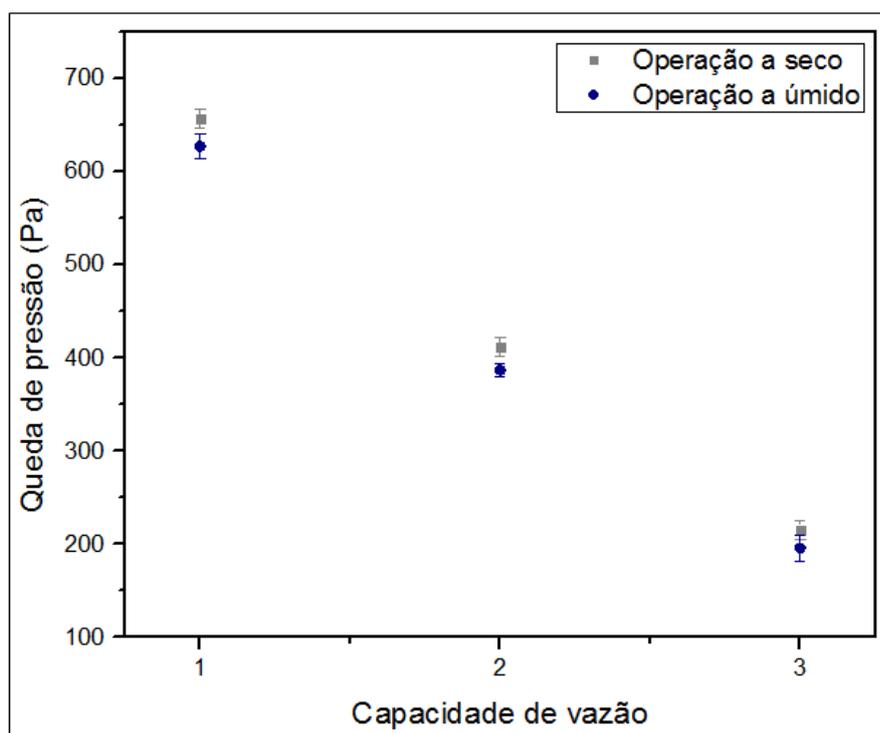
#### 4.2.4 Queda de Pressão

Assim como na operação a seco, a queda de pressão também foi aferida nos ensaios efetuados a úmido com o propósito de se realizar um estudo de como essa variável se comporta ao se atomizar água em um coletor ciclônico, já que esta é uma característica importante para avaliação dos custos de operação neste tipo de equipamento.

- Condição I

Para comparar os resultados de queda de pressão obtidos com o ciclone operando a úmido (na condição I) com os determinados no modo seco, tem-se a Figura 4.32.

Figura 4.32 – Queda de pressão para a operação a seco e a úmido (I).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

Observando a Figura 4.32, nota-se que as quedas de pressão na operação a úmido, para as três capacidades de vazão, ainda que tenham sido em torno de 6,5% (< 10%) menor que no modo seco, apresentaram a mesma tendência e valores próximos dos obtidos a seco. Os valores obtidos de queda de pressão na operação a úmido foram:

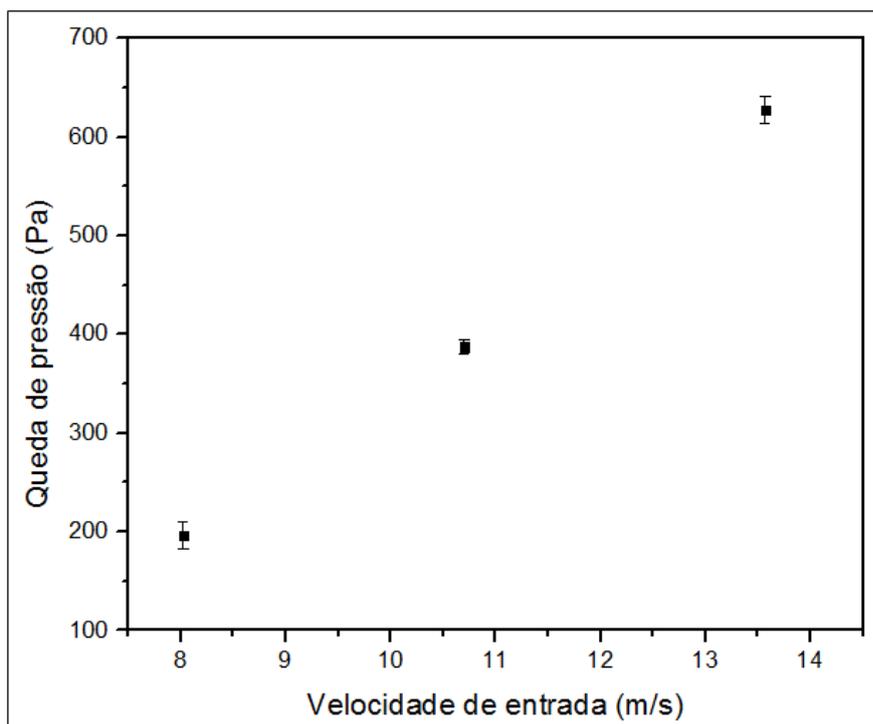
- Capacidade de vazão 1: (627,6 ± 13,9) Pa;
- Capacidade de vazão 2: (387,4 ± 6,9) Pa;
- Capacidade de vazão 3: (196,1 ± 13,9) Pa.

- Condição II

A fim de verificar como a queda de pressão se comportou em função da velocidade de entrada do gás, a uma razão L/G constante, elaborou-se o gráfico da Figura 4.33.

Da mesma maneira que foi evidenciado no modo seco, a queda de pressão, na operação a úmido, vide Figura 4.33, também depende fortemente da velocidade de entrada da corrente gasosa, apresentando uma tendência crescente na medida que a velocidade de entrada aumenta.

Figura 4.33 – Queda de pressão em função da velocidade na operação a úmido (II).



Fonte: Acervo pessoal (2017).

▪ Condição IV

A Figura 4.34 demonstra como a queda de pressão no ciclone úmido reagiu ao incremento da razão L/G.

Como pode ser observado, a queda de pressão sofreu uma redução com o aumento da razão L/G. Elias (2012), ao associar a queda de pressão no ciclone com a razão L/G, também constatou que a perda de carga do equipamento reduz, linearmente, com o aumento da razão L/G.

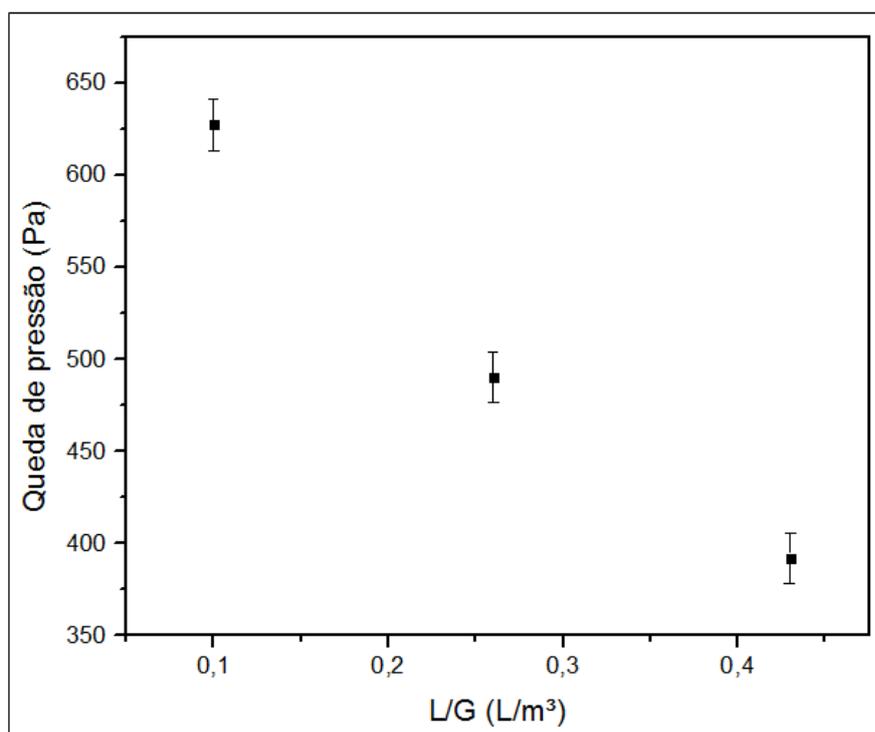
Alguns autores também verificaram que a queda de pressão, em ciclones convencionais, diminui com o incremento da quantidade de partículas sólidas na alimentação (HOFFMANN *et al.*, 1990). Com isso, ao realizar uma associação desse comportamento com o aumento de gotas dentro do equipamento, tem-se que o aumento da concentração de partículas no gás, seja estas sólidas ou líquidas, contribui para a diminuição da perda de carga.

Conforme Yang *et. al* (2015), o mecanismo principal responsável por essa redução na queda de pressão dos ciclones ao injetar líquido no seu interior é o aumento do fator de atrito - resultado da rugosidade hidráulica do filme líquido depositado na parede interior do equipamento - o qual vai promover uma diminuição da velocidade tangencial máxima e do efeito do turbilhão do ciclone.

Os valores obtidos de queda de pressão para cada razão L/G foram:

- L/G = 0,10 L/m<sup>3</sup>: (627,6 ± 13,9) Pa;
- L/G = 0,26 L/m<sup>3</sup>: (490,3 ± 13,9) Pa;
- L/G = 0,43 L/m<sup>3</sup>: (392,3 ± 13,9) Pa.

**Figura 4.34 – Queda de pressão em função da razão L/G (IV).**



Fonte: Acervo pessoal (2017).

▪ Condição V

Na Tabela 4.44, há uma comparação da queda de pressão obtida para os Bocais 01 e 02.

**Tabela 4.44 – Quedas de pressão para o ciclone operando a úmido com os Bocais 01 e 02.**

Bocal	$\Delta P$ (Pa)
01	627,6 ± 13,9
02	588,5 ± 10,7

Fonte: Acervo pessoal (2017).

Comparando os valores de queda de pressão expressos na Tabela 4.44, pode-se verificar que esse parâmetro apresentou ser, aproximadamente, 6% menor quando se promoveu a injeção de líquido no interior do ciclone com o Bocal 02, apesar deste gerar uma menor quantidade de gotas. Pode-se inferir que esse comportamento esteja relacionado com o tamanho e a inércia das gotas. Todavia, é necessário realizar mais testes experimentais para averiguar melhor essa suposição.

### 4.3 Condição Ótima de Operação

Após a realização deste estudo detalhado acerca do ciclone úmido considerando as seguintes condições operacionais: velocidade de entrada do ar, posição de injeção de líquido, razão líquido-gás e tipo de bocal atomizador; é possível avaliar qual circunstância recomenda-se operar o equipamento investigado dentre as condições experimentais analisadas.

Com relação à velocidade de entrada do gás, sugere-se empregar a velocidade de entrada máxima permitida pelo sistema experimental de 13,57 m/s, já que esta atingiu a maior eficiência global de coleta - 95,50% - quando comparada com as demais velocidades empregadas sob razão L/G constante de 0,10 L/m<sup>3</sup>.

Considerando a posição de injeção de líquido no sistema, recomenda-se utilizar os bocais que estejam localizados mais próximos à entrada de gás do ciclone (configurações 1S ou 1L) ou aquela que permitiu uma incidência direta do spray líquido na entrada de gás do equipamento – configuração 3L.

O aumento da razão L/G de 0,10 a 0,43 L/m<sup>3</sup> permitiu uma maior remoção de materiais particulados mais finos, sobretudo aqueles com diâmetros aerodinâmicos menores que 2,0 µm. Portanto, a seleção da razão L/G ótima vai depender da aplicação em que o ciclone úmido será submetido. Se o emprego funcional do equipamento for de promover o pré-tratamento do gás, sugere-se utilizar uma razão L/G de 0,10 L/m<sup>3</sup>, a qual é capaz de remover, aproximadamente, 100% das partículas com diâmetro aerodinâmico maiores que 5,0 µm e, ao mesmo tempo, consome uma quantidade mais baixa de água. Todavia, se a aplicação do ciclone úmido exigir uma remoção mais fina das partículas, recomenda-se o uso de uma razão L/G maior, como a de 0,43 L/m<sup>3</sup>, a qual aumenta em mais de 10%, em média, a coleta das partículas menores que 2,0 µm e reduz a queda de pressão em mais de 60%.

Finalmente, quanto ao tipo de bocal, indica-se fazer o uso de bocais que geram gotas com tamanhos menores. Neste caso específico, o bocal de cone oco (Bocal 01) é o mais recomendado para efetuar a limpeza de gases.

## 5 CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Neste capítulo serão demonstradas as conclusões obtidas a partir dos resultados apresentados e as respectivas sugestões para posteriores trabalhos a fim de aprimorar o estudo sobre o ciclone úmido no tratamento de particulados finos em correntes gasosas.

### 5.1 Conclusões

- Confirmou-se que atomizar água no interior do ciclone melhorou o seu desempenho, aumentando a sua eficiência de coleta e diminuindo a sua queda de pressão;
- A eficiência de coleta aumentou com o incremento da velocidade de entrada para o ciclone operando a seco;
- O aumento da eficiência de coleta foi maior quando o gás foi submetido a maiores tempos de residência no ciclone operando no modo úmido;
- A queda de pressão aumentou com o incremento da velocidade de entrada para o ciclone operando a seco e a úmido;
- A variação da temperatura da corrente gasosa foi maior conforme o aumento da velocidade de entrada. Em contrapartida, a variação da umidade diminuiu quando a velocidade de entrada foi elevada;
- A posição de injeção do líquido no interior do ciclone afetou a eficiência de coleta;
- O aumento da razão L/G provocou uma elevação na eficiência de coleta, aumentando-a de 95,50% (L/G = 0,10 L/m<sup>3</sup>) para 98,44% (L/G = 0,43 L/m<sup>3</sup>), no entanto, este aumento não se apresentou de forma linear;
- O aumento da razão L/G provocou uma diminuição na queda de pressão, reduzindo-a de 627,6 Pa (L/G = 0,10 L/m<sup>3</sup>) para 392,3 Pa (L/G = 0,43 L/m<sup>3</sup>);
- O aumento da razão L/G provocou um aumento na variação da temperatura do gás, elevando-a de 18,4 °C (L/G = 0,10 L/m<sup>3</sup>) para 20,2 °C (L/G = 0,43 L/m<sup>3</sup>);
- O aumento da razão L/G provocou um aumento na variação da umidade relativa da corrente gasosa, aumentando-a de 29,65% (L/G = 0,10 L/m<sup>3</sup>) para 42,50% (L/G = 0,43 L/m<sup>3</sup>);
- O bocal atomizador que gerou uma distribuição de menores tamanhos de gotas (Bocal 01) promoveu uma melhor eficiência de coleta (95,50%) do que o bocal que produziu gotas maiores (89,39%) e uma maior queda de pressão;

- O bocal atomizador que gerou uma distribuição de menores tamanhos de gotas (Bocal 01) promoveu uma maior variação na temperatura e na umidade relativa da corrente gasosa;
- O ciclone úmido em questão aumentou, significativamente, a sua eficiência de coleta de 81,00 para 98,44% (17,44%), por meio da utilização de uma baixa razão líquido-gás (0,43 L/m<sup>3</sup>);
- Os resultados de eficiência fracionária demonstraram que o ciclone experimental em estudo aumentou a eficiência de coleta, sobretudo, para materiais particulados finos menores que 2,5 µm para todas as condições experimentais;
- A condição ótima de operação para o ciclone úmido estudado foi a que se aplicou a maior velocidade de entrada (13,57 m/s); as posições com configuração 1S, 1L ou 3L; a razão L/G de 0,10 L/m<sup>3</sup>, caso o equipamento funcionar como um pré-coletor de partículas em correntes gasosas, ou de 0,43 L/m<sup>3</sup> se o ciclone úmido for empregado para promover uma remoção mais fina das partículas; e o Bocal 01 por este ser capaz de gerar uma distribuição de gotas de tamanhos menores.

