



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE MINAS GERAIS**  
**PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM**  
**ENGENHARIA MECÂNICA**

**ANÁLISE NUMÉRICA DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO**  
**GÁS-LÍQUIDO DO LAVADOR DE GÁS DA**  
**ARCELORMITTAL MONLEVADE**

**AUTOR: HUGO LEONARDO DE FREITAS**

**Belo Horizonte, 04 de junho de 2012**

Autor: Hugo Leonardo de Freitas

**ANÁLISE NUMÉRICA DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO  
GÁS-LÍQUIDO DO LAVADOR DE GÁS DA  
ARCELORMITTAL MONLEVADE**

Dissertação apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Minas Gerais, como requisito parcial à obtenção do título de Mestre em Engenharia Mecânica.

Área de concentração: Calor e Fluidos

Orientador: Prof. Dr. Rudolf Huebner.

Universidade Federal de Minas Gerais

Belo Horizonte

Escola de Engenharia da UFMG

2012



**Universidade Federal de Minas Gerais**  
**Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica**

Av. Antônio Carlos, 6627 - Pampulha - 31.270-901 - Belo Horizonte - MG

Tel.: +55 31 3409-5145 - Fax: +55 31 3409-3526

www.demec.ufmg.br - E-mail: cpgmec@demec.ufmg.br

# **ANÁLISE NUMÉRICA DA EFICIÊNCIA DE SEPARAÇÃO GÁS-LÍQUIDO DO LAVADOR DE GÁS DA ARCELORMITTAL MONLEVADE**

**AUTOR: HUGO LEONARDO DE FREITAS**

Dissertação defendida e aprovada em 29 de junho de 2012, pela Banca Examinadora designada pelo Colegiado do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica da Universidade Federal de Minas Gerais, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de "**Mestre em Engenharia Mecânica**", na área de concentração de "**Calor e Fluidos**"

---

**Prof. Dr. Rudolf Huebner - UFMG - Orientador**

---

**Prof. Dr. Roberto Márcio de Andrade - UFMG - Examinador**

---

**Dr. Joaquim Gonçalves Costa Neto - ArcelorMittal - Examinador**

## AGRADECIMENTOS

Agradeço, principalmente, à ArcelorMittal Monlevade, na pessoa do Eng. Maurício Soares, que idealizou este programa para desenvolvimento da capacidade técnica da sua equipe de Engenheiros, pela oportunidade, apoio, capacitação e confiança sempre depositadas, não somente no desenvolvimento deste trabalho, mas ao longo de toda minha carreira nesta grande empresa.

A todos os colegas de trabalho, pelo apoio incondicional durante minha ausência, nas atividades profissionais neste período.

Não posso deixar de agradecer e evidenciar o colega e grande incentivador, Vicente Aleixo Pinheiro Ribeiro, que tanto ajudou durante o desenvolvimento do curso.

À UFMG – Universidade Federal de Minas Gerais, na pessoa do meu Professor e Orientador, Dr. Rudolf Huebner, pelos ensinamentos e experiência profissional, transmitidos durante as aulas expositivas e na orientação deste trabalho.

Aos meus Pais, que sempre me incentivaram a buscar o desenvolvimento e o crescimento pessoal e profissional.

E, principalmente, à minha esposa Flávia, pela compreensão, paciência e amor dedicados e, é claro, às minhas filhas, meus amores a quem dedico esta conquista.

Meus sinceros agradecimentos.

*“A mente que se abre a uma nova ideia jamais voltará a seu tamanho original.”*

Albert Einstein

# SUMÁRIO

SUMÁRIO .....	1
NOMENCLATURA .....	4
LISTA DE FIGURAS .....	7
LISTA DE TABELAS E QUADROS .....	12
LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS .....	13
RESUMO .....	14
1 INTRODUÇÃO .....	15
2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA .....	18
2.1 Processos siderúrgicos da ArcelorMittal Monlevade .....	18
2.1.1 Mina do Andrade .....	18
2.1.2 Sinterização .....	19
2.1.3 Alto-forno .....	19
2.1.4 Convertedor .....	19
2.1.5 Forno panela .....	20
2.1.6 Máquina de lingotamento contínuo .....	21
2.1.7 Laminador .....	21
2.2 Descrição do sistema de despoejamento primário da aciaria .....	22
2.2.1 Descrição do processo de produção da aciaria .....	22

	2
2.2.1 Descrição do sistema de limpeza de gás da Aciaria da ArcelorMittal Monlevade .....	24
2.3 O processo B.O.F. e seus sistemas de coleta de particulados.....	28
2.4 Os lavadores de gás e os mecanismos de remoção de partículas do fluxo gasoso .....	31
2.4.1 Mecanismos de coleta de particulados nos lavadores de gás .....	32
2.5 Separação gás-líquido.....	37
2.6 Características de um escoamento multifásico gás-líquido.....	40
2.7 Características do modelamento fluido dinâmico.....	46
2.8 Equações governantes do escoamento dos fluidos.....	47
2.9 Modelos de turbulência.....	52
2.10 Coeficiente de restituição .....	56
<b>3 METODOLOGIA.....</b>	<b>60</b>
3.1 Caracterização e levantamento de dados do sistema .....	60
3.1.1 Visão geral da torre de lavagem de gás .....	63
3.1.2 Ferramentas adotadas para análise do problema .....	67
3.1.3 Levantamento de dados para análise do sistema .....	68
3.2 Elaboração e desenvolvimento do modelo geométrico.....	79
3.4 Modelamento matemático do problema.....	81
3.5 Descrição do modelo.....	91
<b>4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....</b>	<b>94</b>
4.1 Análise da geometria original – Escoamento do gás.....	94

	3
4.2 Análise da geometria original – Escoamento das partículas - " <i>escape</i> ". .....	101
4.3 Análise da geometria original – Escoamento das partículas - " <i>rebound</i> "......	103
4.4 Análise da primeira proposta – placas de impacto. ....	105
4.5 Análise da segunda proposta – Nova geometria.....	112
4.6 Resumo e discussão dos resultados. ....	118
5 CONCLUSÕES .....	121
6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	123
ABSTRACT .....	124



## NOMENCLATURA

### Letras Latinas

t/ano	Toneladas por ano [unidade de produção de aço]
km	Quilômetros [unidade de comprimento]
LD	Convertedor a Oxigênio [tipo de equipamento]
O <sub>2(g)</sub>	Gás Oxigênio [substância]
CO <sub>(g)</sub>	Gás Monóxido de Carbono [substância]
CO <sub>2(g)</sub>	Gás Dióxido de Carbono [substância]
N <sub>2(g)</sub>	Gás Nitrogênio [substância]
C	Carbono [elemento químico]
IDF	<i>Induced Draft Fan</i> [ventilador de tiragem induzida]
C <sub>c</sub>	Fator de correção de Cunningham [adimensional]
dp	diâmetro da partícula [cm]
V <sub>r</sub>	Velocidade relativa entre a partícula e a gota [cm/s]
d <sub>a</sub>	diâmetro da gota [cm]
mm	Milímetro [unidade de comprimento]
min	Minuto [unidade de tempo]
s	Segundo [unidade de tempo]
h	Hora [unidade de tempo]

m	Metros [unidade de comprimento]
mmca	Milimetro de coluna de água [unidade de pressão]
Pa	Pascal [unidade de pressão]
m/s	Metros por segundo [unidade de velocidade]
kgf	Quilograma-força [unidade de força]
kg	Quilograma [unidade de massa]
mg	Miligrama [unidade de massa]
g	Grama [unidade de massa]
°	Grau (s) [unidade de ângulo]
N	Newton [unidade de força]
F	Força [N ou kgf]
m	Massa [kg]
m <sup>3</sup>	Metro cúbico [unidade de volume]
m <sup>2</sup>	Metro quadrado [unidade de área]
Nm <sup>3</sup>	Normal metro cúbico [unidade de volume normalizado]
Re	Numero de Reynolds [adimensional]
We	Numero de Weber [adimensional]
L/G	Razão líquido-gás [vazão de líquido em l / vazão de gás em m <sup>3</sup> ]
SI	Sistema Internacional de Unidade [sistema de unidades de medida]
NR	Norma Regulamentadora [legislação brasileira]

**Letras Gregas**

$\Psi$	Parâmetro de impactação inercial [adimensional]
$\rho$	Massa específica [kg/cm <sup>3</sup> ]
$\mu$	Viscosidade do gás [g/cm·s]
$\lambda$	Fator de combustão [adimensional]
$\sigma$	Tensão [N/m <sup>2</sup> ]
$\tau$	Tensão [N/m <sup>2</sup> ]
$\phi$	Representação de variável
$\sigma_s$	Tensão superficial (N/m <sup>2</sup> )

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 2.1 – Fluxograma ArcelorMittal Monlevade .....	18
FIGURA 2.2 – Representação dos convertedores – Sistema PIMS .....	20
FIGURA 2.3 – Representação do Forno Panela – Sistema PIMS .....	20
FIGURA 2.4 – Representação dos convertedores – Sistema PIMS .....	21
FIGURA 2.5 – Representação esquemática do Sistema Primário.....	25
FIGURA 2.6 – Representação torre de limpeza de gás .....	26
FIGURA 2.7 – Fluxograma Sistema Primário .....	28
FIGURA 2.8 – Características das partículas .....	30
FIGURA 2.9 – Representação da impactação inercial .....	33
FIGURA 2.10 – Representação da interceptação direta.....	36
FIGURA 2.11 – Representação da difusão Browniana .....	37
FIGURA 2.12 – Classificação das partículas e equipamentos usuais de coleta versus o tamanho das partículas.....	38
FIGURA 2.13 – Padrões de escoamento gás-líquido ascendente.....	41
FIGURA 2.14 – Coeficiente de arrasto para discos, esferas e cilindros.....	44
FIGURA 2.15 – Velocidade terminal de sedimentação para partículas esféricas sólidas.. ..	45
FIGURA 2.16 – Medição de velocidade pontual típica em escoamentos turbulentos. ....	54

FIGURA 2.17 – Tipos diferentes de comportamento de gota no impacto: (a) deposição, (b) ricochete parcial, (c) ricochete total, (d) fragmentação e (e) espirro ( <i>splashing</i> ). .....	58
FIGURA 2.18 – Coeficiente de restituição para diferentes número $W_e$ .....	59
FIGURA 3.1 – Representação esquemática do Sistema Primário.....	61
FIGURA 3.2 – Representação da torre de lavagem .....	64
FIGURA 3.3 – Representação do separador de gotas – arranjo geral - parte inferior da torre de lavagem.....	65
FIGURA 3.4 – Representação do separador de gotas – rotor e dimensões principais.....	66
FIGURA 3.5 – Representação da parte inferior da torre – vista externa.....	67
FIGURA 3.6 – Tela do sistema PIMS referente ao Sistema de Limpeza de gás .....	73
FIGURA 3.7 – Dados do sistema de limpeza de gás.....	74
FIGURA 3.8 – Histograma do tamanho de gotas em lavadores Venturi ....	78
FIGURA 3.9 – Geometria Original - (a) Vista Externa e (b) Vista Interna	80
FIGURA 3.10 – Geometria Original - (a) Vista Interna em Corte e (b) Vista Interna do Rotor.....	80
FIGURA 3.11 – Representação da forma típica de ciclone mostrando as linhas de corrente do escoamento .....	82
FIGURA 3.12 – Representação esquemática das placas de impacto .....	84
FIGURA 3.13 – Representação de cortes exibindo a disposição das placas de impacto.....	84
FIGURA 3.14 – – Representação esquemática da nova geometria.....	85

FIGURA 3.15 – Representação de cortes exibindo as novas secções transversais da torre .....	85
FIGURA 3.16 – Geometria Original - (a) Malha externa e (b) Malha interna - rotor .....	87
FIGURA 3.17 – Detalhe da malha .....	87
FIGURA 3.18 – Primeira proposta - (a) Vista Externa e (b) Posição das Placas .....	88
FIGURA 3.19 – Segunda proposta - (a) Vista Externa e (b) Vista translúcida .....	88
FIGURA 3.20 – Primeira proposta - (a) Malha Externa e (b) Malha Interna .....	89
FIGURA 3.21 – Segunda proposta - (a) Malha Externa e (b) Malha Interna .....	89
FIGURA 3.22 – Representação das condições de contorno no modelo.....	91
FIGURA 4.1 – Representação das linhas de corrente .....	94
FIGURA 4.2 – Representação das linhas de corrente antes do rotor .....	95
FIGURA 4.3 – Representação das linhas de corrente no rotor.....	95
FIGURA 4.4 – Representação das linhas de corrente após o rotor .....	96
FIGURA 4.5 – Campo de velocidades .....	97
FIGURA 4.6 – Campo de velocidades - Plano A.....	97
FIGURA 4.7 – Campo de velocidades - Plano B .....	98
FIGURA 4.8 – Campo de velocidades - Plano C .....	98
FIGURA 4.9 – Campo de velocidades - Plano D.....	99