## 5.2 Sugestões para Trabalhos Futuros

- Analisar e comparar os resultados obtidos de forma experimental com os resultados descritos pela Fluidodinâmica Computacional (CFD);
- Avaliar de maneira mais detalhada a influência da distribuição de tamanho das gotas na eficiência de coleta e na queda de pressão;
- Investigar a influência da abertura do jato cônico e do formato do spray gerado pelo bocal na coleta de particulados;
- Melhorar o estudo do comportamento da queda de pressão com o ciclone operando no modo úmido;
- Estudar uma técnica mais eficiente para promover a contagem de partículas sólidas na corrente gasosa;
- Verificar a influência da temperatura na eficiência de coleta e na queda de pressão com o ciclone operando a úmido;
- Melhorar ainda mais o desempenho do ciclone úmido experimental por meio da recirculação do efluente líquido gerado.

## REFERÊNCIAS

- AHUJA, S. M. Wetted wall cyclone – A novel concept. **Powder Technology**, p. 48-53, 2010.
- ALVES, A. C. M. **Otimização dos Processos de Separação de um Ciclone Adaptado com Pulverizadores de Água**. 2017. 134 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2017.
- ASHGRIZ, N. **Handbook of Atomization and Sprays: Theory and Applications**. London: Springer, 2011. 935 p.
- ASHRAE. **Ashrae Applications Handbook**, American Society of Heating, Refrigerating and Air-Conditioning Inc. Atlanta, 1999.
- AZADI, M.; AZADI, M. An analytical study of the effect of inlet velocity on the cyclone performance using mathematical models. **Powder Technology**, p. 121-127, 2012.
- Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDS) e Centro de Gestão e Estudos Estratégicos (CGEE). **Bioetanol de cana-de-açúcar: energia para o desenvolvimento sustentável**. Organização BNDS e CGEE. 1ª ed. Rio de Janeiro: BNDS, 2008. 316 p.
- BARTH, W. Design and layout of the cyclone separator on the basis of new investigations. **Brennst. Warme Kraft**. **8**, n. 1, p. 1-9, 1956.
- BRAR, L. S.; SHARMA, R. P.; ELSAYED, K. The effect of the cyclone length on the performance of Stairmand high-efficiency cyclone. **Powder Technology**, p. 668-677, 2015.
- BRASIL. Norma Brasileira Regulamentadora 10701 (1989). **Determinação de Pontos de Amostragens em Dutos e Chaminés de Fontes Estacionárias** – Procedimento, Rio de Janeiro, 8 p.

BRASIL. Norma Brasileira Regulamentadora 12019 (1990). **Efluentes Gasosos em Dutos e Chaminés de Fontes Estacionárias** – Determinação de Material Particulado, Rio de Janeiro, 12 p.

CALVERT, S.; GOLDSHMID, J.; LEITH, D.; MEHTA, D. **The Final Report and Bibliography**. Wet Scrubber System Study. Ambient Purification Technology, v. 2, Riverside, 1972.

CASAL, J.; MARTINEZ-BENET, J. M. A better way to calculate cyclone pressure drop. **Chemical Engineering**, v.90, n.2, p. 99-100, 1983.

CHENG, J. J. **Biomass to Renewable Energy Processes**. Boca Raton (FL): CRC Press, 2009.

CHIABAI JUNIOR, J. C. **Avaliação do Desempenho de um Ciclone Staimand Adaptado com Bicos de Injetores de Água**. 2014. 75 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2014.

CLEMENTINO, L. D. **A Conservação da Energia por meio da Co-Geração de Energia Elétrica**. São Paulo: Editora Érica, 2001.

COSTA, M. A. M. **Amostragem de Partículas Dispersas em Correntes Gasosas Confinadas**. 1998. 138 p. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Estadual de Maringá, Maringá. 1998.

COSTA, M. A. M. **Eficiência de Coleta de Partículas em Lavadores Venturi**. 2002. 262 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2002.

CREMASCO, M. A. **Operações Unitárias em Sistemas Particulados e Fluidomecânicos**. Edgard Blücher Ltda, São Paulo, 2012.

DAHER, M. A. F. **Fração de Filme Líquido nas Paredes de um Lavador Venturi**. 2008. 122 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2008.

DEPARTAMENTO DE PESQUISAS E ESTUDOS ECONÔMICOS – DEPEC (BRADESCO). **Açúcar e Etanol – junho de 2017**. São Paulo, 2017. Disponível em: <[https://www.economiaemdia.com.br/EconomiaEmDia/pdf/infset\\_acucar\\_etanol.pdf](https://www.economiaemdia.com.br/EconomiaEmDia/pdf/infset_acucar_etanol.pdf)>.

Acesso em: agosto/2017.

ELIAS, R. B. **Estudo Experimental de um Resfriador Evaporativo Ciclônico**. 2012. 190 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Mecânica) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2012.

ELKOTB, M. M. Fuel Atomization for Spray Modeling. **Prog. Energy Combust. Sci.**, p. 61-91, 1982.

GAMA, M. S. C. **Estudo de um Sistema de Limpeza de Gases usando um Lavador Venturi**. 2008. 60 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia. 2008.

GAWALI, S. S.; BHAMBERE, M. B. Effect of design and the operating parameters on the performance of cyclone separator – A review. **International Journal of Mechanical Engineering and Robotics Research**, v. 4, n. 1, p. 244-248, 2015.

GOES, T.; MARRA, R.; SOUZA e SILVA, G. **Setor Sucroalcooleiro no Brasil: Situação Atual e Perspectivas**. Revista de Política Agrícola: 2008. Disponível em: <<http://www.alice.cnptia.embrapa.br/bitstream/doc/125247/1/SetorsucroalcooleironoBrasil.pdf>>. Acesso em: março de 2017.

GOMIDE, R. **Operações Unitárias**. Câmara Brasileira do Livro, v. 3, São Paulo, 1980.

GONÇALVES, J. A. S. **Aspectos da modelagem matemática de lavadores Venturi**. 2000. 383 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2000.

GUERRA, V. G. **Investigação do Efeito de Injeção de Líquido por Orifícios Múltiplos na Formação de Gotas em um Lavador Venturi**. 2009. 154 f. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2009.

HOFFMANN, A. C.; AREND, H., SIE, H. An experimental investigation elucidating the nature of the effect of solids loading on cyclone performance. **Filtration and Separation**, p. 188-193, 1991.

HOFFMANN, A. C.; STEIN, L. E. **Gas cyclone and swirl tubes: principles, design and operation**. 2. ed. New York: Springer, 2008. 411 p.

HOFFMANN, A. C.; VAN SANTEN, A.; ALLEN, R. W. K. Effects of geometry and solid loading on the performance of gas cyclone. **Powder Technology**, Lausanne, v.70, n. 1, p. 83-91, 1992.

HSU, C.-W.; HUANG, S.-H.; LIN, C.-W.; HSIAO, T.-C.; LIN, W.-Y.; CHEN, C.-C. An Experimental Study on Performance Improvement of the Stairmand Cyclone Design. **Aerosol and Air Quality Research**, p. 1003-1016, 2014.

IOZIA, D. L.; LEITH, D. Effect of dimensions on gas flow pattern and collection efficiency. **Aerosol Science and Technology**, v.10, p. 491-500, 1989.

JASUJA, A. K. Atomization of Crude and Residual Fuel Oils. **ASME J. Eng. Power**, p. 250-258, 1979.

KACHHWALA, S. S.; DHAR, P. L.; KALE, S. R. Experimental studies and numerical simulation of evaporative cooling of air with a water spray - Horizontal parallel flow, **Int. J. Heat Mass Transfer**. p. 447 – 464, 1998.

KAISER, A. S.; LUCAS, M.; VIEDMA, A.; ZAMORA, B. Numerical model of evaporative cooling processes in a new type of cooling tower. **International Journal of Heat and Mass Transfer**, p. 986-999, 2004.

KOCH, W. H.; LICHT, W. New Design Approach Boosts Cyclone Efficiency. **Chemical Engineering**, p. 80-88, 1977.

KRAMES, J.; BÜTTNER, H. The Cyclone Scrubber – a High Efficiency Wet Separator. **Chemical Engineering Technology**, vol. 17, p. 73-80, 1994.

LAPPLE, C. E. Processes use many collector types. **Chemical Engineering**, p. 144-151, 1951.

LEE, B.-K.; JUNG, K.-R.; PARK, S.-H. Development and application of a novel swirl cyclone scrubber - (1) Experimental. **Journal of Aerosol Science**, p. 1079-1088, 2008.

LEFEBVRE, A. H. **Gas Turbine Combustion**. Washington, D.C.: Hemisphere Pub. Corp., 1983. 400 p.

LEFEBVRE, A. H. **Atomization and Sprays**. West Lafayette, Indiana: Taylor & Francis, 1989. 421 p.

LEITH, D.; MEHTA, D. Cyclone performance and design. **Atmospheric Environment Pergamon Press**, v. 7, p. 527-549, 1973.

LIM, K. S.; KIM, H. S.; LEE, K.W. Characteristics of the collection efficiency for a cyclone with different vortex finder shapes. **Journal of Aerosol Science**, p. 743-754, 2004.

LIM, K. S.; LEE, S. H.; PARK, H.S. Prediction for particle removal efficiency of a reverse jet scrubber. **Journal of Aerosol Science**, p. 1826-1839, 2006.

LORA, E. E. S. **Prevenção e Controle da Poluição nos Setores Energético, Industrial e de Transportes**. 2ª ed. Rio de Janeiro: Ed.Interciência, 2002. 481 p.

MACINTYRE, A. J. **Ventilação Industrial e Controle da Poluição**. 2ª Ed. Rio de Janeiro, RJ: Editora Guanabara Koogan S.A., 1990. 403 p.

MAGNOJET. Produtos. Disponível em: <<http://www.magnojet.com.br/produtos>>. Acesso em: junho/2016.

MAJEWSKI, R. **Projeto, Construção e Avaliação Experimental de um Lavador de Gases Industriais**. 2006. 126 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, São Paulo, 2006.

MESQUITA, A. L.S.; GUIMARÃES, F. A.; NEFUSSI, N. **Engenharia de Ventilação Industrial**. São Paulo: CETESB, 1988.

MOMENZADEH, A.; MOGHIMAN, M. **Effect of droplet injection on particle separation efficiency of cyclone separators**. 13th Annual & 2nd International Fluid Dynamics conference. Fd2010-26-28 Oct. Shiraz University Shiraz Iran.

MOTHES, H.; LÖFFLER, F. Motion and deposition in cyclones. **German Chemical Engineering**, v.8, p. 223-233, 1985.

MUGELE, I. R. A.; EVANS, H. D. Droplet Size Distributions in Sprays. **Industrial & Engineering Chemistry**, p. 1317-1324, 1951.

MUSCHELKNAUTZ, E. Staub – Reinhalt. **Luft 30**, n. 5, p. 187-234, 1970.

NASR, G. G.; YULE, A. J.; BENDIG, L. **Industrial Sprays and Atomization: Design, Analysis and Applications**. London: Springer, 2002. 501 p.

NETO, A. R. C.; CUNHA, F. A.; WADA, F. H.; FORAMIGLIO, F.; PUNCELLI, G.; CARVALHO, P. S. **Ciclone úmido – Desenvolvimento de Processos Químicos 2**. Universidade Federal de São Carlos: São Carlos, 2011.

OGAWA, A. Mechanical separation process and flow patterns of cyclone dust collectors. **Applied Mechanics Reviews**, v. 50, n.3, p. 97-130, 1997.

OKEDERE, O. B.; SONIBARE, J. A.; FAKINLE, B. S.; JIMODA, L. A. Usefulness of particulate cyclone in air pollution control. **Management of Environmental Quality: Na International Journal**, v. 24, n. 6, p. 771-781, 2013.

POURMOHAMMADBAGHER, A.; JAMSHIDI E.; ALE-EBRAHIM, H.; DABIR, B.; MEHRABANI-ZEINABAD, M. Simultaneous removal of gaseous pollutants with a novel swirl wet scrubber. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, p. 773-779, 2011.

PUENTES, N. A. G. **Atomização do Jato Líquido em um Lavador Venturi**. 2008. 98 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2008.

RADCLIFE, A. Fuel Injection. **High Speed Aerodinamics and Jet Propulsion**, 1960.

RAMACHANDRAN, G.; LEITH, D.; DIRGO, J.; FELDMAN, H. Cyclone optimization based on a new empirical model for pressure drop. **Aerosol Science Technology**, n. 15, p. 135-148, 1991.

RIBEIRO, A. P. R. A. **Estudo da Eficiência de Coleta em um Lavador Venturi com Injeção de Líquido por Multi-Orifícios**. 2005. 93 p. Tese (Doutorado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos. 2005.

RICHARDS, J. R. **Control of Gasous Emissions – Student Manual**. North Carolina, 2000. Disponível em: <<http://www.4cleanair.org/APTI/415combined.pdf>>. Acesso em: dezembro/2017.

RODRIGUES, M. V. **Análise do desempenho de um ciclone com mangas: efeito da permeabilidade do meio filtrante**. 2001. 111 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2001.

SADA, E.; TAKAHASHI, K.; MORIKAWA, K.; ITO, S. Drop Size Distribution for Spray by Full Cone Nozzle. **The Canadian Journal of Chemical Engineering**, v. 36, p. 455-459, 1978.

SCARPA, J. D. A. S. **Influência de características geométricas no desempenho de um ciclone**. 2000. 140 f. Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2000.

SEABRA, J. E. A. **Análise de opções tecnológicas para uso integral da biomassa no setor de cana-de-açúcar e suas implicações**. 2008. 274 f. Tese (Doutorado em Planejamento de Sistemas Energéticos) – Faculdade de Engenharia Mecânica, Universidade Estadual de Campinas, Campinas, 2008.

SHEPHERD, C. B.; LAPPLE, C. E. Flow Pattern and Pressure Drop in Cyclone Dust Collectors. **Industrial and Engineering Chemistry**, p. 972-984, 1939.

SNYDER, H. E.; SENSER, D. W.; LEFEBVRE, A. H. Mean Drop Sizes From Fan Spray Atomizers. **ASME Journal of Fluids Engineering**, p. 342-347, 1989.

SOUSA, L. C. **O Setor Sucroenergético e sua Dinâmica de Inovação**. 2015. 242 f. Tese (Doutorado em Administração) – Faculdade de Economia, Administração e Contabilidade, Universidade de Brasília, Brasília. 2015.

STAIRMAND, C. J. The design and performance of the cyclone separators. **Transactions of the Institution of Chemical Engineers**, p. 356-372, 1951.

SWIFT, P. Dust control in industry - 2. **Steam & Heating Engineer**, n.38, p. 453-456, 1969.

SWITHENBANK, J.; BEER, J. M.; TAYLOR, D. S.; ABBOT, D.; MACCREATH, G. C. A laser diagnostic technique for the measurement of droplet and particle size distribution- Experimental diagnostics in gas phase combustion system. **Progress in Astronaut and Aeronauts**, v.53, p. 421-447, 1976.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DA CANA DE AÇÚCAR - UNICA. **Histórico de produção e moagem: safra 2016/2017**. São Paulo, 2018. Disponível em: <<http://www.unicadata.com.br/historico-de-producao-e-moagem.php?idMn=32&tipoHistorico=4&acao=visualizar&idTabela=1884&safra=2016%2F2017&estado=RS%2CSC%2CPR%2CSP%2CRJ%2CMG%2CES%2CMS%2CMT%2CGO%2CDF%2CBA%2CSE%2CAL%2CPE%2CPB%2CRN%2CCE%2CPI%2CMA%2CTO%2CPA%2CAP%2CRO%2CAM%2CAC%2CRR>>. Acesso em: janeiro/2018.

UNIÃO DA INDÚSTRIA DA CANA DE AÇÚCAR - UNICA. **Biomassa é a segunda maior fonte de energia em 2016**. São Paulo, 2017. Disponível em: <<http://www.unica.com.br/na-midia/3474249920338941144/biomassa-e-a-segunda-maior-fonte-de-energia-em-2016/>>. Acesso em: junho/2017.

VAL'DBERG, A. Y.; KIRSANOVA, N. S. Precipitation of Suspended Particles in Wet-Film Cyclones. **Plenum Publishing Corporation**, p. 547-550, 1986.

WANG, L. K.; PEREIRA, N. C.; HUNG, Y.-T. **Air Pollution Control Engineering**. IV. Series: Handbook of environmental engineering. New Jersey: Humana Press, 2004. v. 1.

WEAST, R. C.; ASTLE, M. J.; BEYER, W. H. **Handbook of Chemistry and Physics: a ready-reference book of chemical and physical data**. 64th ed. Boca Raton, Fla: CRC Press, 1983.

XIANG, R.; PARK, S. H.; LEE, K. W. Effects of cone dimensions on cyclone performance. **Journal of Aerosol**, p. 549-561, 2001.

YANG, J.; LIU, C.; LI, S.; SUN, B.; XIAO, J.; JIN, Y. A new pressure drop modelo of gas-liquid cyclone with innovative operation mode. **Chemical Engineering and Processing: Process Intensification**, p. 256-266, 2015.

YANG, K.-S.; YOSHIDA, H. Effect of mist injection on particle separation performance of cyclone scrubber. **Separation and Purification Technology**, p. 221-230, 2004.

ZAREI, S.; JAMSHIDI, A.; EBRAHIMI, A. A. PVC dust removal from the air by a new dynamical scrubber. **Chemical Engineering and Processing**, p. 1193-1198, 2010.

ZHAO, B. Modeling pressure drop coefficient for cyclone separators: A support vector machine approach. **Chemical Engineering Science**, p. 4131-4136, 2009.

ZHU, Y.; LEE, K. W. Experimental study on small cyclones operating at high flow rates. **Journal of Aerosol Science**, p. 1303-1315, 1999.

**APÊNDICE A - Dados de distribuição granulométrica do material particulado.**

**Tabela A.1 - Dados de distribuição granulométrica da cinza bruta (Malvern Mastersizer Microplus).**

	<b>E 1</b>	<b>E 2</b>	<b>E 3</b>	<b>Média</b>
<b>Diâmetro</b>				
<b>Volumétrico</b>				
<b>Mediano (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	45,27	46,77	43,56	45,20
<b><math>d_{v50\%}</math></b>				
<b>Tamanho da</b>	<b>Volume (%)</b>			
<b>partícula (<math>\mu\text{m}</math>)</b>				
0,05	0,00	0,00	0,00	0,00
0,06	0,01	0,01	0,01	0,01
0,07	0,03	0,04	0,03	0,03
0,08	0,08	0,10	0,08	0,09
0,09	0,15	0,18	0,15	0,16
0,11	0,25	0,29	0,25	0,26
0,13	0,39	0,44	0,40	0,41
0,15	0,58	0,63	0,59	0,60
0,17	0,80	0,86	0,82	0,83
0,20	1,04	1,10	1,07	1,07
0,23	1,30	1,34	1,33	1,32
0,27	1,55	1,59	1,59	1,58
0,31	1,79	1,82	1,83	1,81
0,36	2,02	2,04	2,06	2,04
0,42	2,23	2,25	2,29	2,26
0,49	2,43	2,44	2,49	2,45
0,58	2,60	2,60	2,66	2,62
0,67	2,74	2,75	2,82	2,77
0,78	2,88	2,88	2,96	2,91
0,91	3,01	3,01	3,10	3,04
1,06	3,15	3,14	3,25	3,18
1,24	3,28	3,27	3,39	3,31
1,44	3,42	3,41	3,53	3,45

<b>Tamanho da</b>		<b>Volume (%)</b>		
<b>partícula (µm)</b>				
1,68	3,56	3,55	3,68	3,60
1,95	3,71	3,69	3,83	3,74
2,28	3,87	3,85	4,00	3,91
2,65	4,06	4,04	4,20	4,10
3,09	4,31	4,29	4,46	4,35
3,6	4,63	4,61	4,81	4,68
4,19	5,07	5,04	5,26	5,12
4,88	5,64	5,60	5,85	5,70
5,69	6,36	6,31	6,61	6,43
6,63	7,26	7,20	7,55	7,34
7,72	8,38	8,30	8,72	8,47
9,00	9,75	9,65	10,15	9,85
10,48	11,42	11,29	11,89	11,53
12,21	13,45	13,28	14,01	13,58
14,22	15,88	15,67	16,55	16,03
16,57	18,77	18,51	19,56	18,95
19,31	22,17	21,84	23,10	22,37
22,49	26,10	25,68	27,17	26,32
26,20	30,56	30,03	31,76	30,78
30,53	35,52	34,85	36,84	35,74
35,56	40,91	40,06	42,31	41,09
41,43	46,61	45,54	48,07	46,74
48,27	52,47	51,16	53,95	52,53
56,23	58,32	56,76	59,80	58,29
65,51	63,99	62,17	65,45	63,87
76,32	69,37	67,30	70,80	69,16
88,91	74,38	72,08	75,77	74,08
103,58	78,92	76,42	80,26	78,53
120,67	83,04	80,39	84,33	82,59
140,58	86,81	84,07	88,00	86,29
163,77	90,28	87,50	91,33	89,70

Tamanho da partícula ( $\mu\text{m}$ )	Volume (%)				
	190,80	93,40	90,71	94,27	92,79
222,28	96,09	93,62	96,73	95,48	
258,95	98,16	96,09	98,57	97,61	
301,68	99,47	97,98	99,66	99,04	
351,46	100	99,29	100	99,76	
409,45	100	100	100	100	
477,01	100	100	100	100	
555,71	100	100	100	100	

Tabela A.2 - Dados de distribuição granulométrica das três amostras da cinza após o processo de diminuição do tamanho (Malvern Mastersizer Microplus).

	Amostra 1			Amostra 2			Amostra 3			Média
	E 1.1	E 1.2	E 1.3	E 2.1	E 2.2	E 2.3	E 3.1	E 3.2	E 3.3	
$d_{V50\%}$ ( $\mu\text{m}$ )	7,28	7,25	7,34	7,82	7,69	7,81	7,4	7,32	7,31	7,47
Tamanho da partícula ( $\mu\text{m}$ )	Volume (%)									
0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,06	0,03	0,03	0,02	0,01	0,02	0,02	0,02	0,03	0,04	0,02
0,07	0,10	0,10	0,07	0,03	0,06	0,06	0,09	0,09	0,14	0,08
0,08	0,26	0,26	0,19	0,08	0,15	0,15	0,25	0,25	0,34	0,21
0,09	0,59	0,60	0,46	0,20	0,34	0,33	0,55	0,55	0,72	0,48
0,11	1,20	1,22	1,00	0,46	0,68	0,67	1,11	1,11	1,37	0,98
0,13	2,20	2,25	1,97	0,97	1,28	1,26	2,03	2,02	2,38	1,82
0,15	3,65	3,73	3,43	1,81	2,17	2,14	3,36	3,35	3,76	3,04
0,17	5,43	5,54	5,27	3,00	3,36	3,31	5,00	4,99	5,41	4,59
0,20	7,31	7,45	7,22	4,41	4,75	4,67	6,76	6,75	7,17	6,28
0,23	9,06	9,22	9,00	5,88	6,20	6,12	8,45	8,44	8,86	7,91
0,27	10,61	10,76	10,53	7,30	7,64	7,55	9,98	9,98	10,40	9,42
0,31	12,00	12,15	11,89	8,68	9,05	8,95	11,38	11,39	11,82	10,81

	Amostra 1			Amostra 2			Amostra 3			Média
	E 1.1	E 1.2	E 1.3	E 2.1	E 2.2	E 2.3	E 3.1	E 3.2	E 3.3	
<b>Tamanho da partícula</b>										
<b>(<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>Volume (%)</b>									
0,36	13,35	13,49	13,22	10,07	10,45	10,35	12,76	12,77	13,21	12,19
0,42	14,69	14,83	14,56	11,47	11,84	11,74	14,13	14,16	14,58	13,56
0,49	15,94	16,07	15,79	12,79	13,15	13,03	15,42	15,46	15,86	14,83
0,58	17,06	17,18	16,90	13,99	14,34	14,22	16,60	16,64	17,03	16,00
0,67	18,14	18,26	17,97	15,14	15,47	15,35	17,74	17,79	18,16	17,11
0,78	19,20	19,31	19,02	16,25	16,58	16,44	18,87	18,92	19,28	18,21
0,91	20,38	20,49	20,18	17,43	17,77	17,62	20,10	20,16	20,50	19,40
1,06	21,66	21,77	21,45	18,70	19,03	18,87	21,42	21,49	21,81	20,69
1,24	23,05	23,15	22,84	20,05	20,37	20,21	22,84	22,91	23,21	22,07
1,44	24,53	24,62	24,31	21,49	21,80	21,63	24,34	24,41	24,68	23,53
1,68	26,04	26,14	25,83	22,99	23,29	23,10	25,87	25,95	26,20	25,05
1,95	27,57	27,67	27,36	24,50	24,80	24,60	27,42	27,50	27,73	26,57
2,28	29,15	29,25	28,93	26,07	26,39	26,18	29,01	29,10	29,32	28,16
2,65	30,83	30,94	30,61	27,78	28,13	27,90	30,71	30,80	31,02	29,86
3,09	32,75	32,87	32,52	29,76	30,15	29,90	32,63	32,74	32,94	31,81
3,60	34,99	35,12	34,77	32,13	32,55	32,28	34,87	35,00	35,19	34,10
4,19	37,63	37,77	37,42	34,95	35,39	35,09	37,49	37,64	37,80	36,80
4,88	40,66	40,79	40,46	38,20	38,64	38,32	40,47	40,65	40,78	39,89
5,69	44,02	44,15	43,83	41,80	42,24	41,88	43,76	43,98	44,07	43,30
6,63	47,65	47,77	47,46	45,64	46,08	45,70	47,30	47,56	47,62	46,98
7,72	51,50	51,69	51,31	49,68	50,11	49,70	51,06	51,35	51,37	50,86
9,00	55,51	55,60	55,33	53,85	54,27	53,83	54,97	55,30	55,28	54,88
10,48	59,65	59,72	59,48	58,10	58,51	58,03	59,01	59,38	59,32	59,02
12,21	63,90	63,96	63,74	62,43	62,81	62,31	63,17	63,58	63,46	63,26
14,22	68,25	68,31	68,11	66,82	67,17	66,63	67,42	67,89	67,70	67,59
16,57	72,69	72,76	72,58	71,27	71,57	71,00	71,75	72,30	72,02	71,99
19,31	77,14	77,25	77,06	75,75	76,01	75,40	76,14	76,69	76,32	76,42
22,49	81,51	81,64	81,45	80,16	80,35	79,74	80,41	80,95	80,48	80,74



**Tabela A.3 - Dados de distribuição granulométrica da cinza após o processo de diminuição do tamanho (Aerodynamic Particle Sizer®).**

<b>Diâmetro Aerodinâmico (<math>\mu\text{m}</math>)</b>	<b>Número</b>	<b>Número (%)</b>
0,54	2194,23	7,21
0,58	2283,60	14,70
0,63	2346,93	22,41
0,67	2359,38	30,16
0,72	2272,24	37,62
0,78	2200,37	44,85
0,84	2059,99	51,61
0,90	1901,02	57,85
0,97	1720,89	63,51
1,04	1544,67	68,58
1,11	1381,54	73,11
1,20	1217,06	77,11
1,29	1097,74	80,72
1,38	957,97	83,86
1,49	826,16	86,58
1,60	720,31	88,94
1,72	613,36	90,95
1,84	511,89	92,64
1,98	431,54	94,05
2,13	354,84	95,22
2,29	288,38	96,17
2,46	234,33	96,93
2,64	191,55	97,56
2,84	152,48	98,06
3,05	124,19	98,47
3,28	96,83	98,79
3,52	76,38	99,04
3,79	60,51	99,24
4,07	53,02	99,41

<b>Diâmetro Aerodinâmico</b>	<b>Número</b>	<b>Número</b>
<b>(<math>\mu\text{m}</math>)</b>		<b>(%)</b>
4,37	41,06	99,55
4,70	31,42	99,65
5,05	23,58	99,73
5,43	19,36	99,79
5,83	15,10	99,84
6,26	11,90	99,88
6,73	8,80	99,91
7,23	5,98	99,93
7,77	4,77	99,95
8,35	4,00	99,96
8,98	3,17	99,97
9,65	2,27	99,98
10,37	1,79	99,98
11,14	1,70	99,99
11,97	1,22	99,99
12,86	0,67	99,99
13,82	0,70	100
14,86	0,32	100
15,96	0,19	100
17,15	0,13	100
18,43	0,19	100
19,81	0,13	100

**APÊNDICE B – Dados de medidas das alturas manométricas proporcionadas pela corrente gasosa.**

**Tabela B.1 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 1 proporcionadas apenas com a corrente gasosa proveniente pelo soprador.**

<b>Ensaio</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmHg)</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmH<sub>2</sub>O)</b>	
1	13,10	178,10	<b>Q<sub>g</sub> (m<sup>3</sup>/min)</b>
2	13,10	178,10	
3	13,10	178,10	
<b>Média</b>	13,10	178,10	4,67

**Tabela B.2 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 1 proporcionadas pela corrente gasosa proveniente pelo soprador e pelo ar comprimido de arraste de pó.**

<b>Ensaio</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmHg)</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmH<sub>2</sub>O)</b>	
1	14,30	194,41	<b>Q<sub>g</sub> (m<sup>3</sup>/min)</b>
2	14,40	195,77	
3	14,30	194,41	
<b>Média</b>	14,33	194,86	4,89

**Tabela B.3 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 2 proporcionadas apenas com a corrente gasosa proveniente pelo soprador.**

<b>Ensaio</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmHg)</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmH<sub>2</sub>O)</b>	
1	7,60	103,32	<b>Q<sub>g</sub> (m<sup>3</sup>/min)</b>
2	7,70	104,68	
3	7,80	106,04	
<b>Média</b>	7,70	104,68	3,58

**Tabela B.4 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 2 proporcionadas pela corrente gasosa proveniente pelo soprador e pelo ar comprimido de arraste de pó.**

<b>Ensaio</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmHg)</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmH<sub>2</sub>O)</b>	
1	89,00	121,00	<b>Q<sub>g</sub> (m<sup>3</sup>/min)</b>
2	91,00	123,72	
3	88,00	119,64	
<b>Média</b>	89,33	121,45	3,86

**Tabela B.5 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 3 proporcionadas apenas com a corrente gasosa proveniente pelo soprador.**

<b>Ensaio</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmHg)</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmH<sub>2</sub>O)</b>	
1	3,60	48,94	<b>Q<sub>g</sub> (m<sup>3</sup>/min)</b>
2	3,60	48,94	
3	3,70	50,30	
<b>Média</b>	3,63	4,39	2,46

**Tabela B.6 - Alturas manométricas para a capacidade de vazão 3 proporcionadas pela corrente gasosa proveniente pelo soprador e pelo ar comprimido de arraste de pó.**

<b>Ensaio</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmHg)</b>	<b><math>\Delta h</math> (cmH<sub>2</sub>O)</b>	
1	50,00	67,98	<b>Q<sub>g</sub> (m<sup>3</sup>/min)</b>
2	51,00	69,34	
3	49,00	66,62	
<b>Média</b>	50,00	67,98	2,89