	10
FIGURA 4.10 – Distribuição de pressão - (a) Região Externa e (b) Região Interna .....	100
FIGURA 4.11 – Trajetórias da partículas $\phi 95\mu\text{m}$ - (a) Frontal e (b) Superior .....	101
FIGURA 4.12 – Trajetórias da partículas $\phi 55\mu\text{m}$ - (a) Frontal e (b) Superior .....	102
FIGURA 4.13 – Trajetórias da partículas CR=1 - (a) Frontal e (b) Superior .....	103
FIGURA 4.14 – Trajetórias da partículas CR=0 - (a) Frontal e (b) Superior .....	104
FIGURA 4.15 – Trajetórias da partículas CR=0,15 - (a) Frontal e (b) Superior.....	104
FIGURA 4.16 – Linhas de corrente - Placas de impacto .....	106
FIGURA 4.17 – Campo de velocidades - Placas de impacto .....	107
FIGURA 4.18 – Campo de velocidades - Plano A.....	107
FIGURA 4.19 – Campo de velocidades - Plano B .....	108
FIGURA 4.20 – Campo de velocidades - Plano C .....	108
FIGURA 4.21 – Campo de velocidades - Plano D.....	109
FIGURA 4.22 – Distribuição de pressão - (a) Região Externa e (b) Região Interna .....	110
FIGURA 4.23 – Trajetórias da partículas - (a) Frontal e (b) Superior .....	111
FIGURA 4.24 – Linhas de corrente - Nova geometria.....	112
FIGURA 4.25 – Campo de velocidades - Nova geometria .....	113
FIGURA 4.26 – Campo de velocidades - Plano A.....	113

	11
FIGURA 4.27 – Campo de velocidades - Plano B .....	114
FIGURA 4.28 – Campo de velocidades - Plano C .....	114
FIGURA 4.29 – Campo de velocidades - Plano D.....	115
FIGURA 4.30 – Distribuição de pressão - (a) Região Externa e (b) Região Interna .....	116
FIGURA 4.31 – Trajetórias da partículas - (a) Frontal e (b) Superior .....	117
FIGURA 4.32 – Dados técnicos dos exaustores IDF .....	119
FIGURA 4.33 – Curva original do exaustor IDF 01 .....	120



## LISTA DE TABELAS E QUADROS

Tabela 2.1 - Orientação das partículas em queda-livre .....	43
Tabela 2.2 - Modelos de turbulência - Método RANS.....	55
Tabela 2.3 - Características do coeficiente de restituição .....	56
Tabela 3.1 - Dados operacionais da aciaria da ArcelorMittal Monlevade.....	68
Tabela 3.2 - Diâmetros característicos de gotas .....	75
Tabela 4.1 - Partículas que escapam do separador de gotas - <i>escape</i> .....	102
Tabela 4.2 - Partículas que escapam do separador de gotas - <i>rebound</i> .....	105
Tabela 4.3 - Partículas que escapam do separador de gotas - comparativo 1..	111
Tabela 4.4 - Partículas que escapam do separador de gotas - comparativo 2..	117
Tabela 4.5 - Quadro resumo dos resultados.....	118
Tabela 4.6 - Custo estimativo para implantação das propostas.....	118

**LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS**

ASME	American Society of Mechanical Engineers
CAE	Computer-Aided Engineering ou, em português, Engenharia Auxiliada por Computador
DEMEC	Departamento de Engenharia Mecânica
MASP	Método de Análise e Solução de Problemas
MBS	Multibody Systems ou, em português, Sistemas Multicorpos
MEF	Método dos Elementos Finitos
MLC	Máquina de Lingotamento Contínuo
PPGMEC	Programa de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica
UFMG	Universidade Federal de Minas Gerais

## RESUMO

O processo de produção de aço tem como consequência a geração de gases carregados de partículas sólidas. Atualmente, a legislação ambiental não permite o descarte desses gases na atmosfera, sem tratamento e com concentração de partículas acima dos limites de emissão estabelecidos. Para o tratamento dos gases gerados no processo LD da ArcelorMittal Monlevade existe um sistema de coleta e limpeza de gás que passou por repotenciamento de modo a atender o aumento de capacidade nominal de produção dos convertedores e aos limites de emissão estabelecidos pela legislação. Entretanto, nesse projeto, um componente desse sistema, denominado separador de gotas, não foi modificado. Esse componente é responsável pelo processo de separação gás-líquido. Uma baixa eficiência nesse processo resulta em problemas operacionais e de manutenção no exaustor do sistema, pois a umidade presente no gás carrega também partículas dissolvidas que se aderem ao rotor do exaustor. Durante o ciclo normal de produção, o exaustor opera variando a pressão do sistema continuamente. Essa condição, ao longo do tempo, provoca o desprendimento do material fixado nas paredes e pás do rotor se desprendem, provocando o seu desbalanceamento. Sempre que essa situação acontece, é necessário interromper o processo produtivo e realizar a limpeza do rotor, por meio de jateamento de água. Essa operação tem uma duração de aproximadamente seis horas. Essa operação precisa ser realizada, em média, a cada 15 dias, o que representa uma perda de produção anual significativa. O objetivo deste trabalho é estudar a eficiência de separação gás-líquido do separador de gotas e propor modificações neste equipamento que promovam um aumento na eficiência deste componente do sistema de limpeza de gás. A metodologia utilizada é o modelamento fluidodinâmico e simulação numérica do equipamento, considerando a situação original com as respectivas condições de processo e duas propostas para melhoria da eficiência de separação gás-líquido. Os resultados obtidos demonstram que é possível obter um aumento na eficiência de separação gás-líquido da ordem de 25% para a primeira proposta e da ordem de 28% para a segunda proposta. A partir destes resultados, pode-se concluir que o objetivo definido para o trabalho foi atingido.

Palavras Chaves: metodologia, simulação numérica, eficiência, separação, gás-líquido.

# 1 INTRODUÇÃO

Com o aumento das restrições impostas pelos tratados internacionais e leis ambientais que restringem a quantidade de poluentes emitidos por indústrias, as siderúrgicas de todo o mundo tiveram que adaptar seus processos produtivos, de modo a não poluírem o meio ambiente além dos limites impostos pela legislação ambiental. Um dos grandes responsáveis pela redução da poluição, antes gerada pelos siderúrgicos, são os sistemas de despoeiramento que são responsáveis pelo processo de exaustão e limpeza dos gases gerados na produção do aço, evitando que estes gases sejam lançados com excessos de partículas, em suspensão, diretamente na atmosfera.

Nesse contexto, a ArcelorMittal, como todas as siderúrgicas, preocupa-se constantemente com as questões ambientais, buscando sempre desenvolver equipamentos que permitam melhorar a eficiência dos seus sistemas de despoeiramento, bem como equipamentos de monitoramento, a fim de identificar a tendência de falha das instalações e assim agir preventivamente para garantir o correto funcionamento dos sistemas de despoeiramento.

Será apresentado, no decorrer deste trabalho, o estudo desenvolvido para aumentar a eficiência do sistema de despoeiramento primário da aciaria da usina da ArcelorMittal, em João Monlevade, especificamente do componente denominado separador de gotas. O sistema primário é responsável por coletar os gases provenientes das reações de oxidação ocorridas no convertedor LD (Linz e Donawitz – primeiro processo de produção de aço em forno básico a oxigênio), ele é composto por uma chaminé refrigerada, responsável por conduzir os gases quentes (aproximadamente 1500 °C), gerados pela injeção de oxigênio no banho (gusa + sucata ferrosa) até a torre de lavagem. Na torre, os gases são resfriados e “lavados” por meio de injeção de água com alta vazão na garganta saturadora e na garganta Venturi. Neste ponto, são retiradas as frações maiores e mais pesadas do pó. Após passarem pela torre, os gases seguem para um separador de gotas que tem como objetivo retirar a umidade residual presente nos gases, bem como as partículas mais finas. Até este ponto, todo o sistema está sob

pressão negativa (depressão) gerada por um exaustor com uma capacidade de vazão de 160.000 m<sup>3</sup>/h. A partir daí, os gases seguem pelo rotor do exaustor e são direcionados para a chaminé de gás limpo para sua queima (devido a presença de CO<sub>(g)</sub>) e, então, são lançados na atmosfera.

A aciaria da ArcelorMittal Monlevade possui dois convertedores, sendo que apenas um convertedor fica em operação; o outro se encontra em “stand by” (em espera) e disponível para entrar em operação imediatamente, se necessário, para evitar a paralisação do processo de produção de aço. Os convertedores foram projetados em 1985 para operar com uma carga de 100 toneladas de produção de aço, porém foram repotenciados para uma nova capacidade nominal de produção de aço de 130 toneladas. O repotenciamento do sistema de tiragem primária dos gases do convertedor também foi contemplado neste projeto com aumento da vazão de água de lavagem de gás e redimensionamento do exaustor IDF.

Cada convertedor possui um sistema para direcionamento, resfriamento e tratamento dos gases. Este sistema é denominado sistema de despoeiramento primário. Cada sistema é composto por uma chaminé refrigerada, um lavador de gás, um exaustor e uma chaminé de gás limpo, onde os gases provenientes do processo são queimados.

Os gases gerados no processo de produção de aço são resfriados e purificados, através das operações de resfriamento e lavagem de gás. Após a limpeza, os gases são queimados e, em seguida, lançados na atmosfera. As partículas de poeira são coletadas pela água de lavagem que, após o contato com o gás, é conduzida para a estação de tratamento para recuperação e clarificação.

A ArcelorMittal Monlevade está implantando um projeto de duplicação da capacidade produção. Atualmente, a capacidade nominal de produção da usina é de 1.200.000 toneladas de fio máquina. Com a implantação deste projeto de duplicação, a aciaria passará a operar com os dois convertedores simultaneamente, não existindo mais a condição de convertedor reserva.

O sistema de limpeza de gás da ArcelorMittal Monlevade é composto de uma torre de lavagem de gás, circuito de água de lavagem, exaustor, chaminé de gás limpo, estação de tratamento de água e queimador. No repotenciamento do sistema de

limpeza de gases, o único componente que não sofreu nenhuma adequação foi o separador de gotas, que é o componente do sistema responsável por remover a umidade (gotas de água) do fluxo gasoso. A umidade presente no gás provoca no exaustor IDF, a agregação de material nas pás do rotor e, em função do regime de trabalho do exaustor, o material agregado às pás do rotor se desprende de forma desordenada e imprevisível, provocando o seu desbalanceamento e conseqüente aumento de vibração. A vibração do exaustor, ao atingir determinados níveis, exige a paralisação do processo de produção da aciaria para que seja realizada a limpeza do rotor, por meio de jateamento de água a alta pressão. Com a implantação do projeto de expansão, qualquer necessidade de limpeza do IDF, fora do período previsto para manutenção, irá representar perda de produção real.

A limpeza do rotor do IDF tem uma duração aproximada de 6 (seis) horas de duração, considerando o "*tap to tap*" médio de 42 min. (intervalo de tempo de um ciclo completo para a produção de uma corrida de aço). A perda de produção será de aproximadamente 8,6 corridas. Como em cada corrida a quantidade média de aço produzida é de 130 toneladas, essa parada não programada irá representar uma perda de produção da aciaria, durante essas 6 horas, de aproximadamente 1118 toneladas de aço líquido. A perda de produção pode atingir aproximadamente até 40.000 toneladas de aço líquido, por convertedor, por ano.

Será desenvolvido um estudo referente ao componente responsável pela separação gás-líquido do sistema de limpeza, o separador de gotas, focando na eficiência de separação gás-líquido. Serão analisados os processos de separação destas fases para maior entendimento do funcionamento do equipamento, bem como para identificação da solução mais adequada. Serão utilizadas técnicas de CFD para o modelamento do sistema e estudo das soluções propostas.

Foram realizados estudos para três situações sendo elas, o equipamento em sua configuração original. Nesta análise, foram avaliadas e definidas as condições de contorno a serem aplicadas ao modelo, uma proposta com implantação de placas de impacto no interior da torre e outra proposta contemplando a alteração na geometria original.

## 2 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

### 2.1 Processos siderúrgicos da ArcelorMittal Monlevade

A ArcelorMittal Monlevade é uma usina siderúrgica integrada, ou seja, possui todos os processos desde a extração do minério de ferro, passando pela sinterização, alto-forno, aciaria e laminação. Fundada em 1935, possui capacidade produtiva instalada de 1.200.000 t/ano de fio máquina de alta qualidade para aplicações industriais. Atende ao segmento automotivo, cordoalhas para pneus, parafusos e fixadores em geral, eletrodo, lâ de aço, molas e cabos de aço.

O fluxograma geral da usina é apresentado pela FIG 2.1.

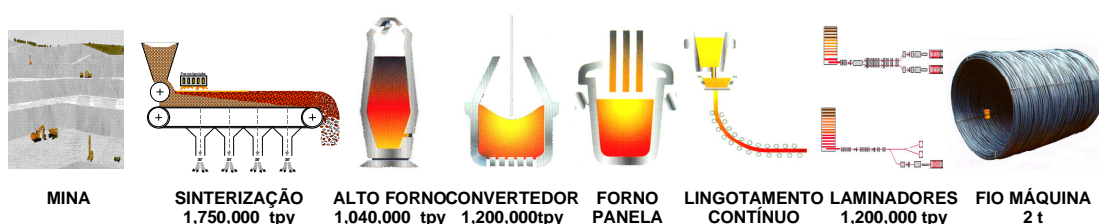


FIGURA 2.1 – Fluxograma ArcelorMittal Monlevade

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2008

#### 2.1.1 Mina do Andrade

A Mina do Andrade está localizada a 11 km da usina, possui um volume de produção de 1.500.000 t/ano e reservas de 356 milhões de toneladas. Os recursos totais estimados são de mais de 1 bilhão de toneladas. A mina permite a ArcelorMittal

Monlevade a garantia de fornecimento de minério atual e futuro a um custo baixo, favorecendo a competitividade da empresa.

### 2.1.2 Sinterização

O processo de sinterização consiste na aglomeração de minérios de ferro que, junto com outras adições, forma o sinter, que é parte da carga metálica destinada à alimentação do alto-forno. A capacidade atual da planta é de 1.750.000 t/ano (CHAVES, 2006).

### 2.1.3 Alto-forno

É o processo mais empregado para a produção de ferro gusa, através da redução da carga metálica, utilizando-se o carbono como agente redutor por meio do princípio de contracorrente. Consiste num reator tubular vertical, em que a redução se verifica de maneira contínua (CHAVES, 2006). A capacidade do alto-forno é de 1.040.000 t/ano.

### 2.1.4 Convertedor

É a primeira etapa da aciaria. No convertedor, acontece o processo de transformação do ferro gusa líquido em aço líquido através da adição de sucata e injeção de  $O_{2(g)}$  para promover a reação.





FIGURA 2.2 – Representação dos convertedores – Sistema PIMS

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

### 2.1.5 Forno panela

Também faz parte do processo de aciaria e sua função é fazer o acerto da composição química dependendo do tipo de aço a ser produzido e o ajuste da temperatura, através dos eletrodos com utilização de energia elétrica (CHAVES, 2006).

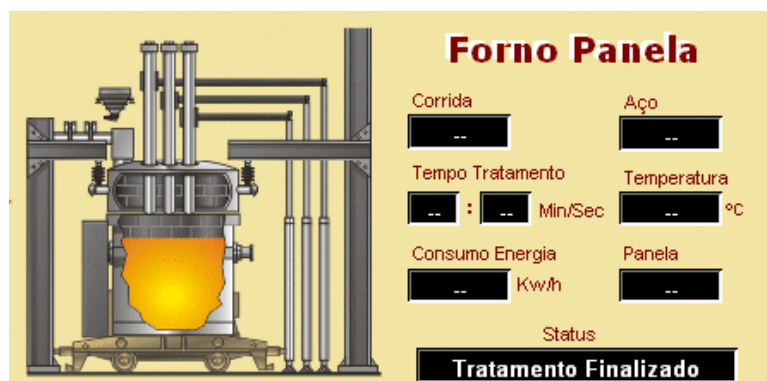


FIGURA 2.3 – Representação do Forno Panela – Sistema PIMS

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

### 2.1.6 Máquina de lingotamento contínuo

Equipamento que se encarrega da transformação do aço líquido em barras de aço denominadas tarugos. O processo de solidificação do aço é conseguido através do vazamento do aço líquido em moldes de cobre e refrigerados a água. É o último processo da aciaria (CHAVES, 2006). A capacidade de produção da aciaria é de 1.200.000 t/ano.



FIGURA 2.4 – Representação dos convertedores – Sistema PIMS

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

### 2.1.7 Laminador

Equipamento destinado à produção de fio-máquina através de conformação a quente dos tarugos produzidos na aciaria (CHAVES, 2006). A ArcelorMittal Monlevade possui dois laminadores, com capacidade de produção total de 1.200.000 t/ano de fio máquina nas faixas de bitola de 5,5 a 44,0 mm.

Os tarugos são aquecidos em forno de reaquecimento antes de entrar nas cadeiras de laminação e, após a conformação final, são resfriados de acordo com o tipo de aço que está sendo produzido.

## **2.2 Descrição do sistema de despoejamento primário da aciaria**

A aciaria da ArcelorMittal Monlevade possui dois convertedores, sendo que enquanto um convertedor está em operação o outro se encontra em “*stand by*” (em espera) e disponível para entrar em operação imediatamente, se necessário, para evitar a paralisação do processo de produção de aço. Os convertedores foram projetados para operar com uma carga de 100 toneladas de produção de aço. Recentemente (no ano de 2004), foi idealizado o projeto para aumentar a capacidade produtiva dos convertedores para 130 toneladas. Este projeto foi denominado Projeto 130. Para este projeto, estavam previstos diversos estudos e subprojetos para garantir esse aumento de capacidade produtiva, sem alterar as dimensões físicas do vaso dos convertedores (carcaça metálica). Foram feitos estudos para modificação do revestimento refratário, a fim de aumentar o volume interno disponível para o processamento de aço. As pontes rolantes, utilizadas para transporte do aço líquido, foram repotenciadas. As painéis de aço foram redimensionadas para comportar o novo volume de aço e repotenciamento do sistema de tiragem primária dos gases do convertedor, que é objeto de estudo desta dissertação, além de estudos de viabilidade logística para o aumento dessa capacidade produtiva.

Cada convertedor possui um sistema para direcionamento, resfriamento e tratamento dos gases (denominado sistema de despoejamento primário). Cada sistema é composto por uma chaminé refrigerada, um lavador de gás, um exaustor e uma chaminé de gás limpo, onde os gases provenientes do processo são queimados.

### 2.2.1 Descrição do processo de produção da aciaria

O Convertedor a Oxigênio ou Convertedor LD é o processo mais comum para a produção de aço. O processo de conversão LD foi idealizado em 1948 por Durrer

(Suíça). Plantas em escala piloto foram testadas nas cidades de Linz e Donawitz, daí o nome LD. Em 1952, foi comercializado o primeiro convertedor LD pela Voest de Linz.

A operação do convertedor LD consiste no carregamento de sucata de aço, gusa líquido e fundentes, cujas quantidades de cada componente são determinadas por meio de balanços térmicos. Após o carregamento, é realizada a injeção de oxigênio puro em altíssima velocidade por meio de uma lança refrigerada. Essa etapa dura, em média, 20 minutos, podendo variar de acordo com o tipo de aço a ser produzido.

O gusa líquido possui um teor de carbono (C) de aproximadamente 4,2% e, durante este processo, o oxigênio injetado pela lança sobre a carga metálica (gusa líquido + sucata) promove a oxidação do carbono presente no banho.

A lança de oxigênio, utilizada na ArcelorMittal Monlevade, possui dois processos de sopro, um primário e outro secundário, sendo que o sopro primário tem a função de injetar o oxigênio necessário para as reações de oxidação durante o processo e o sopro secundário tem a função de queimar parte do CO gerado pelo processo de oxidação, ainda dentro do convertedor, de modo a gerar mais calor para fundir a sucata adicionada. O volume de gás gerado no sistema é então aspirado e, devidamente, resfriado e purificado, através das operações de resfriamento e lavagem de gás. Após este processo, o gás é queimado em uma queimador e lançado na atmosfera. As partículas de poeira são arrastadas pela água de lavagem e conduzidas para a estação de tratamento para recuperação e clarificação.

Os gases saem do convertedor com temperatura de aproximadamente 1700°C arrastando grande quantidade de partículas sólidas como FeO, escória, CaO e etc. Esses gases então entram em um sistema composto por chaminé e coifa refrigeradas, logo acima do convertedor, juntamente com uma pequena quantidade de ar.

A entrada do ar na coifa é restringida pela saia móvel, que é fixada por 4 cilindros hidráulicos ao sistema da coifa. A saia é abaixada durante a operação de sopro para reduzir a distância entre o convertedor e a coifa, minimizando entrada de ar no sistema. A entrada de ar na coifa provoca a combustão de parte do gás CO<sub>(g)</sub>.

Antes de o gás ser limpo, ele deve ser resfriado a uma temperatura de aproximadamente 900°C no sistema de coifa e chaminé refrigeradas. Por questão de segurança operacional, a temperatura do gás é limitada a 1000°C. O sistema de coifa e chaminé refrigerada é um duto formado por feixes tubos soldados entre si, por onde circula água de refrigeração do sistema.

A água de refrigeração é bombeada para o sistema em um circuito fechado e pressurizado. O calor retirado dos gases é dissipado para o ar em trocadores de calor. O circuito possui ainda um tanque de armazenagem pressurizado com nitrogênio, a fim de manter a pressão do sistema constante, bem como equalizar a transferência de calor durante os ciclos do processo.

### 2.2.1 Descrição do sistema de limpeza de gás da Aciaria da ArcelorMittal Monlevade

Os gases do convertedor entram no sistema de limpeza de gás a uma temperatura máxima de 1000°C, contendo no máximo 120 g/Nm<sup>3</sup> de partículas sólidas, constituídas de óxidos de ferro, escória, cal, dióxido de sílica, dióxido de manganês entre outros. A faixa de tamanho das partículas varia de alguns milímetros a menos de 0,1 µm. Partículas de sucata podem ser encontradas também como poeira sinterizada.

O sistema de limpeza de gás indicado para esta aplicação é do tipo “lavador Venturi.” Os lavadores, tipo Venturi, são equipamentos de alta energia, alta taxa de remoção de particulados e relativamente caros. São aplicáveis para partículas sub-mícrons. A garganta do venturi é projetada para acelerar o gás de modo que, ao passar pelo líquido, ocorra o contato adequado entre as partículas e o líquido, provocando aumento no tamanho das partículas e favorecendo a sua separação do fluxo gasoso. Podem ser fornecidos com garganta fixa, onde o fluxo de partículas deverá ter uma distribuição de tamanho definida ou, com garganta regulável, onde as partículas não têm suficiente definição de tamanho e o diferencial de pressão tem que ser ajustado para garantir a eficiência desejada. O índice de eficiência estimado é de até 99,9 %, para partículas com granulometria acima de 1 mm.

O sistema de limpeza de gás da ArcelorMittal Monlevade é composto de uma torre de lavagem de gás, circuito de água de lavagem, exaustor, chaminé de gás limpo, estação de tratamento de água e queimador.

Originalmente o sistema foi projetado para um convertidor com capacidade nominal de 100 t de aço e vazão máxima de oxigênio de  $380\text{Nm}^3/\text{min}$ . O exaustor foi definido para uma vazão nominal de  $135.000\text{ m}^3/\text{h}$  a um fator de combustão ( $\lambda$ ) de 0,15, a temperatura de  $66^\circ\text{C}$  e pressão de  $-1450\text{ mmca}$  (depressão). O lavador é conectado ao sistema de resfriamento por meio de um selo de água. Na FIG 2.2 é apresentado o esquema do sistema primário.

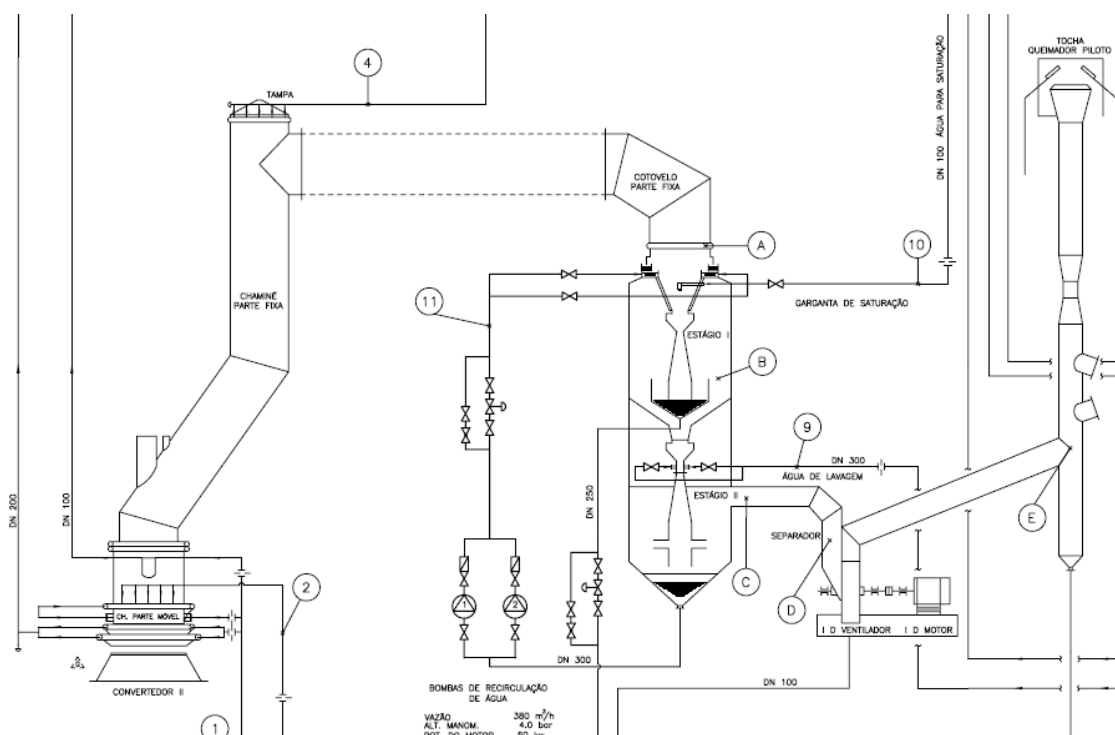


FIGURA 2.5 – Representação esquemática do Sistema Primário

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2005

Podemos dividir a torre de limpeza de gás, em 3 secções: a primeira ou secção superior, se refere ao primeiro estágio de limpeza; a segunda, secção central, se refere ao segundo estágio de limpeza e a terceira, ou secção inferior se refere ao

separador de gotas. Sempre que se falar em separador de gotas, neste texto, estará sendo feita referência à secção inferior da torre de lavagem. Essa divisão é apresentada na FIG 2.3.