**APÊNDICE C – Dados dos perfis de velocidade nos dutos de entrada e de saída.**

**Tabela C.1 - Dados dos perfis de velocidade no duto de entrada para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 56,1 °C.**

<b>Velocidade (m/s)</b>							
<b>Posição</b>	<b>Ensaio 1</b>		<b>Ensaio 2</b>		<b>Ensaio 3</b>		<b>Média</b>
<b>y/D</b>	<b>Mínima</b>	<b>Máxima</b>	<b>Mínima</b>	<b>Máxima</b>	<b>Mínima</b>	<b>Máxima</b>	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	34,50	35,70	34,90	35,00	35,00	35,70	35,13
0,20	37,20	38,00	37,70	38,20	37,70	38,20	37,83
0,30	39,10	39,70	39,40	39,60	39,10	39,80	39,45
0,40	40,30	41,20	40,40	41,40	40,40	41,10	40,80
0,50	40,70	41,10	40,70	41,40	41,10	41,30	41,05
0,60	40,80	41,10	40,80	41,20	41,00	41,30	41,03
0,70	40,60	40,90	40,60	40,80	40,40	40,80	40,68
0,80	39,10	40,50	40,30	40,80	40,00	40,60	40,22
0,90	39,30	39,80	39,20	39,40	39,00	39,50	39,37
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tabela C.2 - Dados dos perfis de velocidade no duto de entrada para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 45,8 °C.**

<b>Velocidade (m/s)</b>							
<b>Posição</b>	<b>Ensaio 1</b>		<b>Ensaio 2</b>		<b>Ensaio 3</b>		<b>Média</b>
<b>y/D</b>	<b>Mínima</b>	<b>Máxima</b>	<b>Mínima</b>	<b>Máxima</b>	<b>Mínima</b>	<b>Máxima</b>	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	27,40	27,70	27,30	27,90	27,60	27,90	27,63
0,20	28,80	29,30	29,20	29,50	29,00	29,70	29,25
0,30	30,50	30,90	30,50	31,10	30,50	31,10	30,77
0,40	31,60	31,70	31,30	31,80	31,10	31,60	31,52
0,50	31,80	32,00	32,10	32,40	31,90	32,40	32,10
0,60	31,70	32,10	31,80	32,00	31,80	32,10	31,92
0,70	31,80	32,10	31,50	32,00	31,70	32,00	31,85
0,80	31,30	32,00	31,30	32,10	31,30	32,20	31,70
0,90	30,90	31,60	30,50	31,50	30,70	31,50	31,12

Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tabela C.3 - Dados dos perfis de velocidade no duto de entrada para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 36,3 °C.**

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	19,10	19,30	18,50	19,10	18,50	19,40	18,98
0,20	21,00	21,40	20,70	21,40	21,20	21,40	21,18
0,30	22,00	22,70	22,10	22,70	22,10	22,40	22,33
0,40	23,20	23,30	23,20	23,60	23,20	23,90	23,40
0,50	23,70	24,10	23,90	24,00	23,70	24,10	23,92
0,60	24,40	24,90	24,30	24,60	24,20	24,90	24,55
0,70	24,50	24,60	24,20	24,40	24,10	24,20	24,33
0,80	23,50	24,10	24,00	24,10	23,70	24,20	23,93
0,90	23,50	23,40	23,00	23,50	23,20	23,30	23,32
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tabela C.4 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S1</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 53,9 °C.**

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	8,70	9,00	8,60	8,80	8,80	8,90	8,82
0,20	9,20	9,30	9,20	9,40	9,20	9,40	9,32
0,30	9,30	9,60	9,30	9,50	9,10	9,70	9,52
0,40	9,30	9,80	9,70	9,90	9,60	9,90	9,75
0,50	9,80	10,00	9,90	10,00	10,00	10,10	9,98
0,60	9,70	10,20	9,80	10,60	9,70	10,10	10,08
0,70	9,90	10,10	10,10	10,30	10,40	10,50	10,23

Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,80	10,70	11,10	10,70	10,90	10,30	10,70	10,80
0,90	10,50	10,90	10,50	10,70	10,20	10,70	10,67
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tabela C.5 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S1</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 43,4 °C.**

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	7,40	7,50	7,30	7,40	7,30	7,60	7,42
0,20	7,70	7,90	7,60	7,80	7,60	7,70	7,72
0,30	7,70	8,00	7,70	7,80	7,50	7,80	7,75
0,40	7,90	8,00	7,80	7,90	7,80	8,00	7,90
0,50	8,00	8,10	8,00	8,20	7,90	8,00	8,03
0,60	7,90	8,10	7,90	8,10	7,80	8,20	8,00
0,70	8,10	8,20	8,20	8,30	8,00	8,20	8,17
0,80	8,30	8,40	8,40	8,50	8,40	8,50	8,42
0,90	8,20	8,40	8,30	8,40	8,10	8,30	8,28
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

**Tabela C.6 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S1</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 34,7 °C.**

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	5,80	5,90	5,60	5,70	5,70	5,80	5,75
0,20	5,70	5,90	5,90	6,10	5,90	6,10	5,93
0,30	5,90	6,10	6,00	6,10	6,10	6,20	6,07
0,40	5,90	6,20	5,90	6,20	6,00	6,20	6,07
0,50	6,00	6,20	6,00	6,20	5,90	6,20	6,08

Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,60	6,20	6,30	6,00	6,20	6,30	6,40	6,23
0,70	6,00	6,20	6,20	6,30	6,30	6,40	6,23
0,80	6,10	6,30	6,10	6,40	6,20	6,40	6,25
0,90	6,10	6,20	6,10	6,20	6,20	6,40	6,20
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela C.7 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S2</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 55,9 °C.

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	10,00	10,30	10,40	10,60	10,50	10,60	10,55
0,20	10,30	10,50	10,10	10,30	10,00	10,30	10,15
0,30	10,10	10,30	10,00	10,20	9,90	10,20	10,05
0,40	10,00	10,10	9,70	9,90	9,80	10,20	10,00
0,50	10,10	10,20	9,40	9,60	9,60	10,00	9,80
0,60	9,30	9,60	9,20	9,40	9,30	9,60	9,45
0,70	8,90	9,10	8,90	9,10	9,00	9,30	9,15
0,80	8,60	8,80	8,60	8,80	8,70	8,80	8,75
0,90	8,40	8,80	8,30	8,60	8,80	9,00	8,90
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela C.8 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S2</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 2 na temperatura de 43,1 °C.

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	8,30	8,40	8,40	8,60	8,30	8,50	8,40
0,20	8,30	8,50	8,30	8,40	8,40	8,60	8,50
0,30	8,10	8,30	8,10	8,40	8,30	8,40	8,35

Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,40	7,90	8,00	7,70	7,90	8,00	8,10	8,05
0,50	7,60	7,70	7,60	7,70	7,70	7,90	7,80
0,60	7,20	7,40	7,10	7,20	7,10	7,40	7,25
0,70	6,80	6,90	7,00	7,20	7,00	7,10	7,05
0,80	6,60	6,80	6,90	7,10	6,60	6,90	6,75
0,90	6,90	7,00	6,90	7,00	6,90	7,00	6,95
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela C.9 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S2</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 3 na temperatura de 34,5 °C.

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	5,90	6,00	6,00	6,10	6,00	6,10	6,02
0,20	5,90	6,00	6,00	6,10	6,10	6,30	6,07
0,30	5,70	5,80	5,90	6,00	6,00	6,10	5,92
0,40	5,50	5,70	5,70	5,80	5,80	5,90	5,73
0,50	5,40	5,50	5,50	5,60	5,60	5,70	5,55
0,60	5,30	5,50	5,40	5,50	5,50	5,60	5,47
0,70	5,10	5,20	5,10	5,30	5,20	5,40	5,22
0,80	5,00	5,20	5,10	5,20	5,20	5,40	5,18
0,90	5,00	5,10	4,90	5,00	5,10	5,20	5,05
1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Tabela C.10 - Dados dos perfis de velocidade no P<sub>S3</sub> do duto de saída para a capacidade de vazão 1 na temperatura de 55,7 °C.

Velocidade (m/s)							
Posição y/D	Ensaio 1		Ensaio 2		Ensaio 3		Média
	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	Mínima	Máxima	
0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
0,10	10,00	10,10	10,00	10,40	10,30	10,40	10,22





## APÊNDICE D – Dados das variáveis para a determinação da eficiência global

**Tabela D.1 - Dados para a determinação da eficiência global para a capacidade de vazão 1: Operação a seco.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	56,0	56,2	56,1	0,1
$v_{ce}$ (m/s)	41,15	41,50	41,33	0,25
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$6,43 \cdot 10^{-4}$	$6,48 \cdot 10^{-4}$	$6,46 \cdot 10^{-4}$	$3,87 \cdot 10^{-6}$
$Q_{ec}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$5,37 \cdot 10^{-4}$	$5,41 \cdot 10^{-4}$	$5,39 \cdot 10^{-4}$	$3,06 \cdot 10^{-6}$
$m_e$ (kg)	$4,96 \cdot 10^{-5}$	$4,92 \cdot 10^{-5}$	$4,94 \cdot 10^{-5}$	$2,22 \cdot 10^{-7}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$4,28 \cdot 10^{-4}$	$4,22 \cdot 10^{-4}$	$4,25 \cdot 10^{-4}$	$4,45 \cdot 10^{-6}$
$T_s$ (°C)	54,0	54,5	54,3	0,4
$v_{cs}$ (m/s)	9,50	9,40	9,45	0,07
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,65 \cdot 10^{-4}$	$1,63 \cdot 10^{-4}$	$1,64 \cdot 10^{-4}$	$1,23 \cdot 10^{-6}$
$Q_{sc}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,37 \cdot 10^{-4}$	$1,35 \cdot 10^{-4}$	$1,36 \cdot 10^{-4}$	$1,17 \cdot 10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$2,39 \cdot 10^{-6}$	$2,37 \cdot 10^{-6}$	$2,38 \cdot 10^{-6}$	$1,05 \cdot 10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$8,06 \cdot 10^{-5}$	$8,09 \cdot 10^{-5}$	$8,08 \cdot 10^{-5}$	$2,49 \cdot 10^{-7}$
$t_c$ (s)	180	180	180	-
$\eta$ (%)	81,18	80,81	81,00	0,26

**Tabela D.2 - Dados para a determinação da eficiência global para a capacidade de vazão 2: Operação a seco.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	45,4	45,6	45,5	0,1
$v_{ce}$ (m/s)	32,70	32,65	32,68	0,04
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$5,11 \cdot 10^{-4}$	$5,10 \cdot 10^{-4}$	$5,10 \cdot 10^{-4}$	$5,52 \cdot 10^{-7}$
$Q_{ec}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$4,39 \cdot 10^{-4}$	$4,38 \cdot 10^{-4}$	$4,38 \cdot 10^{-4}$	$6,75 \cdot 10^{-7}$
$m_e$ (kg)	$4,47 \cdot 10^{-5}$	$4,47 \cdot 10^{-5}$	$4,47 \cdot 10^{-5}$	$2,03 \cdot 10^{-8}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$4,86 \cdot 10^{-4}$	$4,87 \cdot 10^{-4}$	$4,86 \cdot 10^{-4}$	$3,05 \cdot 10^{-7}$
$T_s$ (°C)	43,40	43,80	43,60	0,28
$v_{cs}$ (m/s)	7,2	7,4	7,3	0,1
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,24 \cdot 10^{-4}$	$1,28 \cdot 10^{-4}$	$1,26 \cdot 10^{-4}$	$2,45 \cdot 10^{-6}$

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,07.10^{-4}$	$1,09.10^{-4}$	$1,08.10^{-4}$	$1,92.10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$2,31.10^{-6}$	$2,44.10^{-6}$	$2,38.10^{-6}$	$9,04.10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$1,04.10^{-4}$	$1,06.10^{-4}$	$1,05.10^{-4}$	$1,95.10^{-6}$
$t_c$ (s)	180	180	180	-
$\eta$ (%)	78,68	78,14	78,41	0,39

**Tabela D.3 - Dados para a determinação da eficiência global para a capacidade de vazão 3: Operação a seco.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	37,3	38,2	37,8	0,6
$v_{c_e}$ (m/s)	24,40	24,55	24,48	0,11
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,81.10^{-4}$	$3,84.10^{-4}$	$3,82.10^{-4}$	$1,66.10^{-6}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$3,35.10^{-4}$	$3,36.10^{-4}$	$3,36.10^{-4}$	$7,76.10^{-7}$
$m_e$ (kg)	$4,53.10^{-5}$	$4,55.10^{-5}$	$4,54.10^{-5}$	$1,26.10^{-7}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$6,60.10^{-4}$	$6,58.10^{-4}$	$6,59.10^{-4}$	$1,03.10^{-6}$
$T_s$ (°C)	35,0	35,7	35,4	0,5
$v_{c_s}$ (m/s)	5,45	5,20	5,33	0,18
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$9,46.10^{-5}$	$9,02.10^{-5}$	$9,24.10^{-5}$	$3,07.10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$8,35.10^{-5}$	$7,95.10^{-5}$	$8,15.10^{-5}$	$2,84.10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$2,79.10^{-6}$	$2,64.10^{-6}$	$2,71.10^{-6}$	$1,05.10^{-7}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$1,64.10^{-4}$	$1,63.10^{-4}$	$1,63.10^{-4}$	$9,12.10^{-7}$
$t_c$ (s)	180	180	180	-
$\eta$ (%)	75,17	75,32	75,25	0,10

**Tabela D.4 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (I) - capacidade de vazão 1.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	54,1	53,7	53,9	0,3
$U_{r_e}$ (%)	7,9	7,7	7,8	0,1
$v_{c_e}$ (m/s)	41,45	41,00	41,23	0,28
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$6,48.10^{-4}$	$6,41.10^{-4}$	$6,44.10^{-4}$	$4,97.10^{-6}$

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$5,44.10^{-4}$	$5,38.10^{-4}$	$5,41.10^{-4}$	$3,79.10^{-6}$
$m_e$ (kg)	$8,10.10^{-5}$	$7,91.10^{-5}$	$8,01.10^{-5}$	$1,36.10^{-6}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$4,17.10^{-4}$	$4,12.10^{-4}$	$4,15.10^{-4}$	$3,82.10^{-6}$
$T_s$ (°C)	35,5	35,5	35,5	0,0
$U_{r_s}$ (%)	37,4	37,5	37,5	0,1
$v_{c_s}$ (m/s)	8,75	9,25	9,00	0,35
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,52.10^{-4}$	$1,60.10^{-4}$	$1,56.10^{-4}$	$6,13.10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,34.10^{-4}$	$1,42.10^{-4}$	$1,37.10^{-4}$	$5,41.10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$8,62.10^{-7}$	$8,86.10^{-7}$	$8,74.10^{-7}$	$1,66.10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$1,89.10^{-5}$	$1,84.10^{-5}$	$1,87.10^{-5}$	$3,79.10^{-7}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	95,46	95,53	95,50	0,05

**Tabela D.5 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (I) - capacidade de vazão 2.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	40,1	43,5	41,8	2,4
$U_{r_e}$ (%)	13,8	13,6	13,7	0,1
$v_{c_e}$ (m/s)	34,75	33,15	33,95	1,13
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$5,43.10^{-4}$	$5,18.10^{-4}$	$5,30.10^{-4}$	$1,77.10^{-5}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$4,75.10^{-4}$	$4,48.10^{-4}$	$4,61.10^{-4}$	$1,91.10^{-5}$
$m_e$ (kg)	$8,30.10^{-5}$	$7,82.10^{-5}$	$8,06.10^{-5}$	$3,41.10^{-6}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$5,09.10^{-4}$	$5,03.10^{-4}$	$5,06.10^{-4}$	$4,55.10^{-6}$
$T_s$ (°C)	27,9	31,2	29,6	2,3
$U_{r_s}$ (%)	45,4	45,1	45,3	0,2
$v_{c_s}$ (m/s)	7,40	7,40	7,40	0,00
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,28.10^{-4}$	$1,28.10^{-4}$	$1,28.10^{-4}$	0,00
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,16.10^{-4}$	$1,15.10^{-4}$	$1,15.10^{-4}$	$8,90.10^{-7}$
$m_s$ (kg)	$1,12.10^{-6}$	$1,15.10^{-6}$	$1,14.10^{-6}$	$2,18.10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$2,92.10^{-5}$	$2,99.10^{-5}$	$2,96.10^{-5}$	$5,60.10^{-7}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$\eta$ (%)	94,28	94,05	94,16	0,16