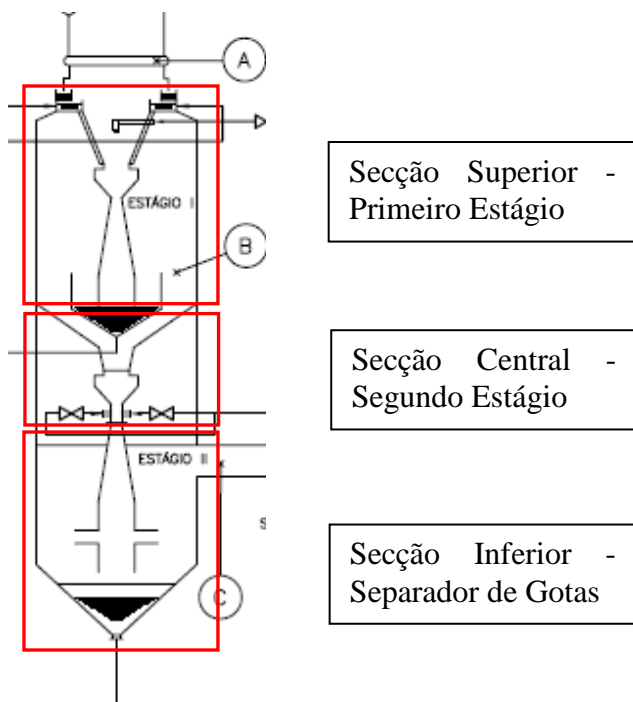


FIGURA 2.6 – Representação torre de limpeza de gás

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2005

O lavador de gás é composto de dois estágios, sendo que o primeiro estágio tem como finalidade reduzir bruscamente a temperatura do gás e remover a fração mais grosseira das partículas e o segundo estágio remove as partículas menores, por meio de pulverização de água, no gás a alta velocidade. Em seguida, o gás segue para o separador de gotas.

Na entrada do primeiro estágio, existe um estrangulamento, onde estão instalados dampers de ajuste manual, cuja função é ajustar a diferença de pressão ( $\Delta P$ ), projetada para 200 mmca, durante a operação normal do processo (este conjunto de componentes é chamado de garganta de saturação). No primeiro estágio, o gás é resfriado pelo contato direto com a água. A alta temperatura do gás durante o sopro

provoca a evaporação de parte da água. A vazão de água, originalmente projetada, era de 190 m<sup>3</sup>/h. De acordo com o manual operacional do sistema, durante o sopro a temperatura do gás, após o primeiro, estágio é aproximadamente 75°C. Na saída do primeiro o estágio, o gás é forçado a mudar bruscamente de direção (130°) e a água é então separada do gás por inércia para o fundo desta secção da torre onde fica localizado um dreno. A água suja é então direcionada por meio de calha até o espessador.

No segundo estágio, o gás pré-limpo entra no lavador venturi que possui um estrangulamento na entrada (chamado de garganta venturi) e é equipado com dampers ajustáveis e atuadores eletro-hidráulicos para controle automático. A água de lavagem do gás é então injetada abaixo dos dampers móveis, através de placas, onde estão instalados bicos injetores longitudinais, que são limpos periodicamente com um dispositivo de limpeza. A vazão de água, originalmente projetada, era de 190 m<sup>3</sup>/h, assim como no primeiro estágio. O gás acelerado pela redução da área da secção transversal provoca a atomização da água injetada através dos bicos, as partículas são então coletadas pelas gotas de água. A separação de água do gás ocorre no rotor separador de gotas após a garganta Venturi. O gás entra horizontalmente no rotor e passa pelas palhetas que provocam a sua aceleração tangencial e as gotas de água são lançadas contra as paredes do separador devido a força centrífuga. A água suja é então coletada no cone e direcionada para a tubulação de drenagem. O gás limpo então deixa o separador, através duto de conexão do lavador com o exaustor IDF (*induced draft fan* - ventilador de tiragem induzida). A garganta venturi opera com uma diferença de pressão ( $\Delta P$ ) projetada de 1200 mmca (11,77 kPa) em condições normais de operação.

A torre de lavagem de gás foi desenhada e projetada para garantir emissão de particulados de 100 mg/Nm<sup>3</sup>. Atualmente, os limites legais para emissão de particulados em chaminés é de 50 mg/Nm<sup>3</sup> e, juntando-se a isso, devido as condições de mercado favoráveis ao aumento de produção da aciaria da AMM de 1,2 M de toneladas para 1,3 M de toneladas de aço produzidas. Esse projeto também contemplou o repotenciamento do sistema de limpeza de gás, em 2007.



Inicialmente, as alterações referentes ao sistema de despoeiramento primário, foram realizadas somente no convertedor 2 (CV2) para, posteriormente, serem implantadas no convertedor 1 (CV1). Foi trocado o exaustor (o original possuía capacidade nominal de 135.000 m<sup>3</sup>/h de vazão) por um de capacidade nominal de 160.000 m<sup>3</sup>/h, e o lavador dos gases também foi repotenciado, aumentando a vazão de água de 190 m<sup>3</sup>/h, em cada estágio, para 380 m<sup>3</sup>/h, em cada estágio, redimensionando as gargantas para as novas vazões de gás e água. A FIG 2.4 apresenta o fluxograma do sistema primário.

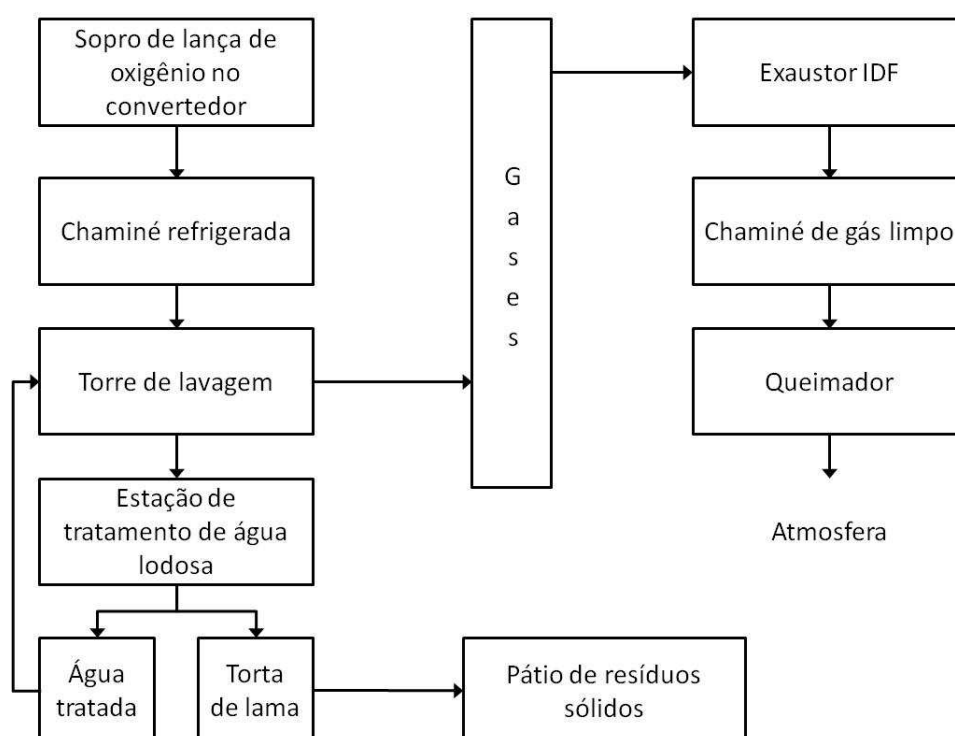


FIGURA 2.7 – Fluxograma Sistema Primário

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2005

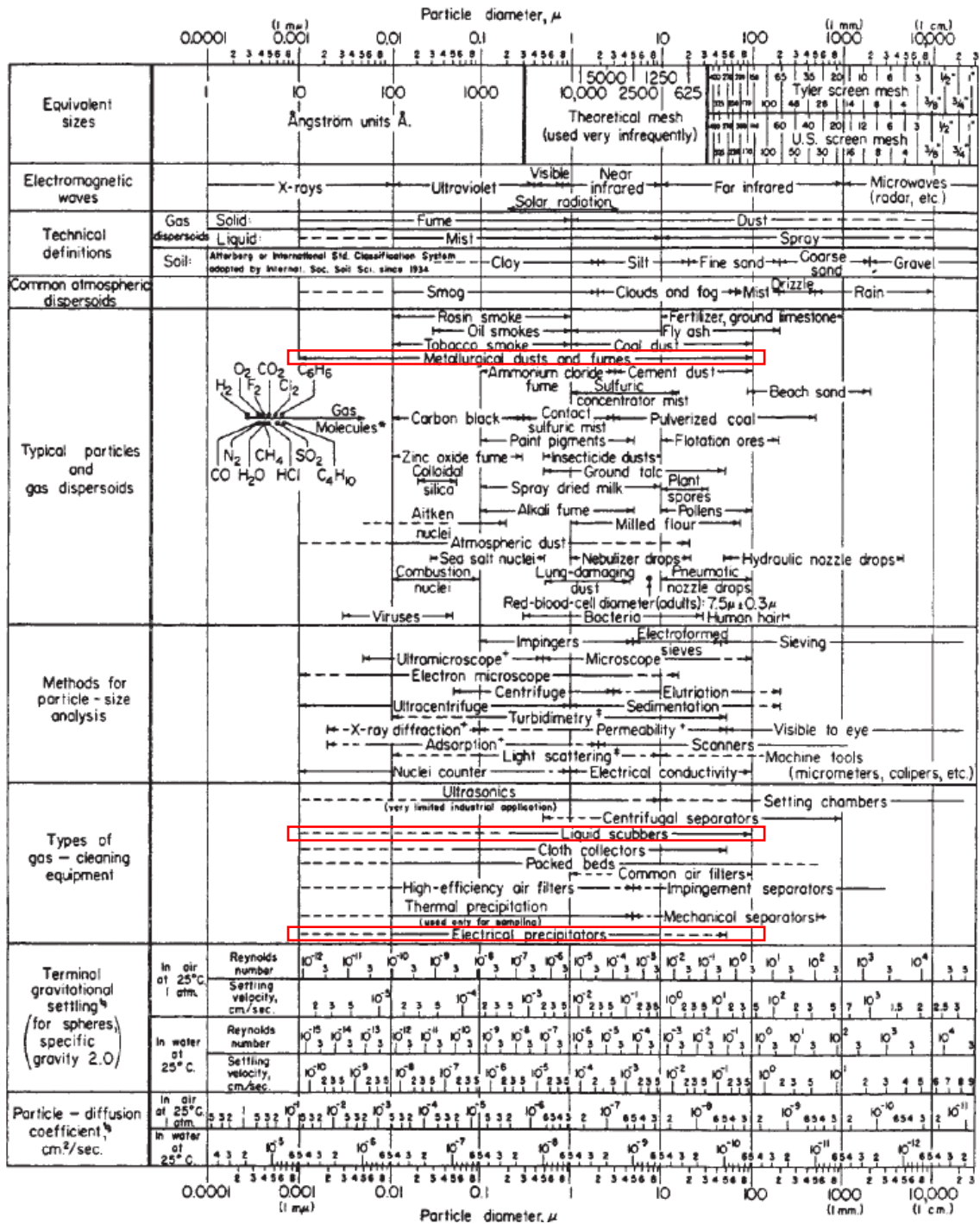
### 2.3 O processo B.O.F. e seus sistemas de coleta de particulados

Um grande problema associado às aciarias básicas o oxigênio é a geração de poluentes, o processo LD ou B.O.F. (Blow Oxygen Furnace) que gera uma grande

quantidade de fumos e poeiras durante as operações de carregamento de sucata, de gusa líquido e durante o sopro de oxigênio. A geração de fumos varia entre 10 e 30 kg/tonelada de aço produzida. Assim, um convertedor com capacidade produtiva de 130 t de aço pode gerar até 3900 kg de material particulado por corrida, considerando uma produção média de 27 corridas por dia. Isso representa uma geração de aproximadamente 105 t de material particulado por dia.

De acordo com Goetz (1980), são estimadas duas causas principais para a formação de fumos no processo LD. A primeira é a vaporização direta do gusa que ocorre na região de alta temperatura, onde o oxigênio soprado encontra a superfície do gusa líquido. O vapor de gusa é então oxidado pelo jato de oxigênio. A segunda causa, que é considerada a principal, são as bolhas de gás CO, geradas na oxidação do carbono presente no gusa, que arrastam partículas de escória, do revestimento refratário e dos fundentes adicionados no processo.

A diferença principal entre fumos e poeiras está relacionada ao tamanho das partículas. Segundo Perry (1999), as partículas classificadas como poeiras possuem dimensões maiores que  $1\mu\text{m}$ , enquanto que as partículas com dimensões menores que  $1\mu\text{m}$  são classificadas como fumos. O conhecimento das dimensões das partículas permite determinar o melhor equipamento para coletar e separar o material sólido ou líquido do fluxo gasoso. Na FIG 2.11, é apresentado um diagrama que relaciona o tamanho das partículas e o sistema de limpeza de gás mais adequado para sua coleta.



- \* Diâmetro molecular calculado a partir de dados de viscosidade à 0°C
- + Fornece diâmetro médio das partículas mas não a sua distribuição
- \* Distribuição de tamanhos podem ser obtidas por calibração especial
- \* Fator Stokes-Cunningham incluem valores fornecidos para o ar mas não para água

FIGURA 2.8 – Características das partículas

FONTE – PERRY’S CHEMICAL ENGINEERS’ HANDBOOK, 1999

Conforme destacado na FIG. 2.5, os sistemas que são capazes de remover as partículas sólidas geradas no processo siderúrgico são os lavadores de gás e os precipitadores eletrostáticos. A maioria dos convertedores utilizam como sistema de limpeza de gases os lavadores, porém existem alguns sistemas que utilizam precipitadores eletrostáticos.

Embora os lavadores de gás sejam os sistemas mais utilizados, sua eficiência para coleta das partículas sólidas varia de acordo com a dimensão da partícula. Na medida, em que a dimensão da partícula diminui, a eficiência do lavador também diminui. O tipo de lavador também influencia na eficiência de coleta que pode variar de 99% para lavadores do tipo Venturi a 40-60% para as torres de lavagem de gás mais simples. Os lavadores também possuem algumas vantagens, em relação aos precipitadores eletrostáticos. São menores, mais compactos e possuem também um custo de instalação e de manutenção mais baixo. A principal desvantagem dos lavadores de gás é que para se aumentar a eficiência de coleta é necessário efetuar despesas adicionais, de modo a aumentar a perda de carga ( $\Delta P$ ) do sistema de controle. Outra desvantagem é que o resíduo é gerado em forma de lama, o que requer tratamento e disposição adequados.

#### **2.4 Os lavadores de gás e os mecanismos de remoção de partículas do fluxo gasoso**

Os lavadores de gás são equipamentos utilizados para remoção de partículas sólidas presentes nos fluxos gasosos provenientes de processos industriais e são capazes de operar com gases a altas temperaturas, quimicamente agressivos ou de natureza tóxica.

Nos lavadores, são utilizados fluidos líquidos, geralmente água ou soluções aquosas, para remoção das partículas sólidas presente no fluxo gasoso. Os gases passam por um *spray* ou névoa formada pelo fluido de lavagem, as partículas são então absorvidas pelo fluido por meio de mecanismos que serão apresentados posteriormente.

Segundo Perry (1999), estes equipamentos podem ser classificados como:

- Lavadores Venturi;
- Lavadores de *Spray* Auto-induzido;
- Lavadores de Pratos;
- Lavadores de Leito Empacotado;
- Lavadores de Leito Móvel;
- Lavadores de *Spray*;
- Lavadores Ciclônicos;

Pode-se destacar como principais vantagens dos lavadores a possibilidade de operação com partículas inflamáveis ou explosivas, gases a altas temperaturas e gases ou partículas corrosivas.

Como principais desvantagens, destacam-se o alto potencial para corrosão dos componentes, a necessidade de tratamento do efluente e o alto consumo de energia no sistema de exaustão e de bombeamento do fluido de lavagem.

#### 2.4.1 Mecanismos de coleta de particulados nos lavadores de gás

De acordo com Schnelle (2001), os principais mecanismos, ou fenômenos, envolvidos na coleta de particulados nos lavadores de gás são a impactação inercial, interceptação direta, difusão Browniana e deposição gravitacional. De uma maneira geral, os lavadores utilizam uma combinação destes mecanismos e é difícil classificá-los, quanto ao mecanismo predominante. Entretanto a maioria dos lavadores aplicam a impactação inercial e a interceptação direta.

### 2.4.1.1 Impactação inercial

O mecanismo de impactação inercial pode ser considerado o mais comum em lavadores de gás. Nos lavadores de gás as partículas de poeira tendem seguir o fluxo gasoso, quando gotas de água ou filme de água é introduzido no fluxo gasoso, as moléculas de gás que são mais leves e menos densas que as partículas sólidas contornam as gotas criando linhas de corrente gasosa, porém as partículas sólidas acabam se chocando contra as gotas de água, pois por possuírem maior massa, e conseqüentemente maior inércia, não conseguem seguir as linhas de corrente formadas pelo gás, dessa forma as partículas sólidas se agregam ao líquido (gotas de água ou filme de água) separando-se do fluxo gasoso.

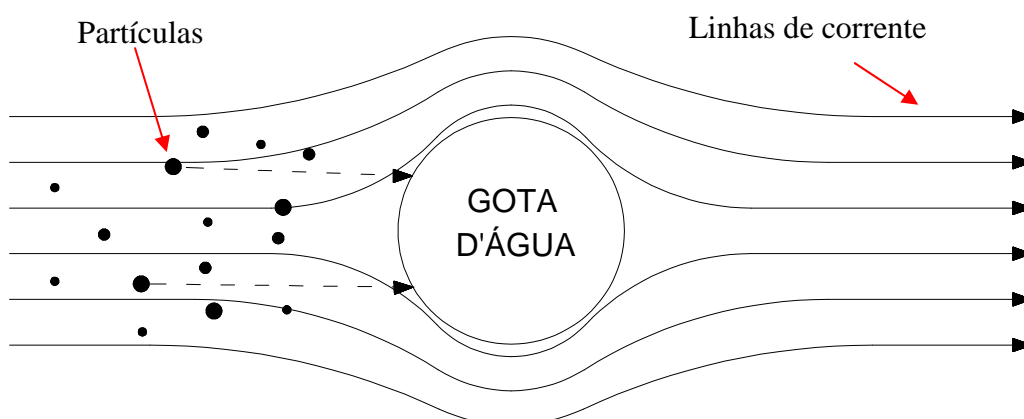


FIGURA 2.9 – Representação da impactação inercial

FONTE – ADAPTADO DE GAMA (2008)

A eficiência da impactação inercial está diretamente relacionada com o diâmetro da partícula. Quanto maior for a partícula, mais difícil será para ela seguir o fluxo gasoso, assim como quanto maior for a velocidade relativa da partícula em relação ao líquido maior, será a probabilidade da partícula se chocar com as gotas de água. Esse

mecanismo possui alto índice de eficiência para partículas maiores que  $10\mu\text{m}$  e não é eficiente para partículas menores que  $0,3\mu\text{m}$  devido a pequena inércia destas partículas.

A eficiência deste mecanismo está relacionada diretamente a um fator denominado parâmetro de impactação, que pode ser obtido a partir da EQUAÇÃO 2.1.

$$\Psi = \frac{C_c \cdot d_p^2 \cdot \rho_p \cdot V_r}{18 \cdot \mu_g \cdot d_d} \quad (2.1)$$

Onde  $\Psi$  é o parâmetro de impactação inercial (adimensional),  $C_c$  é o fator de correção de Cunningham (adimensional),  $d_p$  diâmetro da partícula (cm),  $\rho_p$  é a densidade da partícula ( $\text{g/cm}^3$ ),  $V_r$  é a velocidade relativa entre a partícula e a gota (cm/s),  $d_d$  diâmetro da gota (cm) e  $\mu_g$  a viscosidade do gás ( $\text{g/cm}\cdot\text{s}$ ).

O índice de eficiência de coleta por impactação inercial é dado pela EQUAÇÃO 2.2.

$$\eta_{imp} = \left( \frac{\Psi}{\Psi + 0,35} \right)^2 \quad (2.2)$$

Percebe-se pela EQUAÇÃO (2.1) que a efetividade da impactação inercial está relacionada diretamente ao quadrado do diâmetro da partícula e a velocidade relativa entre a partícula e a gota, o que justifica a afirmação anterior, quanto à eficiência deste mecanismo.

### 2.4.1.2 Intercepção direta

O mecanismo de intercepção direta apresenta alta eficiência para partículas menores que  $10\mu\text{m}$ . Essas partículas, devido a pequena massa, seguem o gás pelas linhas de corrente formadas no entorno das gotas, porém a gota consegue absorver a partícula quando a linha de corrente estiver a uma distância da gota menor ou igual ao raio da partícula. Nesse caso, a partícula irá se chocar com a gota e ficará retida.

De acordo com Jung (1998, *apud* Kim 2001) a eficiência devido a intercepção direta pode ser obtida através da EQUAÇÃO 2.3, a EQUAÇÃO 2.4 fornece o parâmetro de intercepção  $R$  (adimensional), os fatores hidrodinâmicos  $J$  e  $K$  (adimensionais) são obtidos pela EQUAÇÃO 2.5 e EQUAÇÃO 2.6, respectivamente.

$$\eta_{\text{int}} = \frac{(1-\alpha)}{(J + \sigma \cdot K)} \cdot \left[ \left( \frac{R}{1+R} \right) + \frac{1}{2} \cdot \left( \frac{R}{1+R} \right)^2 \cdot (3 \cdot \sigma + 4) \right] \quad (2.3)$$

$$R = \frac{d_p}{d_d} \quad (2.4)$$

$$J = 1 - \frac{6}{5} \cdot \alpha^{\frac{1}{3}} + \frac{1}{5} \cdot \alpha^2 \quad (2.5)$$

$$K = 1 - \frac{9}{5} \cdot \alpha^{\frac{1}{3}} + \alpha + \frac{1}{5} \cdot \alpha^2 \quad (2.6)$$

Onde  $\alpha$  é a densidade de empacotamento (adimensional) e  $\sigma$  é a razão de viscosidade água-ar (adimensional).



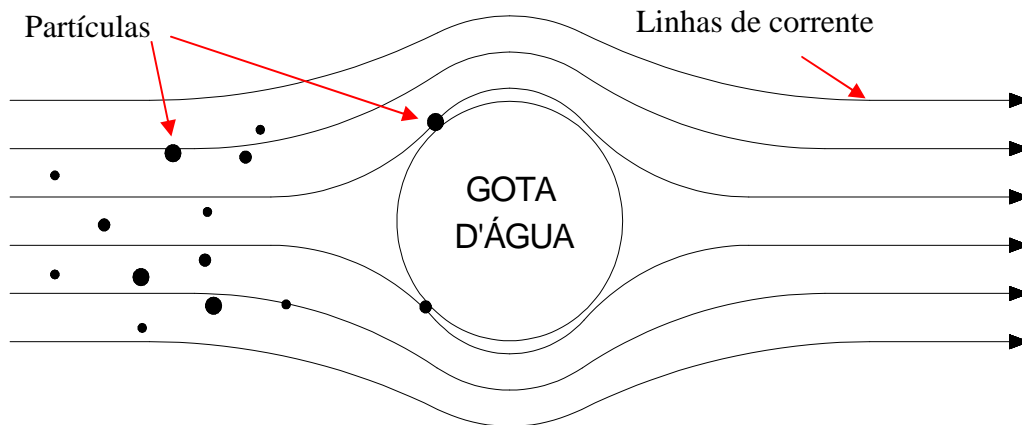


FIGURA 2.10 – Representação da interceptação direta

FONTE – ADAPTADO DE GAMA (2008)

#### 2.4.1.3 Difusão Browniana

O mecanismo de difusão Browniana ocorre com partículas muito pequenas com dimensões aproximadas entre 0,01 e 0,1 $\mu$ m. Essas partículas, por serem muito leves, chocam-se constantemente com as moléculas do gás. A transferência de energia cinética das moléculas movendo-se rapidamente para as partículas, provocando a sua aleatoriedade de movimento, é que é denominada difusão Browniana. Esse movimento aleatório promove também a colisão das partículas com as gotas, que são então absorvidas.

O coeficiente de difusão pode ser obtido através da EQUAÇÃO 2.7 e a eficiência de coleta pela difusão Browniana é calculada através da EQUAÇÃO 2.8.

$$D_{dif} = \frac{k \cdot T \cdot C_c}{3 \cdot \pi \cdot \mu_g \cdot d_p} \quad (2.7)$$

$$\eta_{dif} = \frac{2,8}{\sqrt{3}} \cdot \left( \frac{1-\alpha}{J+\sigma \cdot K} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot \left( \frac{3 \cdot \pi \cdot \mu_g \cdot d_d \cdot V_r}{2,609 \cdot k \cdot T \cdot \sqrt{2} \cdot \lambda_l} \right)^{\frac{1}{2}} \cdot d_p^{-\frac{3}{4}} + 1,4 \cdot \left( \frac{\sqrt{3} \cdot \pi}{4} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot \left[ \frac{(1-\alpha) \cdot (3 \cdot \sigma + 4)}{J+\sigma \cdot K} \right]^{\frac{1}{3}} \\ \times \left( \frac{3 \cdot \pi \cdot \mu_g \cdot d_d \cdot V_r}{2,609 \cdot k \cdot T \cdot \sqrt{2} \cdot \lambda_l} \right)^{\frac{2}{3}} \cdot d_p^{-1} \quad (2.8)$$

Onde  $k$  é a constante de Boltzmann ( $\text{g} \cdot \text{cm}^2/\text{s}^2 \cdot \text{K}$ ),  $T$  é a temperatura absoluta (K) e  $\lambda_l$  é o comprimento do percurso livre médio das moléculas (cm).

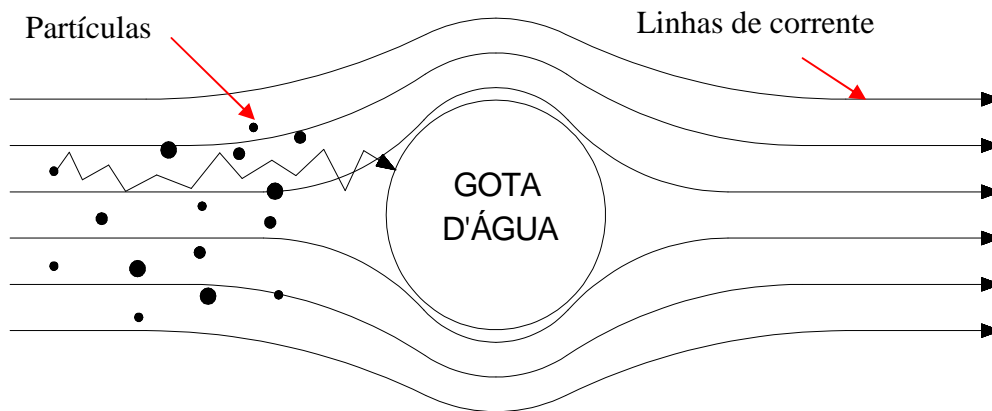


FIGURA 2.11 – Representação da difusão Browniana

FONTE – ADAPTADO DE GAMA (2008)

## 2.5 Separação gás-líquido

Como já foi falado, o processo de lavagem de gás consiste em adicionar um fluxo de líquido em um escoamento gasoso. Esse processo gera o carreamento de gotas desse líquido (em geral água) pelo gás e a maioria dessas gotas contém as partículas que foram removidas do gás. Para garantir a eficiência do processo de lavagem, é necessário então remover as gotas de líquido do fluxo gasoso para depois lançá-lo na atmosfera ou

conduzido a outros processos de beneficiamento. Os equipamentos utilizados para este fim são denominados separadores de gotas.