**Tabela D.6 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (I) - capacidade de vazão 3.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	35,3	33,4	34,4	1,3
$U_{r_e}$ (%)	19,2	21,1	20,2	1,3
$v_{c_e}$ (m/s)	25,05	24,40	24,73	0,46
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,91 \cdot 10^{-4}$	$3,81 \cdot 10^{-4}$	$3,87 \cdot 10^{-4}$	$1,18 \cdot 10^{-6}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$3,47 \cdot 10^{-4}$	$3,40 \cdot 10^{-4}$	$3,43 \cdot 10^{-4}$	$4,92 \cdot 10^{-6}$
$m_e$ (kg)	$7,73 \cdot 10^{-5}$	$7,62 \cdot 10^{-5}$	$7,68 \cdot 10^{-5}$	$7,47 \cdot 10^{-7}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$6,58 \cdot 10^{-4}$	$6,67 \cdot 10^{-4}$	$6,63 \cdot 10^{-4}$	$5,87 \cdot 10^{-6}$
$T_s$ (°C)	26,6	22,1	24,4	3,2
$U_{r_s}$ (%)	55,5	58,1	56,8	1,8
$v_{c_s}$ (m/s)	5,65	5,80	5,73	0,11
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$9,80 \cdot 10^{-5}$	$1,01 \cdot 10^{-4}$	$9,93 \cdot 10^{-5}$	$1,84 \cdot 10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$8,90 \cdot 10^{-5}$	$9,28 \cdot 10^{-5}$	$9,09 \cdot 10^{-5}$	$2,66 \cdot 10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$1,53 \cdot 10^{-6}$	$1,71 \cdot 10^{-6}$	$1,62 \cdot 10^{-6}$	$1,26 \cdot 10^{-7}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$5,21 \cdot 10^{-5}$	$5,67 \cdot 10^{-5}$	$5,44 \cdot 10^{-5}$	$3,21 \cdot 10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	92,08	91,50	91,79	0,41

**Tabela D.7 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (II) - capacidade de vazão 2.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	42,6	41,8	42,2	0,6
$U_{r_e}$ (%)	10,8	12,2	11,5	1,0
$v_{c_e}$ (m/s)	33,20	34,70	33,95	1,06
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$5,19 \cdot 10^{-4}$	$5,42 \cdot 10^{-4}$	$5,30 \cdot 10^{-4}$	$1,66 \cdot 10^{-5}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$4,50 \cdot 10^{-4}$	$4,72 \cdot 10^{-4}$	$4,61 \cdot 10^{-4}$	$1,54 \cdot 10^{-5}$
$m_e$ (kg)	$7,83 \cdot 10^{-5}$	$8,31 \cdot 10^{-5}$	$8,07 \cdot 10^{-5}$	$3,47 \cdot 10^{-6}$

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$5,03.10^{-4}$	$5,12.10^{-4}$	$5,07.10^{-4}$	$6,07.10^{-6}$
$T_s$ (°C)	29,9	29,5	29,7	0,3
$U_{R_s}$ (%)	41,4	43,1	42,3	1,2
$v_{c_s}$ (m/s)	7,25	7,20	7,23	0,04
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,26.10^{-4}$	$1,25.10^{-4}$	$1,25.10^{-4}$	$6,13.10^{-7}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,13.10^{-4}$	$1,12.10^{-4}$	$1,13.10^{-4}$	$4,46.10^{-7}$
$m_s$ (kg)	$1,11.10^{-6}$	$1,23.10^{-6}$	$1,17.10^{-6}$	$9,14.10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$2,93.10^{-5}$	$3,29.10^{-5}$	$3,11.10^{-5}$	$1,17.10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	94,19	93,56	93,87	0,44

**Tabela D.8 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (II) - capacidade de vazão 3.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	34,2	34,8	34,5	0,4
$U_{R_e}$ (%)	22,3	21,1	21,7	0,9
$v_{c_e}$ (m/s)	25,25	24,50	24,88	0,53
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$3,94.10^{-4}$	$3,83.10^{-4}$	$3,89.10^{-4}$	$8,29.10^{-6}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$3,51.10^{-4}$	$3,39.10^{-4}$	$3,45.10^{-4}$	$7,89.10^{-6}$
$m_e$ (kg)	$8,04.10^{-5}$	$7,52.10^{-5}$	$7,78.10^{-5}$	$3,69.10^{-6}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$6,79.10^{-4}$	$6,55.10^{-4}$	$6,67.10^{-4}$	$1,74.10^{-5}$
$T_s$ (°C)	24,9	25,4	25,2	0,4
$U_{R_s}$ (%)	56,4	55,5	56,0	0,6
$v_{c_s}$ (m/s)	5,70	5,85	5,78	0,11
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$9,89.10^{-5}$	$1,01.10^{-4}$	$1,00.10^{-4}$	$1,84.10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$9,03.10^{-5}$	$9,25.10^{-5}$	$9,14.10^{-5}$	$1,57.10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$2,14.10^{-6}$	$1,80.10^{-6}$	$1,97.10^{-6}$	$2,44.10^{-7}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$7,22.10^{-5}$	$5,90.10^{-5}$	$6,56.10^{-5}$	$9,33.10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	89,37	90,98	90,18	1,14

**Tabela D.9 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) - p<sub>2S</sub>.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
T <sub>e</sub> (°C)	54,0	54,2	54,1	0,1
U <sub>re</sub> (%)	7,8	7,7	7,8	0,1
v <sub>ce</sub> (m/s)	41,60	41,50	41,55	0,07
Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> /s)	6,50.10 <sup>-4</sup>	6,48.10 <sup>-4</sup>	6,49.10 <sup>-4</sup>	1,10.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>ec</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	5,46.10 <sup>-4</sup>	5,45.10 <sup>-4</sup>	5,45.10 <sup>-4</sup>	7,09.10 <sup>-7</sup>
m <sub>e</sub> (kg)	8,20.10 <sup>-5</sup>	8,13.10 <sup>-5</sup>	8,17.10 <sup>-5</sup>	5,18.10 <sup>-7</sup>
C <sub>e</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,19.10 <sup>-4</sup>	4,21.10 <sup>-4</sup>	4,81.10 <sup>-4</sup>	1,95.10 <sup>-6</sup>
T <sub>s</sub> (°C)	35,2	35,5	35,4	0,2
U <sub>rs</sub> (%)	37,5	37,7	37,6	0,1
v <sub>cs</sub> (m/s)	8,85	8,70	8,78	0,11
Q <sub>s</sub> (m <sup>3</sup> /s)	1,54.10 <sup>-4</sup>	1,51.10 <sup>-4</sup>	1,52.10 <sup>-4</sup>	1,84.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>sc</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	1,36.10 <sup>-4</sup>	1,33.10 <sup>-4</sup>	1,34.10 <sup>-4</sup>	1,72.10 <sup>-6</sup>
m <sub>s</sub> (kg)	2,14.10 <sup>-6</sup>	1,80.10 <sup>-6</sup>	1,97.10 <sup>-6</sup>	2,44.10 <sup>-7</sup>
C <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	1,47.10 <sup>-6</sup>	1,21.10 <sup>-6</sup>	1,34.10 <sup>-6</sup>	1,80.10 <sup>-7</sup>
t <sub>c</sub> (s)	300	300	300	-
η (%)	92,42	93,71	93,06	0,91

**Tabela D.10 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) - p<sub>3S</sub>.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
T <sub>e</sub> (°C)	54,5	54,3	54,4	0,1
U <sub>re</sub> (%)	7,5	7,6	7,6	0,1
v <sub>ce</sub> (m/s)	41,30	41,60	41,45	0,21
Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> /s)	6,45.10 <sup>-4</sup>	6,50.10 <sup>-4</sup>	6,48.10 <sup>-4</sup>	3,31.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>ec</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	5,41.10 <sup>-4</sup>	5,45.10 <sup>-4</sup>	5,43.10 <sup>-4</sup>	3,07.10 <sup>-6</sup>
m <sub>e</sub> (kg)	8,20.10 <sup>-5</sup>	8,25.10 <sup>-5</sup>	8,22.10 <sup>-5</sup>	3,27.10 <sup>-7</sup>
C <sub>e</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,24.10 <sup>-4</sup>	4,23.10 <sup>-4</sup>	4,23.10 <sup>-4</sup>	9,14.10 <sup>-7</sup>
T <sub>s</sub> (°C)	35,8	35,7	35,8	0,1
U <sub>rs</sub> (%)	37,6	37,4	37,5	0,1

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$v_{c_s}$ (m/s)	8,90	8,55	8,73	0,25
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,54 \cdot 10^{-4}$	$1,48 \cdot 10^{-4}$	$1,51 \cdot 10^{-4}$	$4,29 \cdot 10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,36 \cdot 10^{-4}$	$1,31 \cdot 10^{-4}$	$1,33 \cdot 10^{-4}$	$3,76 \cdot 10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$1,54 \cdot 10^{-6}$	$1,22 \cdot 10^{-6}$	$1,38 \cdot 10^{-6}$	$2,27 \cdot 10^{-7}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$3,33 \cdot 10^{-5}$	$2,75 \cdot 10^{-5}$	$3,04 \cdot 10^{-5}$	$4,09 \cdot 10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	92,15	93,49	92,82	0,95

**Tabela D.11 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) - p<sub>1L</sub>.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	54,4	54,4	54,4	0,0
$U_{r_e}$ (%)	7,7	7,6	7,7	0,1
$v_{c_e}$ (m/s)	41,20	41,70	41,45	0,35
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$6,44 \cdot 10^{-4}$	$6,5110^{-4}$	$6,48 \cdot 10^{-4}$	$5,52 \cdot 10^{-6}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$5,40 \cdot 10^{-4}$	$5,47 \cdot 10^{-4}$	$5,43 \cdot 10^{-4}$	$4,73 \cdot 10^{-6}$
$m_e$ (kg)	$8,22 \cdot 10^{-5}$	$8,2610^{-5}$	$8,24 \cdot 10^{-5}$	$3,06 \cdot 10^{-7}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$4,26 \cdot 10^{-4}$	$4,23 \cdot 10^{-4}$	$4,24 \cdot 10^{-4}$	$1,94 \cdot 10^{-6}$
$T_s$ (°C)	35,9	35,8	35,9	0,1
$U_{r_s}$ (%)	37,5	37,6	37,6	0,1
$v_{c_s}$ (m/s)	9,00	8,95	8,98	0,04
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,56 \cdot 10^{-4}$	$1,55 \cdot 10^{-4}$	$1,56 \cdot 10^{-4}$	$6,13 \cdot 10^{-7}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,38 \cdot 10^{-4}$	$1,37 \cdot 10^{-4}$	$1,37 \cdot 10^{-4}$	$5,10 \cdot 10^{-7}$
$m_s$ (kg)	$9,10 \cdot 10^{-7}$	$8,77 \cdot 10^{-7}$	$8,94 \cdot 10^{-7}$	$2,35 \cdot 10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$3,33 \cdot 10^{-5}$	$2,75 \cdot 10^{-5}$	$3,04 \cdot 10^{-5}$	$4,09 \cdot 10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	95,42	95,54	95,48	0,09

**Tabela D.12 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) - p<sub>2L</sub>.**

<b>Variável</b>	<b>Ensaio 1</b>	<b>Ensaio 2</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio padrão</b>
T <sub>e</sub> (°C)	54,4	54,5	54,5	0,1
U <sub>re</sub> (%)	7,7	7,8	7,8	0,1
v <sub>ce</sub> (m/s)	41,40	41,35	41,36	0,04
Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> /s)	6,47.10 <sup>-4</sup>	6,4610 <sup>-4</sup>	6,46.10 <sup>-4</sup>	5,52.10 <sup>-7</sup>
Q <sub>ec</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	5,43.10 <sup>-4</sup>	5,42.10 <sup>-4</sup>	5,42.10 <sup>-4</sup>	5,91.10 <sup>-7</sup>
m <sub>e</sub> (kg)	8,11.10 <sup>-5</sup>	8,2310 <sup>-5</sup>	8,17.10 <sup>-5</sup>	9,11.10 <sup>-7</sup>
C <sub>e</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,17.10 <sup>-4</sup>	4,25.10 <sup>-4</sup>	4,21.10 <sup>-4</sup>	5,56.10 <sup>-6</sup>
T <sub>s</sub> (°C)	35,8	35,8	35,8	0,0
U <sub>rs</sub> (%)	37,5	37,7	37,6	0,1
v <sub>cs</sub> (m/s)	8,50	8,80	8,65	0,21
Q <sub>s</sub> (m <sup>3</sup> /s)	1,47.10 <sup>-4</sup>	1,53.10 <sup>-4</sup>	1,50.10 <sup>-4</sup>	3,68.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>sc</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	1,30.10 <sup>-4</sup>	1,35.10 <sup>-4</sup>	1,32.10 <sup>-4</sup>	3,25.10 <sup>-6</sup>
m <sub>s</sub> (kg)	2,18.10 <sup>-6</sup>	2,22.10 <sup>-6</sup>	2,20.10 <sup>-6</sup>	2,44.10 <sup>-8</sup>
C <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,93.10 <sup>-5</sup>	4,85.10 <sup>-5</sup>	4,89.10 <sup>-5</sup>	5,79.10 <sup>-7</sup>
t <sub>c</sub> (s)	300	300	300	-
η (%)	88,19	88,60	88,39	0,29

**Tabela D.13 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (III) - p<sub>3L</sub>.**

<b>Variável</b>	<b>Ensaio 1</b>	<b>Ensaio 2</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio padrão</b>
T <sub>e</sub> (°C)	54,5	54,7	54,6	0,1
U <sub>re</sub> (%)	7,7	7,5	7,6	0,1
v <sub>ce</sub> (m/s)	41,55	41,60	41,58	0,04
Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> /s)	6,49.10 <sup>-4</sup>	6,50.10 <sup>-4</sup>	6,50.10 <sup>-4</sup>	5,52.10 <sup>-7</sup>
Q <sub>ec</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	5,44.10 <sup>-4</sup>	5,45.10 <sup>-4</sup>	5,45.10 <sup>-4</sup>	2,35.10 <sup>-7</sup>
m <sub>e</sub> (kg)	8,13.10 <sup>-5</sup>	8,12.10 <sup>-5</sup>	8,12.10 <sup>-5</sup>	1,21.10 <sup>-7</sup>
C <sub>e</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,17.10 <sup>-4</sup>	4,16.10 <sup>-4</sup>	4,17.10 <sup>-4</sup>	1,06.10 <sup>-6</sup>
T <sub>s</sub> (°C)	35,8	35,9	35,9	0,1
U <sub>rs</sub> (%)	37,4	37,3	37,4	0,1

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$v_{c_s}$ (m/s)	8,90	9,00	8,95	0,07
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,54 \cdot 10^{-4}$	$1,56 \cdot 10^{-4}$	$1,55 \cdot 10^{-4}$	$1,23 \cdot 10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,36 \cdot 10^{-4}$	$1,38 \cdot 10^{-4}$	$1,37 \cdot 10^{-4}$	$1,05 \cdot 10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$8,16 \cdot 10^{-7}$	$1,05 \cdot 10^{-6}$	$9,33 \cdot 10^{-7}$	$1,65 \cdot 10^{-7}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$1,75 \cdot 10^{-5}$	$2,23 \cdot 10^{-5}$	$1,99 \cdot 10^{-5}$	$3,39 \cdot 10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	95,80	94,63	95,22	0,82

**Tabela D.14 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (IV) - L/G igual a 0,26 L/m<sup>3</sup>.**

Variável	Ensaio 1	Ensaio 2	Média	Desvio padrão
$T_e$ (°C)	55,8	57,7	56,8	1,3
$U_{r_e}$ (%)	5,9	6,0	6,0	0,1
$v_{c_e}$ (m/s)	41,80	42,30	42,05	0,35
$Q_e$ (m <sup>3</sup> /s)	$6,53 \cdot 10^{-4}$	$6,61 \cdot 10^{-4}$	$6,57 \cdot 10^{-4}$	$5,52 \cdot 10^{-6}$
$Q_{e_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$5,46 \cdot 10^{-4}$	$5,49 \cdot 10^{-4}$	$5,47 \cdot 10^{-4}$	$2,45 \cdot 10^{-6}$
$m_e$ (kg)	$8,22 \cdot 10^{-5}$	$8,32 \cdot 10^{-5}$	$8,27 \cdot 10^{-5}$	$6,76 \cdot 10^{-7}$
$C_e$ (kg/m <sup>3</sup> )	$4,20 \cdot 10^{-4}$	$4,20 \cdot 10^{-4}$	$4,20 \cdot 10^{-4}$	$2,23 \cdot 10^{-7}$
$T_s$ (°C)	36,9	37,7	37,3	0,6
$U_{r_s}$ (%)	40,5	41,0	40,8	0,4
$v_{c_s}$ (m/s)	9,20	9,15	9,18	0,04
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,60 \cdot 10^{-4}$	$1,59 \cdot 10^{-4}$	$1,59 \cdot 10^{-4}$	$6,13 \cdot 10^{-7}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,40 \cdot 10^{-4}$	$1,39 \cdot 10^{-4}$	$1,40 \cdot 10^{-4}$	$7,93 \cdot 10^{-7}$
$m_s$ (kg)	$5,22 \cdot 10^{-7}$	$4,85 \cdot 10^{-6}$	$5,03 \cdot 10^{-7}$	$2,58 \cdot 10^{-8}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$1,07 \cdot 10^{-5}$	$1,02 \cdot 10^{-5}$	$1,05 \cdot 10^{-5}$	$3,71 \cdot 10^{-7}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	97,45	97,57	97,51	0,09

**Tabela D.15 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (IV) - L/G igual a 0,43 L/m<sup>3</sup>.**

<b>Variável</b>	<b>Ensaio 1</b>	<b>Ensaio 2</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio padrão</b>
T <sub>e</sub> (°C)	55,1	56,6	55,9	1,1
U <sub>re</sub> (%)	6,5	6,1	6,3	0,3
v <sub>ce</sub> (m/s)	41,15	41,40	41,28	0,18
Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> /s)	6,4310 <sup>-4</sup>	6,47.10 <sup>-4</sup>	6,45.10 <sup>-4</sup>	2,76.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>ec</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	5,38.10 <sup>-4</sup>	5,39.10 <sup>-4</sup>	5,39.10 <sup>-4</sup>	6,01.10 <sup>-7</sup>
m <sub>e</sub> (kg)	8,33.10 <sup>-5</sup>	8,32.10 <sup>-5</sup>	8,33.10 <sup>-5</sup>	5,43.10 <sup>-8</sup>
C <sub>e</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,32.10 <sup>-4</sup>	4,28.10 <sup>-4</sup>	4,30.10 <sup>-4</sup>	2,49.10 <sup>-6</sup>
T <sub>s</sub> (°C)	35,3	36,0	35,7	0,5
U <sub>rs</sub> (%)	49,7	47,9	48,8	1,3
v <sub>cs</sub> (m/s)	8,60	8,90	8,75	0,21
Q <sub>s</sub> (m <sup>3</sup> /s)	1,49.10 <sup>-4</sup>	1,54.10 <sup>-4</sup>	1,52.10 <sup>-4</sup>	3,68.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>sc</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	1,32.10 <sup>-4</sup>	1,36.10 <sup>-4</sup>	1,34.10 <sup>-4</sup>	3,03.10 <sup>-6</sup>
m <sub>s</sub> (kg)	3,53.10 <sup>-7</sup>	2,59.10 <sup>-6</sup>	3,06.10 <sup>-7</sup>	6,66.10 <sup>-8</sup>
C <sub>s</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	7,88.10 <sup>-6</sup>	5,57.10 <sup>-6</sup>	6,73.10 <sup>-6</sup>	1,63.10 <sup>-6</sup>
t <sub>c</sub> (s)	300	300	300	-
η (%)	98,18	98,70	98,44	0,37

**Tabela D.16 - Dados para a determinação da eficiência global para o ciclone operando a úmido na condição (V).**

<b>Variável</b>	<b>Ensaio 1</b>	<b>Ensaio 2</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio padrão</b>
T <sub>e</sub> (°C)	55,3	56,9	56,1	1,1
U <sub>re</sub> (%)	8,3	7,9	8,1	0,3
v <sub>ce</sub> (m/s)	41,25	41,75	41,50	0,35
Q <sub>e</sub> (m <sup>3</sup> /s)	6,4410 <sup>-4</sup>	6,52.10 <sup>-4</sup>	6,48.10 <sup>-4</sup>	5,52.10 <sup>-6</sup>
Q <sub>ec</sub> (Nm <sup>3</sup> /s)	5,41.10 <sup>-4</sup>	5,43.10 <sup>-4</sup>	5,42.10 <sup>-4</sup>	1,65.10 <sup>-6</sup>
m <sub>e</sub> (kg)	8,20.10 <sup>-5</sup>	8,26.10 <sup>-5</sup>	8,23.10 <sup>-5</sup>	4,03.10 <sup>-7</sup>
C <sub>e</sub> (kg/m <sup>3</sup> )	4,22.10 <sup>-4</sup>	4,24.10 <sup>-4</sup>	4,2310 <sup>-4</sup>	9,90.10 <sup>-7</sup>
T <sub>s</sub> (°C)	42,7	43,5	43,1	0,6
U <sub>rs</sub> (%)	26,9	26,6	26,8	0,2

<b>Variável</b>	<b>Ensaio 1</b>	<b>Ensaio 2</b>	<b>Média</b>	<b>Desvio padrão</b>
$v_{c_s}$ (m/s)	8,95	8,60	8,78	0,25
$Q_s$ (m <sup>3</sup> /s)	$1,55 \cdot 10^{-4}$	$1,49 \cdot 10^{-4}$	$1,52 \cdot 10^{-4}$	$4,29 \cdot 10^{-6}$
$Q_{s_c}$ (Nm <sup>3</sup> /s)	$1,34 \cdot 10^{-4}$	$1,28 \cdot 10^{-4}$	$1,31 \cdot 10^{-4}$	$3,93 \cdot 10^{-6}$
$m_s$ (kg)	$2,33 \cdot 10^{-6}$	$1,98 \cdot 10^{-6}$	$2,16 \cdot 10^{-6}$	$2,45 \cdot 10^{-7}$
$C_s$ (kg/m <sup>3</sup> )	$4,75 \cdot 10^{-5}$	$4,23 \cdot 10^{-5}$	$4,49 \cdot 10^{-5}$	$3,66 \cdot 10^{-6}$
$t_c$ (s)	300	300	300	-
$\eta$ (%)	88,76	90,02	89,39	0,89

**APÊNDICE E - Dados de eficiência fracionária experimental.**

**Tabela E.1 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a seco.**

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_1$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_2$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_3$
1,486	0,53	0,29	0,45	0,42	0,23	0,46	0,46	0,24	0,48
1,596	0,57	0,29	0,50	0,46	0,23	0,51	0,52	0,27	0,48
1,715	0,59	0,27	0,53	0,45	0,21	0,53	0,53	0,26	0,51
1,843	0,63	0,27	0,58	0,48	0,21	0,55	0,57	0,27	0,52
1,981	0,64	0,23	0,64	0,48	0,20	0,59	0,61	0,27	0,56
2,129	0,67	0,21	0,69	0,45	0,17	0,62	0,60	0,26	0,57
2,288	0,69	0,18	0,74	0,48	0,16	0,68	0,63	0,24	0,61
2,458	0,71	0,15	0,79	0,48	0,14	0,70	0,64	0,22	0,65
2,642	0,70	0,11	0,84	0,40	0,10	0,74	0,60	0,20	0,68
2,839	0,65	0,08	0,87	0,39	0,08	0,79	0,57	0,15	0,73
3,051	0,64	0,07	0,89	0,40	0,06	0,84	0,61	0,14	0,78
3,278	0,59	0,05	0,91	0,39	0,05	0,87	0,57	0,10	0,82
3,523	0,52	0,04	0,93	0,34	0,03	0,90	0,54	0,07	0,86
3,786	0,53	0,03	0,95	0,32	0,03	0,92	0,50	0,05	0,89
4,068	0,50	0,02	0,97	0,31	0,02	0,94	0,44	0,03	0,93
4,371	0,48	0,01	0,98	0,24	0,01	0,96	0,42	0,02	0,95
4,698	0,42	0,01	0,99	0,20	0,00	0,98	0,32	0,01	0,97
5,048	0,39	0,00	0,99	0,23	0,00	0,98	0,30	0,01	0,97
5,425	0,26	0,00	1,00	0,17	0,00	0,99	0,20	0,00	0,98
5,829	0,22	0,00	1,00	0,15	0,00	0,99	0,18	0,00	0,98
6,264	0,19	0,00	1,00	0,19	0,00	0,99	0,17	0,00	0,98
6,732	0,21	0,00	1,00	0,13	0,00	1,00	0,12	0,00	1,00
7,234	0,14	0,00	1,00	0,10	0,00	1,00	0,12	0,00	1,00
7,774	0,07	0,00	1,00	0,06	0,00	1,00	0,08	0,00	1,00
8,354	0,13	0,00	1,00	0,09	0,00	1,00	0,07	0,00	1,00
8,977	0,03	0,00	1,00	0,02	0,00	1,00	0,06	0,00	1,00
9,647	0,06	0,00	1,00	0,05	0,00	1,00	0,04	0,00	1,00
10,37	0,05	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,02	0,00	1,00

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_1$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_2$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_3$
11,14	0,02	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
11,97	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
12,86	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
13,82	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
14,86	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
15,96	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
17,15	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
18,43	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
19,81	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00

Tabela E.2 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (I).

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u2}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u3}$
1,486	0,53	0,20	0,62	0,42	0,12	0,71	0,46	0,13	0,75
1,596	0,57	0,18	0,68	0,46	0,12	0,75	0,52	0,13	0,78
1,715	0,59	0,16	0,72	0,45	0,11	0,76	0,53	0,12	0,80
1,843	0,63	0,14	0,78	0,48	0,11	0,78	0,57	0,12	0,82
1,981	0,64	0,10	0,84	0,48	0,10	0,80	0,61	0,11	0,84
2,129	0,67	0,08	0,88	0,45	0,06	0,86	0,60	0,09	0,85
2,288	0,69	0,06	0,92	0,48	0,05	0,89	0,63	0,07	0,88
2,458	0,71	0,04	0,94	0,48	0,05	0,90	0,64	0,06	0,91
2,642	0,70	0,03	0,96	0,40	0,03	0,93	0,60	0,04	0,94
2,839	0,65	0,02	0,97	0,39	0,02	0,96	0,57	0,02	0,97
3,051	0,64	0,01	0,98	0,40	0,01	0,96	0,61	0,02	0,97
3,278	0,59	0,01	0,99	0,39	0,01	0,98	0,57	0,01	0,99
3,523	0,52	0,00	0,99	0,34	0,00	0,99	0,54	0,00	0,99
3,786	0,53	0,00	1,00	0,32	0,00	0,99	0,50	0,00	0,99
4,068	0,50	0,00	1,00	0,31	0,00	0,99	0,44	0,00	0,99
4,371	0,48	0,00	1,00	0,24	0,00	0,99	0,42	0,00	0,99

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$
4,698	0,42	0,00	1,00	0,20	0,00	1,00	0,32	0,00	1,00
5,048	0,39	0,00	1,00	0,23	0,00	1,00	0,30	0,00	1,00
5,425	0,26	0,00	1,00	0,17	0,00	1,00	0,20	0,00	1,00
5,829	0,22	0,00	1,00	0,15	0,00	1,00	0,18	0,00	1,00
6,264	0,19	0,00	1,00	0,19	0,00	1,00	0,17	0,00	1,00
6,732	0,21	0,00	1,00	0,13	0,00	1,00	0,12	0,00	1,00
7,234	0,14	0,00	1,00	0,10	0,00	1,00	0,12	0,00	1,00
7,774	0,07	0,00	1,00	0,06	0,00	1,00	0,08	0,00	1,00
8,354	0,13	0,00	1,00	0,09	0,00	1,00	0,07	0,00	1,00
8,977	0,03	0,00	1,00	0,02	0,00	1,00	0,06	0,00	1,00
9,647	0,06	0,00	1,00	0,05	0,00	1,00	0,04	0,00	1,00
10,37	0,05	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,02	0,00	1,00
11,14	0,02	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
11,97	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
12,86	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
13,82	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
14,86	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
15,96	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
17,15	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
18,43	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
19,81	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00

Tabela E.3 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (II).

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u2}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u3}$
1,486	0,53	0,20	0,62	0,42	0,14	0,66	0,46	0,14	0,73
1,596	0,57	0,18	0,68	0,46	0,14	0,70	0,52	0,14	0,76
1,715	0,59	0,16	0,72	0,45	0,12	0,73	0,53	0,13	0,78
1,843	0,63	0,14	0,78	0,48	0,10	0,78	0,57	0,12	0,80

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u2}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u3}$
1,981	0,64	0,10	0,84	0,48	0,09	0,82	0,61	0,11	0,81
2,129	0,67	0,08	0,88	0,45	0,07	0,86	0,60	0,10	0,84
2,288	0,69	0,06	0,92	0,48	0,05	0,89	0,63	0,09	0,86
2,458	0,71	0,04	0,94	0,48	0,04	0,91	0,64	0,07	0,89
2,642	0,70	0,03	0,96	0,40	0,02	0,94	0,60	0,05	0,92
2,839	0,65	0,02	0,97	0,39	0,01	0,96	0,57	0,03	0,95
3,051	0,64	0,01	0,98	0,40	0,01	0,97	0,61	0,02	0,96
3,278	0,59	0,01	0,99	0,39	0,01	0,98	0,57	0,02	0,97
3,523	0,52	0,00	0,99	0,34	0,01	0,98	0,54	0,01	0,98
3,786	0,53	0,00	1,00	0,32	0,00	0,99	0,50	0,00	0,99
4,068	0,50	0,00	1,00	0,31	0,00	0,99	0,44	0,00	0,99
4,371	0,48	0,00	1,00	0,24	0,00	0,99	0,42	0,00	0,99
4,698	0,42	0,00	1,00	0,20	0,00	1,00	0,32	0,00	1,00
5,048	0,39	0,00	1,00	0,23	0,00	1,00	0,30	0,00	0,99
5,425	0,26	0,00	1,00	0,17	0,00	1,00	0,20	0,00	1,00
5,829	0,22	0,00	1,00	0,15	0,00	1,00	0,18	0,00	1,00
6,264	0,19	0,00	1,00	0,19	0,00	1,00	0,17	0,00	1,00
6,732	0,21	0,00	1,00	0,13	0,00	1,00	0,12	0,00	1,00
7,234	0,14	0,00	1,00	0,10	0,00	1,00	0,12	0,00	1,00
7,774	0,07	0,00	1,00	0,06	0,00	1,00	0,08	0,00	1,00
8,354	0,13	0,00	1,00	0,09	0,00	1,00	0,07	0,00	1,00
8,977	0,03	0,00	1,00	0,02	0,00	1,00	0,06	0,00	1,00
9,647	0,06	0,00	1,00	0,05	0,00	1,00	0,04	0,00	1,00
10,37	0,05	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,02	0,00	1,00
11,14	0,02	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
11,97	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
12,86	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
13,82	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
14,86	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
15,96	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00

Diâmetro ( $\mu\text{m}$ )	Capacidade de vazão 1			Capacidade de vazão 2			Capacidade de vazão 3		
	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u2}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u3}$
17,15	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
18,43	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00
19,81	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00

Tabela E.4 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (IV).