As partículas de líquido no gás podem ser definidas como névoa ou spray, segundo Perry (1999). As névoas são dispersões finas de líquidos em suspensão, geralmente resultantes de processo de condensação do líquido e com dimensional de partículas da ordem de  $0,1\mu\text{m}$ . Já os sprays se referem a atomização do líquido em gotas arrastadas pelo fluxo gasoso e seu dimensional variam de  $10\mu\text{m}$  a  $5000\mu\text{m}$ . Essa distinção entre spray e névoa se faz necessária para melhor definição do equipamento a ser utilizado para separar o líquido do fluxo gasoso. A FIG 2.9 apresenta um diagrama que relaciona o tamanho da partícula com a sua classificação e o equipamento adequado a cada uso.

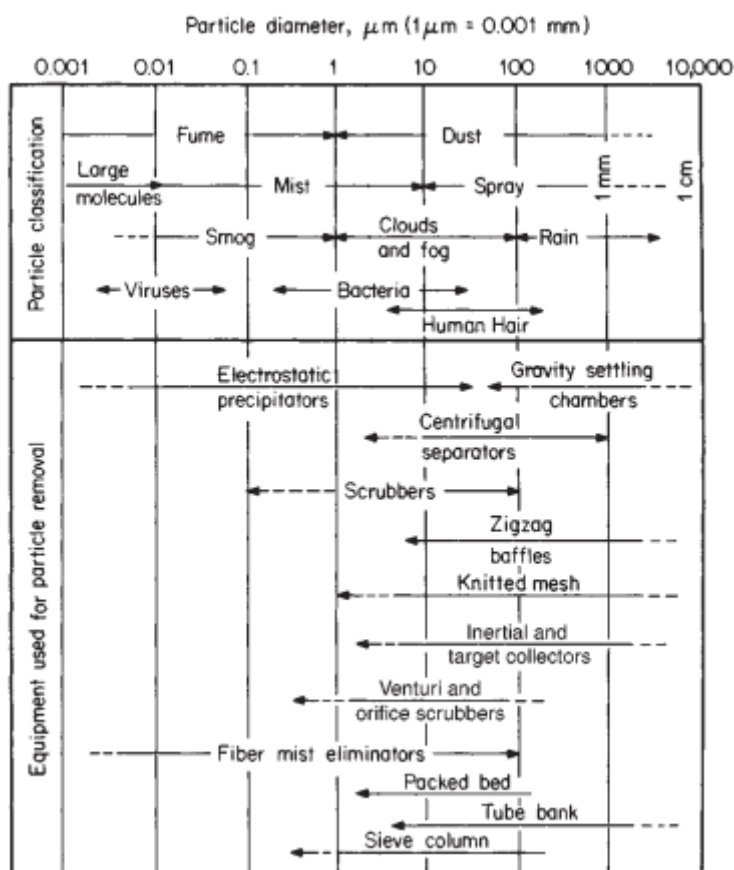


FIGURA 2.12 – Classificação das partículas e equipamentos usuais de coleta versus o tamanho das partículas.

FONTE – PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK, 1999

De acordo com Perry (1999), os mecanismos que podem ser utilizados para separação das partículas líquidas da fase gasosa são a sedimentação gravitacional, impactação inercial (centrífuga também), interceptação direta, deposição difusa (Browniana), atração eletrostática, precipitação térmica e aglomeração de partículas. Raramente, os equipamentos de coleta de partículas líquidas utilizam somente um desses mecanismos. A maioria deles associam dois ou mais mecanismos de coleta. Entretanto, o mecanismo de impactação inercial é o que mais predomina nos coletores.

Perry (1999) comenta que os separadores gravitacionais são mais indicados para remoção de grande gotas de água. Ele afirma, ainda, que se a velocidade do gás é mantida baixa todas as partículas com velocidade terminal acima da velocidade do gás irão eventualmente se depositar.

Quanto à separação centrífuga de líquidos, Perry (1999) comenta que a força centrífuga pode ser utilizada para aumentar a coleta de partículas até cem vezes mais que a separação gravitacional. Ele comenta, ainda, que os ciclones podem ser utilizados tanto para remoção de partículas sólidas de fluxos gasosos como também para as partículas líquidas. Porém, o vórtice formado pelo escoamento do gás pode causar a reentrada de partículas, a partir do líquido acumulado no fundo. Redução da velocidade de escoamento do gás pode ajudar a minimizar este efeito.

Quanto à separação por impactação direta, são empregadas forças de impacto e forças inerciais entre as partículas, fluxo de gás e corpos de choque para promover a coleta das partículas. De acordo com Perry (1999), as gotas de líquido coalescem na superfície de impacto que devem ser dispostas de modo a evitar a reentrada das gotas no fluxo gasoso. Os alvos ou superfícies de impacto podem ser constituídos de tubos, placas, defletores em zig-zag e pacotes ou leitos de malha.

Os mecanismos de separação das partículas líquidas do fluxo gasoso presentes no sistema de limpeza de gases da aciaria da ArcelorMittal Monlevade são a sedimentação gravitacional, impactação inercial (centrífuga). A força centrífuga maximiza a ação da força gravitacional no separador, pois força as partículas a se deslocarem para as paredes por onde o gás escoar, isso provoca a colisão (impactação)

das partículas contra as paredes de contenção do fluxo, resultando no coalescimento do líquido que, por gravidade, escorre para o fundo e são direcionadas para o dreno.

Assumindo que as partículas possuem a mesma velocidade do gás e se a velocidade do gás for baixa, as partículas, cuja velocidade terminal de deposição seja maior que a velocidade do gás, irão sedimentar. Pode-se maximizar o efeito de sedimentação das partículas líquidas em um separador gravitacional, aumentando a área de seção transversal, pois como a velocidade de escoamento de um fluido é inversamente proporcional a área da seção transversal do duto por onde esse fluido escoar, aumentando a área da seção. Para uma mesma vazão, a velocidade de escoamento do gás será menor.

## **2.6 Características de um escoamento multifásico gás-líquido**

Escoamento multifásico é aquele que contém pelo menos duas fases. No caso dos lavadores de gases, geralmente encontramos a presença das três fases (sólido, líquido e gasoso). Após a passagem do gás pelo segundo estágio do lavador, o escoamento característico será considerado como um escoamento bifásico, constituído pela fase gasosa e pela fase líquida, escoamento também definido como gás-líquido. Nesta etapa de lavagem, considera-se que todas as partículas sólidas se encontram dissolvidas nas gotas de água, formando assim uma única fase. Devido à diferença de densidade entre as fases, os padrões de escoamento tem forma e características diferentes, quando ocorrem em dutos na posição vertical e na posição horizontal.

De acordo com Perry (1999) muitos estudos e trabalhos teóricos e experimentais têm sido desenvolvidos para escoamentos de líquidos e gases em correntes paralelas, através de dutos verticais (escoamento ascendente), horizontais ou inclinados, porém, existem poucos trabalhos relacionados a escoamentos contra-corrente e escoamentos verticais descendentes. Muito esforço tem sido empregado na determinação dos padrões de escoamento, perdas de carga e frações volumétricas das fases com ênfase em escoamentos completamente desenvolvidos. Na prática, em

processos industriais, os escoamentos bifásicos não se encontram completamente desenvolvidos.

A distribuição das fases líquida e gasosa em escoamentos gás-líquido é uma característica importante para o estudo do escoamento bifásico. A FIG 2.10 representa 5 padrões de escoamento vertical bifásico (gás-líquido) ascendente.

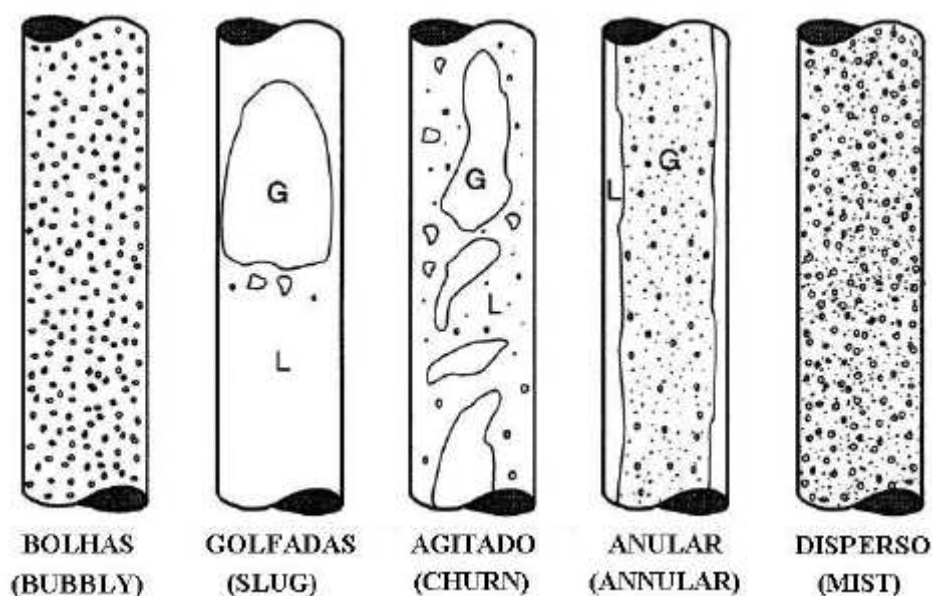


FIGURA 2.13 – Padrões de escoamento gás-líquido ascendente.

FONTE – AICHE JOURNAL, VOLUME 22, 1976 (*apud* Pacheco)

Dentre os padrões de fluxo apresentados, este trabalho trata do estudo de um escoamento bifásico que possui como características os padrões de escoamento anular e de escoamento disperso. O escoamento anular pode ser caracterizado como sendo um filme de líquido que escorre pelas paredes do duto e algumas gotas do líquido são arrastadas e diluídas no gás que escoam pelo centro do duto. Essa condição ocorre quando a vazão do escoamento é aumentada e as gotas de líquido podem formar uma estrutura transitória coerente como uma névoa no centro do escoamento. O escoamento disperso é uma variação do escoamento anular, em altas vazões o filme de líquido é diluído pelo cisalhamento com o gás na região de interface entre as fases até que ele se torne instável

e seja completamente diluído no gás, sob a forma de gotas. A parede do tubo é mantida constantemente molhada devido ao choque frequente das gotas.

De acordo com Azzopardi (2007), em fluxos verticais descendentes, os padrões de escoamento são muito similares aos ascendentes. Entretanto, esses padrões ocorrem em faixas diferentes de vazão. Dessa forma, em pequenas taxas de líquido e gás, onde poderia se esperar um padrão de escoamento, tipo bolhas ou golfadas. O escoamento vertical descendente irá provocar um escoamento de filme líquido semelhante ao escoamento anular.

Ainda de acordo com Azzopardi (2007), o escoamento vertical descendente é menos frequente que o escoamento ascendente e por isso poucos estudos foram desenvolvidos. Entretanto, os estudos disponíveis, quase na sua totalidade, se referem a escoamento ar/água e em pequenos diâmetros.

Dentre as variáveis que atuam nas partículas em escoamentos multifásicos e que estão relacionadas ao objeto de estudo deste trabalho, podemos destacar a força de arrasto e a velocidade terminal de sedimentação.

A força de arrasto pode ser definida como sendo a resistência de uma partícula em escoar, juntamente com o fluido ao seu redor. É exercida na mesma direção e sentido contrário à velocidade do fluido, atuando como a força de atrito. Considerando o escoamento em regime permanente, a equação característica para o cálculo da força de arrasto é apresentada na EQUAÇÃO 2.9.

$$F_D = \frac{C_D \cdot A_p \cdot \rho \cdot u^2}{2} \quad (2.9)$$

Onde  $F_D$  é a força de arrasto,  $C_D$  é o coeficiente de arrasto,  $A_D$  a área de projeção da partícula na direção do movimento,  $\rho$  é a densidade do fluido em volta da partícula e  $u$  é a velocidade relativa entre a partícula e o fluido.

A velocidade terminal de sedimentação pode ser definida com a velocidade constante de queda de uma partícula. Uma partícula em queda livre sob a ação da força gravitacional irá acelerar até que a força de arrasto seja igual à força gravitacional. Nesse caso, a aceleração deixa de existir e a velocidade de queda da partícula se torna constante e essa velocidade é que é denominada velocidade terminal de deposição. A EQUAÇÃO 2.10 permite calcular a velocidade terminal de sedimentação  $u_t$ .

$$u_t = \sqrt{\frac{2 \cdot g \cdot m_p \cdot (\rho_p - \rho)}{\rho \cdot \rho_p \cdot A_p \cdot C_D}} \quad (2.10)$$

Onde  $g$  é a aceleração da gravidade,  $m_p$  a massa da partícula e  $\rho_p$  é a densidade da partícula e os demais itens são comuns a EQUAÇÃO (2.9).

Para partículas esféricas de diâmetro  $d_p$  a EQUAÇÃO (2.10) fica:

$$u_t = \sqrt{\frac{4 \cdot g \cdot d_p \cdot (\rho_p - \rho)}{3 \cdot \rho \cdot C_D}} \quad (2.11)$$

Para partículas de esferas rígidas, o coeficiente de arrasto é função do número de Reynolds da partícula que é dado pela EQUAÇÃO 2.12.

$$\text{Re}_p = \frac{d_p \cdot \rho \cdot u}{\mu} \quad (2.12)$$

Onde  $\mu$  é viscosidade do fluido, a FIG 2.16 apresenta um gráfico com a relação entre o número de Reynolds e o coeficiente de arrasto.

De acordo com Perry (1999), para partículas sólidas e não esféricas o coeficiente de arrasto depende da forma e orientação da partícula em relação ao



movimento, a TAB 2.1 indica a orientação das partículas em queda-livre em função do número de Reynolds.

TABELA 2.1  
Orientação das partículas em queda-livre

Número de Re	Orientação
0,1 - 5,5	Todas as orientações são estáveis quando há três ou mais eixos de simetria perpendiculares
5,5 - 200	Estável na posição de máximo arraste.
200 - 500	Imprevisível. Discos e placas tendem a oscilar, enquanto corpos mais cheios e encorpados tendem a rotacionar.
500 - 200000	Rotação sobre pelo menos eixos de inércia, frequentemente acoplado com translação espiral

FONTE – PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK, 1999

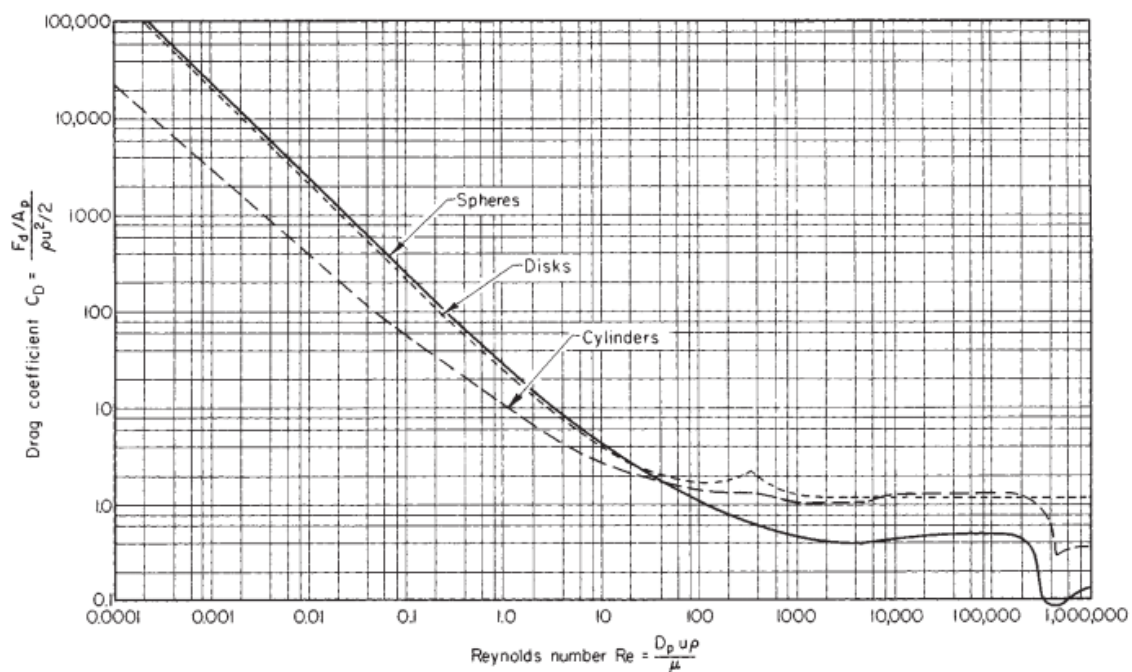


FIGURA 2.14 – Coeficiente de arrasto para discos, esferas e cilindros.

FONTE – PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK, 1999

Ainda conforme Perry (1999), gotas de líquido caindo em gases estagnados, parecem manter-se esféricas e seguem as relações de esferas rígidas em escoamentos com número de Reynolds de até 100. Gotas muito grandes se deformam resultando em aumento do arrasto e em alguns casos vão se fragmentar em gotas menores.

A FIG 2.17 fornece valores de velocidades terminais de sedimentação para partículas sólidas, sedimentando em água ou ar, utilizando a curva padrão de coeficientes de arrasto para partículas esféricas.

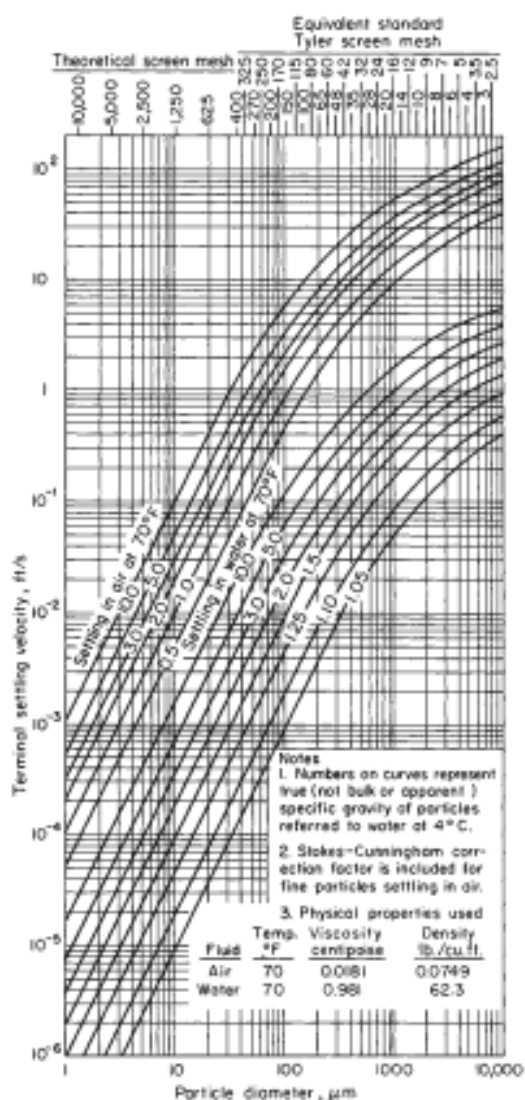


FIGURA 2.15 – Velocidade terminal de sedimentação para partículas esféricas sólidas..

FONTE – PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK, 1999

## 2.7 Características do modelamento fluido dinâmico.

Os problemas reais envolvendo escoamento fluidos são geralmente bastante complexos e, quando se trata de escoamentos multifásicos, essa complexidade se torna ainda maior. A Gerência de Engenharia de Manutenção da ArcelorMittal Monlevade tem utilizado cada vez mais as técnicas de modelagem e simulação numéricas para entender melhor os fenômenos que ocorrem nos equipamentos e assim estudar e propor soluções que realmente atendam aos objetivos de aumento de vida útil dos equipamentos, aumento de eficiência e análise de falhas dos equipamentos e seus componentes.

Como já mencionado, este trabalho tem como objetivo melhorar a eficiência do separador de gotas do sistema de limpeza de gás da ArcelorMittal Monlevade. Por se tratar de um equipamento cujo fenômeno envolvido é o escoamento multifásico gás-líquido serão utilizadas a ferramenta CFD (*Computational Fluid Dynamics*).

Em geral, os escoamentos multifásicos apresentam uma fase contínua, líquida ou gasosa, com elementos dispersos que podem ser partículas sólidas, gotas de líquidos e/ou bolhas de gás.

Nos últimos anos, vários estudos e pesquisas estão sendo desenvolvidos, relativos à modelagem multifásica. Porém, a complexidade de fenômenos envolvidos em situações reais, bem como, a dificuldade de se representar experimentalmente de maneira fiel esses fenômenos nos mostra que ainda são necessários muitos esforços para o desenvolvimento de novas técnicas e modelos mais confiáveis para aplicação nos processos existentes nas indústrias.

De acordo com Price (2006), em geral representa-se o movimento de um fluido ao longo do tempo de duas formas, a primeira, denominada descrição Euleriana ou abordagem Euleriana, e a segunda, denominada descrição Lagrangeana ou abordagem Lagrangeana. A abordagem Euleriana considera a observação e análise da velocidade do fluido em posições fixas do escoamento, descrevendo o campo de

velocidade. Essa consideração permite descrever o comportamento da fase contínua em escoamentos multifásicos. A abordagem Lagrangeana considera a observação e análise de parcelas específicas do escoamento, descrevendo a posição de cada parcela separadamente em relação ao tempo, de acordo com White (1991) esta consideração é muito útil na mecânica dos sólidos.

## 2.8 Equações governantes do escoamento dos fluidos

De acordo com White (1991), as equações básicas que permitem o modelamento de escoamento de fluidos viscosos se baseiam nas três leis de conservação para sistemas físicos, que são a conservação da massa, a conservação de momento e a conservação da energia. Entretanto, essas leis são de natureza lagrangeana e, para adequação ao sistema euleriano de escoamento do fluido, as três leis devem ser aplicadas a derivada da partícula conforme EQUAÇÃO 2.13

$$\frac{D}{Dt} = \frac{\partial}{\partial t} + (\vec{V} \cdot \nabla) \quad (2.13)$$

Onde  $\nabla$  é denominado operador gradiente e é representado pela EQUAÇÃO 2.14.

$$\nabla = \vec{i} \frac{\partial}{\partial x} + \vec{j} \frac{\partial}{\partial y} + \vec{k} \frac{\partial}{\partial z} \quad (2.14)$$

A lei de conservação da massa, também conhecida como equação da continuidade, considerando a descrição lagrangeana, pode ser escrita conforme a EQUAÇÃO 2.15.

$$m = \rho \cdot V = \text{constante} \quad (2.15)$$

Onde  $\rho$  é densidade e  $V$  é o volume da partícula. Derivando a EQUAÇÃO 2.15 em relação ao tempo obtém-se a EQUAÇÃO 2.16.

$$\frac{Dm}{Dt} = \frac{D}{Dt}(\rho \cdot V) = 0 = \rho \cdot \frac{DV}{Dt} + V \cdot \frac{D\rho}{Dt} \quad (2.16)$$

A parcela  $DV/Dt$  pode ser relacionada com a velocidade do fluido, observando que a taxa de deformação normal é igual à taxa de variação de volume de uma partícula de volume unitário. Essa relação pode ser representada pela EQUAÇÃO (2.17). As taxas de deformação normal podem ser obtidas, a partir das relações cinemáticas dos fluidos e obtém-se a EQUAÇÃO (2.18)

$$\varepsilon_{xx} + \varepsilon_{yy} + \varepsilon_{zz} = \frac{1}{V} \cdot \frac{DV}{Dt} \quad (2.17)$$

$$\varepsilon_{xx} + \varepsilon_{yy} + \varepsilon_{zz} = \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} \quad (2.18)$$

Desenvolvendo a EQUAÇÃO 2.16 e relacionando com as taxas de deformação nos eixos x, y e z (EQUAÇÃO 2.17 e 2.18), a equação da continuidade pode ser escrita na sua forma geral mais comum e é representada pela EQUAÇÃO 2.19.

$$\frac{D\rho}{Dt} = \rho \cdot \text{div}\vec{V} = 0 \quad \text{ou} \quad \frac{\partial\rho}{\partial t} = \rho \cdot \text{div}\vec{V} = 0 \quad (2.19)$$

Sendo que o termo  $\text{div}$  é denominado divergente e é representado na EQUAÇÃO 2.20.

$$\text{div}\vec{V} = \vec{V} \cdot \nabla = \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} \quad (2.20)$$

A lei conservação de momento é também conhecida como segunda lei de Newton que expressa a relação entre a força aplicada a uma partícula de massa  $m$  e a sua aceleração, esta relação é expressa pela EQUAÇÃO 2.21.

$$\vec{F} = m \cdot \vec{a} \quad (2.21)$$

Dividindo-se a equação 3.26 pelo volume da partícula, relacionando as forças às tensões superficiais e ação da gravidade sobre a partícula, a EQUAÇÃO 2.21 pode ser escrita como apresentado na EQUAÇÃO 2.22.

$$\rho \cdot \frac{D\vec{V}}{Dt} = \rho \cdot \vec{g} + \nabla \cdot \tau_{ij} \quad (2.22)$$

Onde  $\tau_{ij}$  é o tensor de tensões e  $\vec{g}$  é a aceleração da gravidade. Considerando que o fluido está em repouso ou seja, sem escoamento, as tensões viscosas

desaparecem. Então, as tensões de cisalhamento passam a ser nulas e as tensões normais se igualam à pressão hidrostática.