Diâmetro $\mu\text{m}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$L/G = 0,10 \text{ L}/\text{m}^3$		$L/G = 0,26 \text{ L}/\text{m}^3$		$L/G = 0,43 \text{ L}/\text{m}^3$	
		$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u2}$	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u3}$
1,486	0,53	0,20	0,62	0,16	0,69	0,13	0,75
1,596	0,57	0,18	0,68	0,13	0,77	0,10	0,82
1,715	0,59	0,16	0,72	0,11	0,81	0,09	0,85
1,843	0,63	0,14	0,78	0,09	0,85	0,08	0,88
1,981	0,64	0,10	0,84	0,08	0,88	0,06	0,90
2,129	0,67	0,08	0,88	0,05	0,92	0,04	0,93
2,288	0,69	0,06	0,92	0,04	0,93	0,03	0,95
2,458	0,71	0,04	0,94	0,03	0,95	0,02	0,97
2,642	0,70	0,03	0,96	0,02	0,97	0,01	0,98
2,839	0,65	0,02	0,97	0,01	0,98	0,00	0,99
3,051	0,64	0,01	0,98	0,01	0,99	0,00	1,00
3,278	0,59	0,01	0,99	0,00	1,00	0,00	1,00
3,523	0,52	0,00	0,99	0,00	1,00	0,00	1,00
3,786	0,53	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
4,068	0,50	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
4,371	0,48	0,00	1,00	0,00	0,99	0,00	0,99
4,698	0,42	0,00	1,00	0,00	0,99	0,00	1,00
5,048	0,39	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
5,425	0,26	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
5,829	0,22	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
6,264	0,19	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
6,732	0,21	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
7,234	0,14	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00

Diâmetro $\mu\text{m}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$L/G = 0,10 \text{ L}/\text{m}^3$		$L/G = 0,26 \text{ L}/\text{m}^3$		$L/G = 0,43 \text{ L}/\text{m}^3$	
		$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u1}$	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u2}$	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_{u3}$
7,774	0,07	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
8,354	0,13	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
8,977	0,03	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
9,647	0,06	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
10,37	0,05	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
11,14	0,02	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
11,97	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
12,86	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
13,82	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
14,86	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
15,96	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
17,15	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
18,43	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00
19,81	0,00	0,00	1,00	0,00	1,00	0,00	1,00

Tabela E.5 - Eficiências fracionárias para o ciclone operando a úmido (V).

Diâmetro $\mu\text{m}$	$C_e$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$C_s$ ( $\text{mg}/\text{m}^3$ )	$\eta_u$
1,486	0,53	0,23	0,56
1,596	0,57	0,22	0,61
1,715	0,59	0,21	0,65
1,843	0,63	0,20	0,68
1,981	0,64	0,18	0,72
2,129	0,67	0,15	0,77
2,288	0,69	0,13	0,81
2,458	0,71	0,10	0,85
2,642	0,70	0,08	0,88
2,839	0,65	0,06	0,90
3,051	0,64	0,05	0,92
3,278	0,59	0,03	0,94

<b>Diâmetro <math>\mu\text{m}</math></b>	<b><math>C_e</math> (<math>\text{mg}/\text{m}^3</math>)</b>	<b><math>C_s</math> (<math>\text{mg}/\text{m}^3</math>)</b>	<b><math>\eta_u</math></b>
3,523	0,52	0,02	0,96
3,786	0,53	0,02	0,97
4,068	0,50	0,01	0,98
4,371	0,48	0,01	0,98
4,698	0,42	0,00	0,99
5,048	0,39	0,00	1,00
5,425	0,26	0,00	1,00
5,829	0,22	0,00	1,00
6,264	0,19	0,00	1,00
6,732	0,21	0,00	1,00
7,234	0,14	0,00	1,00
7,774	0,07	0,00	1,00
8,354	0,13	0,00	1,00
8,977	0,03	0,00	1,00
9,647	0,06	0,00	1,00
10,37	0,05	0,00	1,00
11,14	0,02	0,00	1,00
11,97	0,00	0,00	1,00
12,86	0,00	0,00	1,00
13,82	0,00	0,00	1,00
14,86	0,00	0,00	1,00
15,96	0,00	0,00	1,00
17,15	0,00	0,00	1,00
18,43	0,00	0,00	1,00
19,81	0,00	0,00	1,00

## APÊNDICE F – Histogramas de distribuição de tamanhos de gotas.

Figura F.1 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 01 com  $Q_L = 0,3 \text{ L/min}$  a uma distância  $P_0$  do feixe de laser.

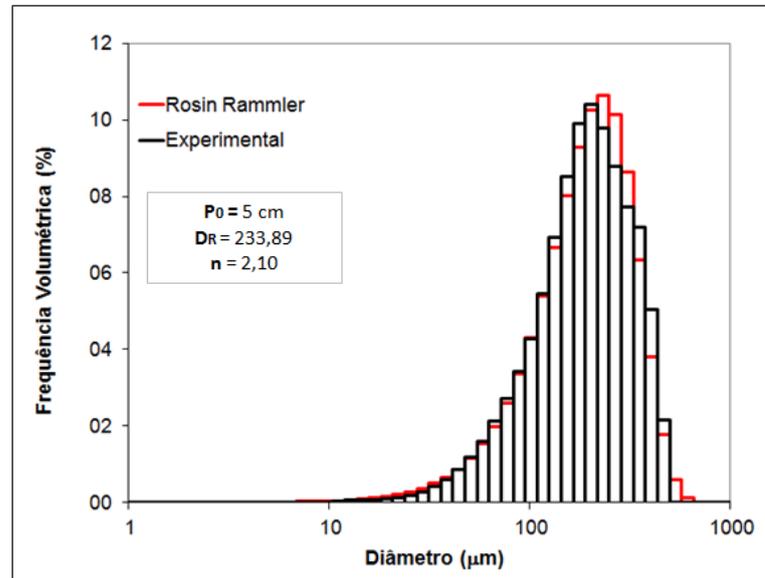


Figura F.2 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 01 com  $Q_L = 0,3 \text{ L/min}$  a uma distância  $P_1$  do feixe de laser.

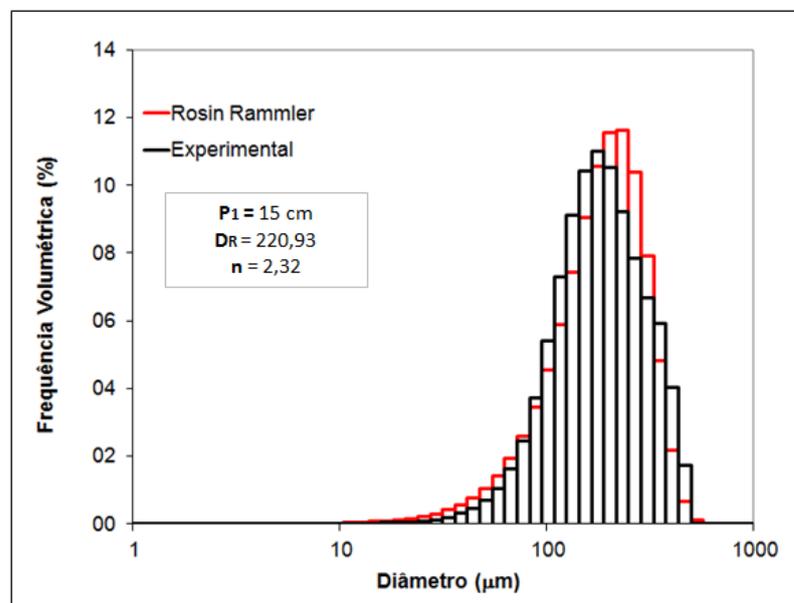


Figura F.3 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 01 com  $Q_L = 0,3 \text{ L/min}$  a uma distância  $P_2$  do feixe de laser.

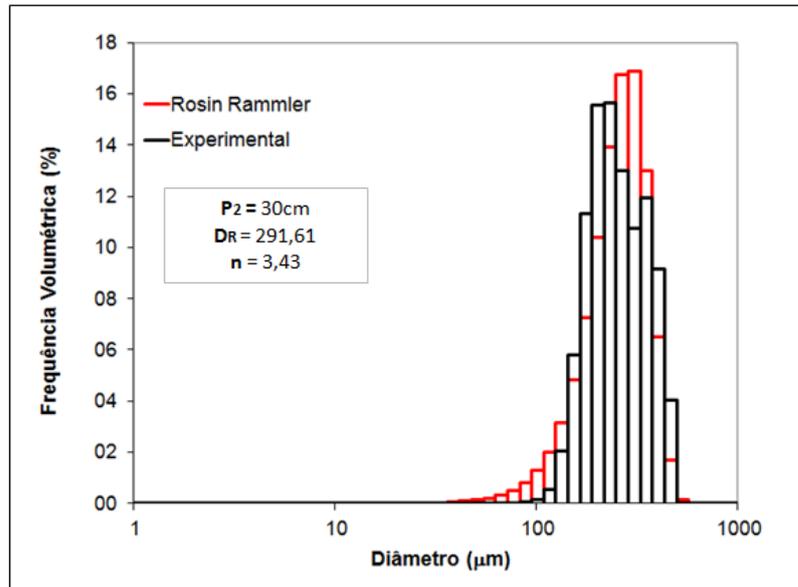


Figura F.4 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 02 com  $Q_L = 0,4 \text{ L/min}$  a uma distância  $P_0$  do feixe de laser.

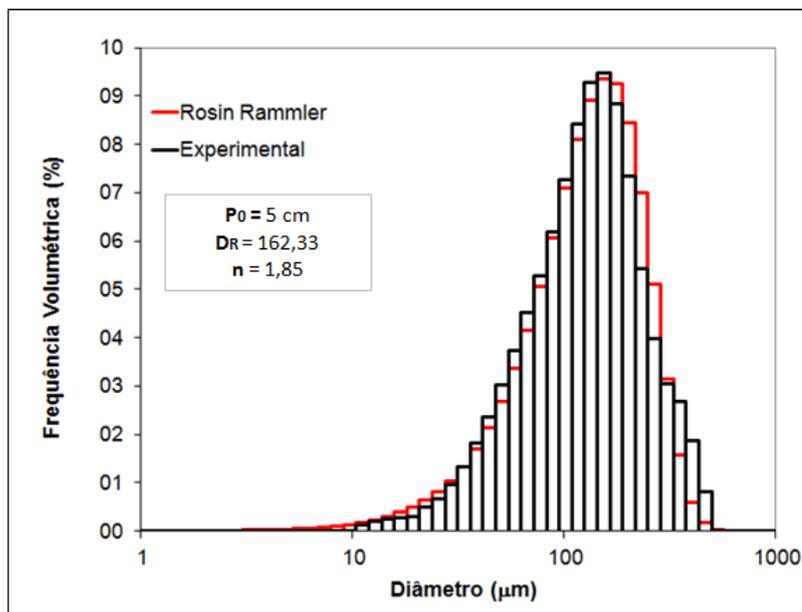


Figura F.5 - - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 02 com  $Q_L = 0,4 \text{ L/min}$  a uma distância  $P_1$  do feixe de laser.

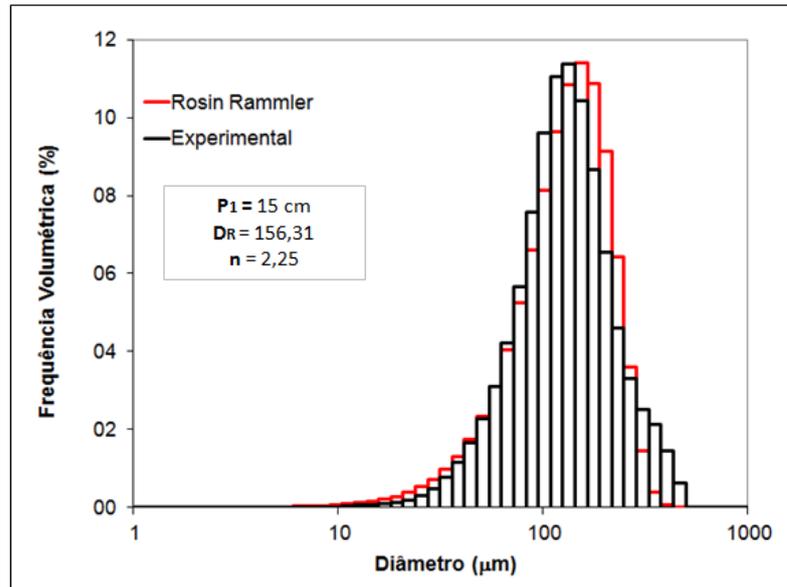
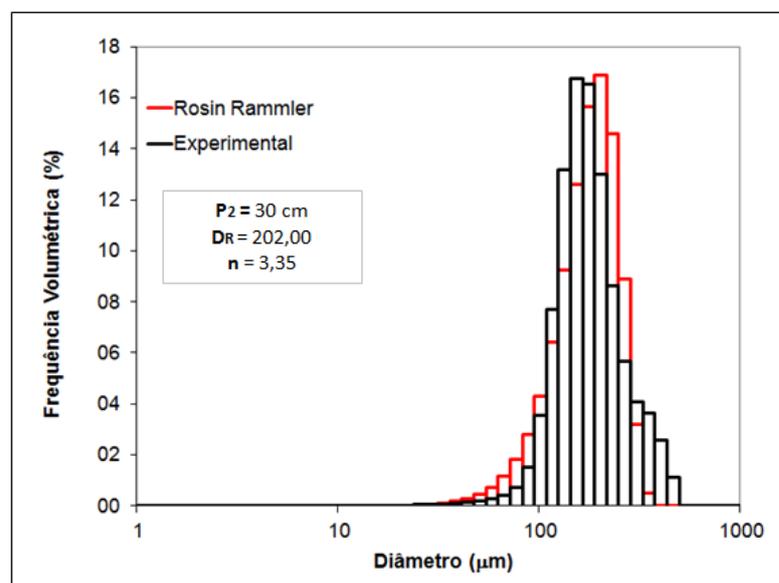


Figura F.6 - Histograma de distribuição de tamanhos das gotas geradas pelo Bocal 02 com  $Q_L = 0,4 \text{ L/min}$  a uma distância  $P_2$  do feixe de laser.



**APÊNDICE G - Tabela de densidade da água em função da temperatura a 1 atm.****Tabela G.1 - Valores de densidade da água com a temperatura a 1 atm.**

$T_L$ (°C)	$\rho_L$ (kg/m <sup>3</sup> )
15	999,1
16	998,9
17	998,8
18	998,6
19	998,4
20	998,2
21	998,0
22	997,8
23	997,5
24	997,3
25	997,0
26	996,8

**Fonte: Weast *et al.* (1983).**

## APÊNDICE H – Dados de operação dos bocais atomizadores.

Tabela H.1 - Dados de operação para o bocal MGA 0,05 – 90°.

Tipo	Cone oco
Ângulo nominal	90°
Pressão (bar)	Vazão (L/min)
2	0,16
2,7	0,19
3,8	0,22
4,8	0,25
6,9	0,29
10,4	0,34
13,8	0,40
20,7	0,50

Equação H.1       $\Delta P_L = 67,67Q_L^2 + 11,79Q_L - 1,94$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.1 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MGA 0,05 – 90°.

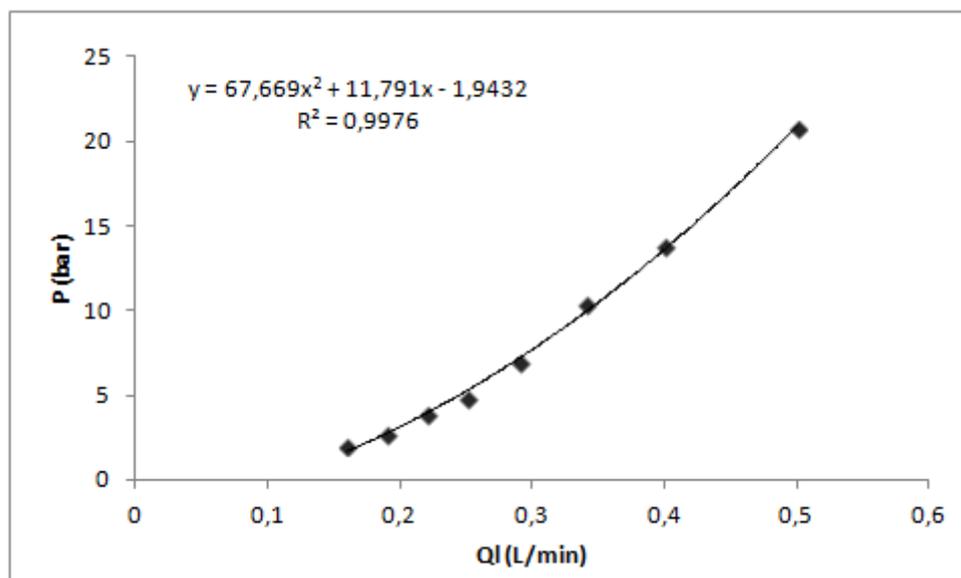


Tabela H.2 - Dados de operação para o bocal MGA 01 – 90°.

Tipo	Cone oco
Ângulo nominal	90°
Pressão (bar)	Vazão L/min)
2	0,32
2,7	0,39
3,8	0,45
4,8	0,5
6,9	0,59
10,4	0,68
13,8	0,82
20,7	0,88

Equação H.2      $\Delta P_L = 45,43Q_L^2 - 24,19Q_L + 5,30$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.2 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MGA 01 – 90°.

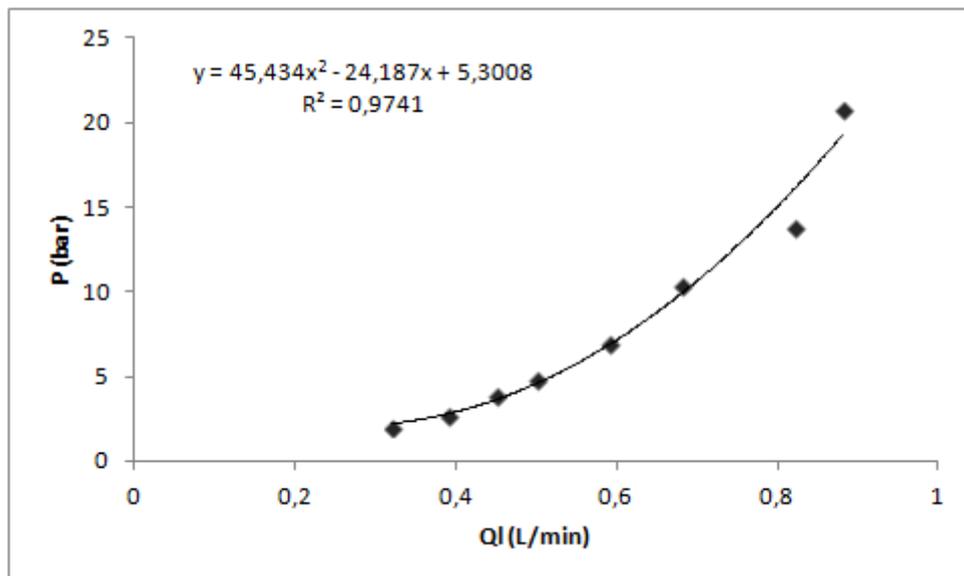


Tabela H.3 - Dados de operação para o bocal MGA 01 – 40°.

Tipo	Cone oco
Ângulo nominal	40°
Pressão (bar)	Vazão L/min
2,7	0,39
3,8	0,45
4,8	0,50
6,9	0,59
10,4	0,68
13,8	0,82
20,7	0,88

Equação H.3  $\Delta P_L = 49,75Q_L^2 - 30,00Q_L + 7,15$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.3 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MGA 01 – 40°.

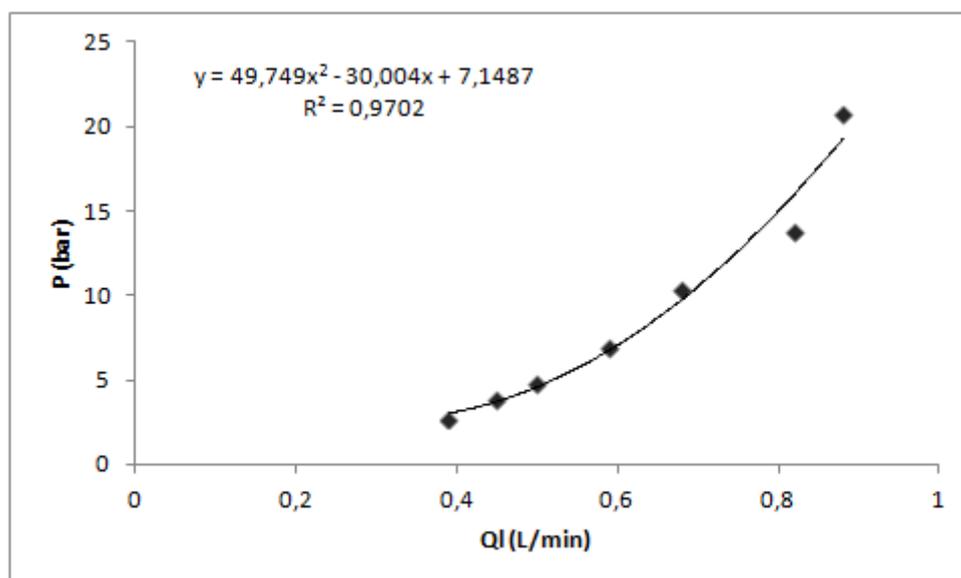


Tabela H.4 - Dados de operação para o bocal AD 01.

Tipo	Leque
Ângulo nominal	110°
Pressão (bar)	Vazão L/min)
2	0,32
3,1	0,41
4,1	0,46
Equação H.4	$\Delta P_L = 55,56Q_L^2 - 28,33Q_L + 5,38$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.4 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal AD 01.

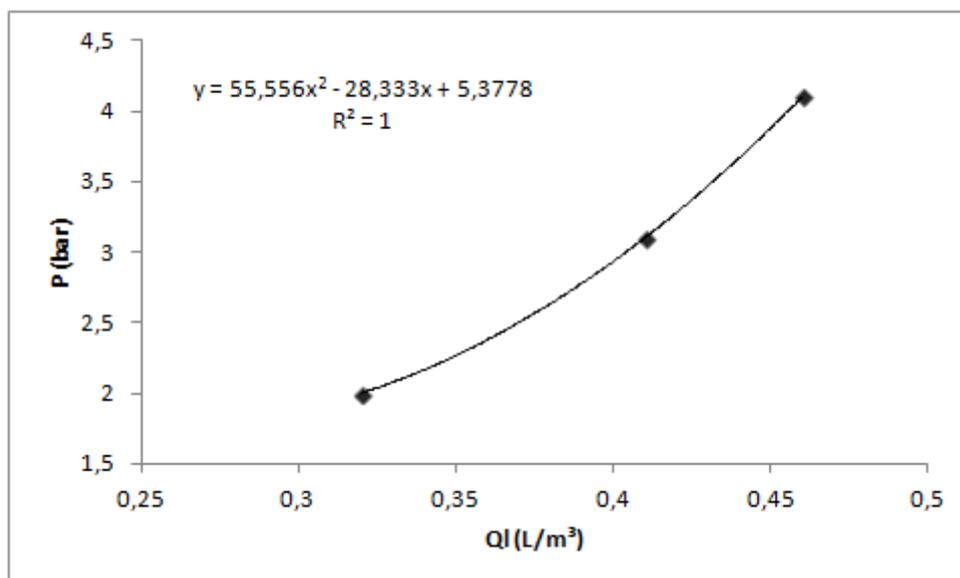


Tabela H.5 - Dados de operação para o bocal MAG CH 0,5.

Tipo	Cone sólido
Ângulo nominal	80°
Pressão (bar)	Vazão L/min
3,4	0,56
4,8	0,66
6,2	0,74
7,6	0,82
9	0,88
10,4	0,94
20,7	0,88

Equação H.5  $\Delta P_L = 16,02Q_L^2 - 5,67Q_L + 1,56$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.5 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 0,05.

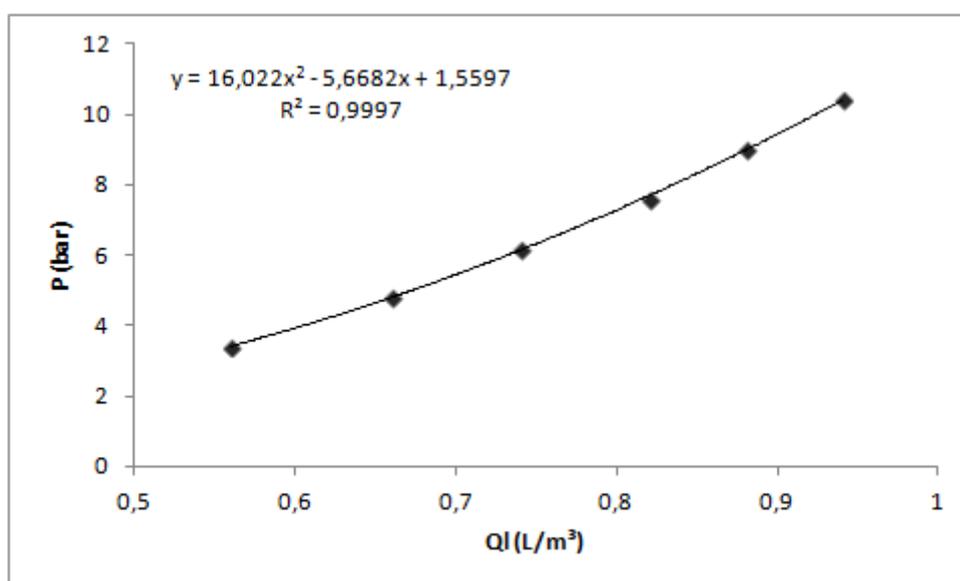


Tabela H.6 - Dados de operação para o bocal MAG CH 0,75.

Tipo	Cone sólido
Ângulo nominal	80°
Pressão (bar)	Vazão (L/min)
3,4	0,75
4,8	0,90
6,2	1,00
7,6	1,10
9	1,20
10,4	1,30
Equação H.6	$\Delta P_L = 5,16Q_L^2 + 2,40Q_L - 1,37$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.6 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 0,75.

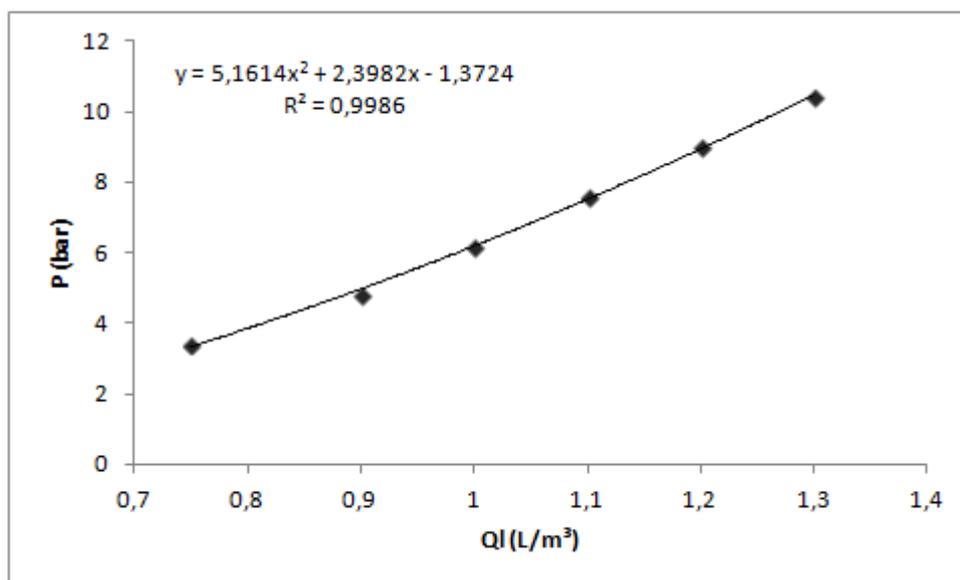


Tabela H.7 - Dados de operação para o bocal MAG CH 1.

Tipo	Cone sólido
Ângulo nominal	80°
Pressão (bar)	Vazão (L/min)
3,4	1,00
4,8	1,20
6,2	1,33
7,6	1,47
9	1,63
10,4	1,74
Equação H.7	$\Delta P_L = 2,61Q_L^2 + 2,31Q_L - 1,57$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.7 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 1.

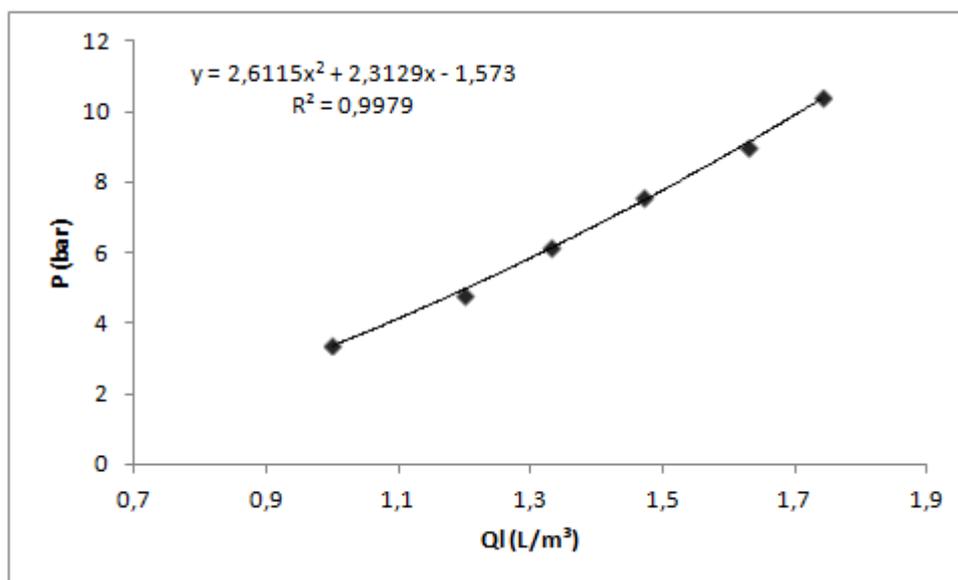


Tabela H.8 - Dados de operação para o bocal MAG CH 2.

Tipo	Cone sólido
Ângulo nominal	80°
Pressão (bar)	Vazão (L/min)
3,4	1,28
4,8	1,52
6,2	1,72
7,6	1,90
9	2,05
10,4	2,17
Equação H.8	$\Delta P_L = 3,47Q_L^2 - 4,21Q_L + 3,14$

Fonte: Adaptado de Magnojet (2017).

Figura H.8 - Ajuste polinomial dos dados de pressão e vazão para o bocal MAG CH 2.