Introduzindo-se os efeitos da viscosidade, o conceito de tensão de cisalhamento como uma função linear da taxa de deformação e o conceito de pressão termodinâmica, num ponto qualquer do escoamento, como sendo igual a média aritmética das tensões normais, agindo neste ponto, a partir da EQUAÇÃO (2.22), podemos obter um grupo de equações que descrevem o movimento dos fluidos, estas equações são denominadas equações Navier-Stokes. Este grupo de equações estão representados pela EQUAÇÃO 2.23, EQUAÇÃO 2.24 e EQUAÇÃO 2.25.

$$\rho \cdot \frac{Du}{Dt} = \rho \cdot g_x - \frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial}{\partial x} \left( 2 \cdot \mu \cdot \frac{\partial u}{\partial x} + \lambda \cdot \text{div} \bar{V} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left[ \mu \cdot \left( \frac{\partial u}{\partial y} + \frac{\partial v}{\partial x} \right) \right] \quad (2.23)$$

$$+ \frac{\partial}{\partial z} \left[ \mu \cdot \left( \frac{\partial w}{\partial z} + \frac{\partial u}{\partial z} \right) \right]$$

$$\rho \cdot \frac{Dv}{Dt} = \rho \cdot g_y - \frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x} \left[ \mu \cdot \left( \frac{\partial v}{\partial x} + \frac{\partial u}{\partial y} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial x} \left( 2 \cdot \mu \cdot \frac{\partial v}{\partial y} + \lambda \cdot \text{div} \bar{V} \right) \quad (2.24)$$

$$+ \frac{\partial}{\partial z} \left[ \mu \cdot \left( \frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right) \right]$$

$$\rho \cdot \frac{Dw}{Dt} = \rho \cdot g_y - \frac{\partial p}{\partial y} + \frac{\partial}{\partial x} \left[ \mu \cdot \left( \frac{\partial w}{\partial x} + \frac{\partial u}{\partial z} \right) \right] + \frac{\partial}{\partial y} \left[ \mu \cdot \left( \frac{\partial v}{\partial z} + \frac{\partial w}{\partial y} \right) \right] \quad (2.25)$$

$$+ \frac{\partial}{\partial z} \left( 2 \cdot \mu \cdot \frac{\partial w}{\partial z} + \lambda \cdot \text{div} \bar{V} \right)$$

A lei conservação da energia é também conhecida como primeira lei da termodinâmica que indica que a soma do calor adicionado ao sistema e do trabalho realizado sobre sistema resultam em aumento da energia do sistema que pode ser descrito matematicamente pela EQUAÇÃO 2.26.

$$dE_t = d\bar{Q} + d\bar{W} \quad (2.26)$$

Onde Q representa o calor adicionado ao sistema, W é o trabalho realizado sobre o sistema e  $E_t$  é a energia total do sistema. Considerando o sistema em movimento, como o escoamento de uma partícula isoladamente, a energia total do sistema será composta, além da energia interna, também da energia cinética e energia potencial.

A EQUAÇÃO 2.26 escrita em função da taxa de variação de tempo fica como expresso na EQUAÇÃO 2.27.

$$\frac{DE_t}{Dt} = \frac{D\bar{Q}}{Dt} + \frac{D\bar{W}}{Dt} \quad (2.27)$$

Desenvolvendo a parcela referente a variação da energia total do sistema para uma partícula de fluido por unidade e reescrevendo os parcelas referentes a variação de calor e variação de trabalho sobre o sistema em função das propriedades dos fluidos, a EQUAÇÃO 2.27 pode ser escrita conforme EQUAÇÃO 2.28.

$$\rho \cdot \frac{Dh}{Dt} = \frac{Dp}{Dt} + \text{div}(k \cdot \nabla T) + \tau'_{ij} \cdot \frac{\partial u_i}{\partial x_j} \quad (2.28)$$



## 2.9 Modelos de turbulência

De acordo com White (1991), o fenômeno turbulência é tão complexo que a sua análise completa e quantificação nunca serão atingidos. Centenas de artigos e estudos são publicados todos os anos sobre o assunto.

Malalasekera (2007) comenta que a maioria dos escoamentos importantes para a engenharia são turbulentos e, por esse motivo, o estudo de escoamentos turbulentos tem importância teórica e prática.

De forma teórica, o que classifica um escoamento como turbulento é o número de Reynolds( $Re$ ), considerando o escoamento em tubos, o escoamento é considerado turbulento quando o  $Re$  é maior que 2100.

Tennekes & Lumley (1972 apud Souza, 2011) destacam que:

(i) uma característica muito importante dos escoamentos turbulentos é a sua habilidade para misturar ou transportar propriedades a taxas muito mais elevadas (várias ordens de magnitude) do que aquelas alcançadas pela difusão molecular; (ii) escoamentos turbulentos são sempre dissipativos e o mecanismo da turbulência necessita de uma alimentação contínua de energia para suprir as perdas viscosas de modo que, se nenhuma energia for fornecida ao escoamento, a turbulência decai rapidamente e (iii) a turbulência é um fenômeno *continuum*, ou seja, mesmo os menores vórtices encontrados nestes escoamentos são tipicamente muito maiores que a escala de comprimento molecular, fazendo com que a Hipótese do *Continuum* seja válida e o escoamento turbulento seja governado pelas equações de Navier-Stokes.

A modelagem numérica do fenômeno de turbulência é uma metodologia de análise de escoamentos turbulentos. Esta metodologia tem sido muito estudada e desenvolvida devido aos avanços dos recursos computacionais disponíveis atualmente e a constante necessidade de se obter respostas rápidas e confiáveis a cerca dos fenômenos que envolvem o escoamento de fluidos.

Os métodos numéricos utilizados para o desenvolvimento e modelagem do escoamento turbulento podem ser divididos em três categorias segundo Malalasekera (2007), são eles:

- Decomposição média de Reynolds (Reinolds-average Navier-Stokes - RANS): É o método mais utilizado para modelagem de escoamentos turbulentos e fornece dados médios para as propriedades do escoamento.
- Simulação de grandes escalas (Large eddy simulation - LES): É uma forma intermediária de cálculos de turbulência, um pouco mais refinada que RANS, pois calcula diretamente o resultado para as grandes escalas e as escalas menores são filtradas.
- Simulação numérica direta (Direct numerical simulation - DNS): Esta simulação calcula as médias do escoamento e todas as flutuações turbulentas de velocidade.

De acordo com Malalasekera (2007), para a maioria dos estudos de engenharia é desnecessário desenvolver detalhadamente as flutuações da turbulência. Neste trabalho, será adotado o método RANS para modelagem do escoamento no separador de gotas.

Malalasekera (2007) comenta que a natureza randômica do escoamento inviabiliza economicamente a descrição do movimento de todas as partículas do fluido. Assim, a velocidade  $u(t)$  pode ser decomposta em valor médio  $U_M$  com uma componente de flutuação  $u'(t)$ , conforme apresentado na EQUAÇÃO 2.29. Essa relação é denominada decomposição de Reynolds.

$$u(t) = U_M + u'(t) \quad (2.29)$$

O principal conceito por trás do método RANS é expressar qualquer variável ( $\phi$ ), que seja uma função do tempo e espaço, como a soma da média e da

componente de flutuação. Matematicamente esse conceito pode ser descrito pela EQUAÇÃO 2.29.

$$\phi = \Phi + \phi' \quad (2.29)$$

A FIG 2.17 apresenta um gráfico da velocidade em relação ao tempo em um escoamento turbulento.

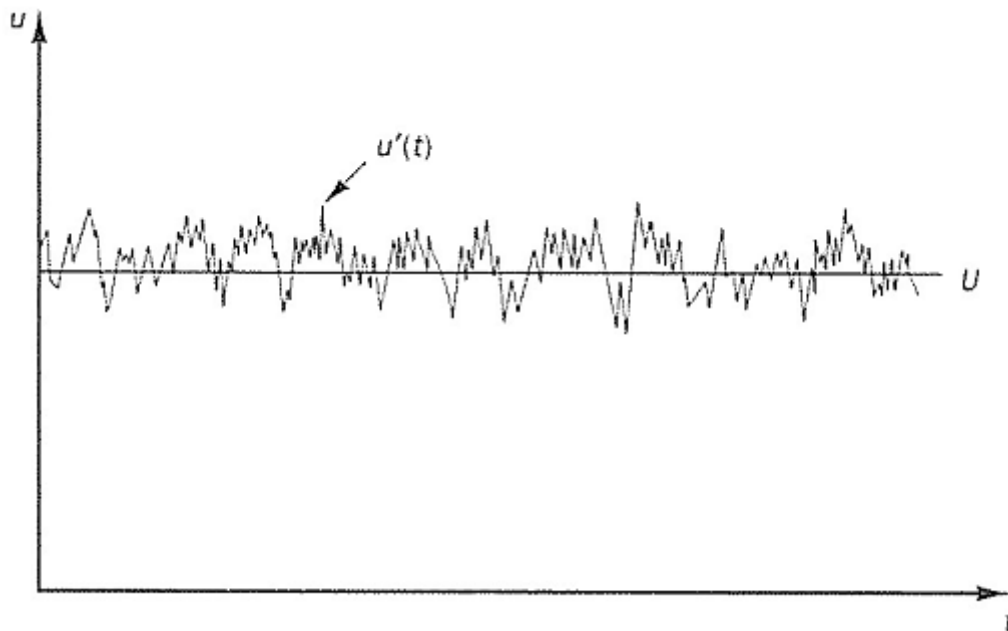


FIGURA 2.16 – Medição de velocidade pontual típica em escoamentos turbulentos.

FONTE – COMPUTATIONAL FLUID DYNAMICS, 2007

As equações RANS segundo Malalasekera (2007) são:

$$\text{div}U_M = 0 \quad (2.30)$$

$$\frac{\partial U}{\partial t} + \text{div}(UU_M) = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial P}{\partial x} + \nu \cdot \text{div}(\text{grad}(U)) + \frac{1}{\rho} \cdot \left[ \frac{\partial(-\rho \overline{u'^2})}{\partial x} + \frac{\partial(-\rho \overline{u'v'})}{\partial y} + \frac{\partial(-\rho \overline{u'w'})}{\partial z} \right] \quad (2.31)$$

$$\frac{\partial V}{\partial t} + \text{div}(VU_M) = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial P}{\partial y} + \nu \cdot \text{div}(\text{grad}(V)) + \frac{1}{\rho} \cdot \left[ \frac{\partial(-\rho \overline{u'v'})}{\partial x} + \frac{\partial(-\rho \overline{v'^2})}{\partial y} + \frac{\partial(-\rho \overline{v'w'})}{\partial z} \right] \quad (2.32)$$

$$\frac{\partial W}{\partial t} + \text{div}(WU_M) = -\frac{1}{\rho} \cdot \frac{\partial P}{\partial z} + \nu \cdot \text{div}(\text{grad}(W)) + \frac{1}{\rho} \cdot \left[ \frac{\partial(-\rho \overline{u'w'})}{\partial x} + \frac{\partial(-\rho \overline{v'w'})}{\partial y} + \frac{\partial(-\rho \overline{w'^2})}{\partial z} \right] \quad (2.33)$$

As tensões normais são:

$$\tau_{xx} = -\rho \overline{u'^2} \quad \tau_{yy} = -\rho \overline{v'^2} \quad \tau_{zz} = -\rho \overline{w'^2} \quad (2.34)$$

As tensões de cisalhamento são:

$$\begin{aligned} \tau_{xy} = \tau_{yx} = -\rho \overline{u'v'} & \quad \tau_{xz} = \tau_{zx} = -\rho \overline{u'w'} \\ \tau_{yz} = \tau_{zy} = -\rho \overline{v'w'} & \end{aligned} \quad (2.35)$$

Os principais modelos de turbulência desenvolvidos para o método RANS são classificados de acordo com o número de equações adicionais de transporte que devem ser resolvidas juntamente com as equações de escoamento RANS. A TAB 2.2 relaciona o número de equações extras com o modelo de turbulência.

TABELA 2.2  
Modelos de turbulência - Método RANS

Número de Equações extra de Transporte	Modelo de Turbulência
zero	Modelo de comprimento de mistura (Mixing length model)
uma	Modelo Spalart-Allmaras
duas	Modelo k- $\epsilon$ Modelo k- $\omega$ Modelo de tensões algébrico (Algebraic stress model)
sete	Modelo de tensões Reynolds (Reynolds stress model - RSM)

FONTE – MALALASEKERA, 2007

O modelo de turbulência que será adotado para o desenvolvimento deste trabalho é o modelo de tensões Reynolds que, de acordo com Malalasekera (2007), é o modelo de turbulência mais complexo. Envolve o cálculo individual de cada uma das tensões normais e de cisalhamento utilizando equações diferenciais de transporte. Após esse cálculo, os resultados são então utilizados para se obter as equações de momento.

## 2.10 Coeficiente de restituição

O coeficiente de restituição define a quantidade de energia de impacto que é convertida em energia de reflexão após o choque de uma partícula em movimento sobre uma superfície rígida e pode ser expresso em função da velocidade de impacto e velocidade de reflexão. A EQUAÇÃO 2.36 representa esta relação.

$$e = \frac{V_r}{V_i} \quad (2.36)$$

Onde  $e$  representa o coeficiente de restituição (adimensional),  $V_r$  é a velocidade de reflexão (m/s) e  $V_i$  é a velocidade de impacto (m/s).

O coeficiente de restituição é uma grandeza que varia de 0 a 1, a TAB 2.3 apresenta a relação entre os coeficientes de restituição e o tipo de impacto.

TABELA 2.3  
Característica do coeficiente de restituição

Coeficiente de Restituição	Natureza da colisão	Energia
0	Colisão completamente Inelástica	Completamente absorvida no impacto (partícula adere à parede)
$0 < e < 1$	Colisão parcialmente elástica	Parcialmente absorvida no impacto (velocidade de reflexão é menor que a de impacto)
1	Colisão completamente Elástica	Não é absorvida no impacto (velocidade de reflexão é igual a de impacto)

Okumura (2003) comenta que se a energia de impacto que, basicamente, é a energia cinética da gota for menor que as energias de superfície da gota, ela irá refletir com coeficiente de restituição da ordem de 0,9. Esta condição é obtida para velocidades de impacto muito baixas.

Wal (2006) comenta que a rugosidade da superfície também pode influenciar no comportamento da gota de água durante o impacto. A forma física da superfície pode introduzir perturbações na velocidade normal de impacto sobre a superfície que podem levar a gota a espirrar ao se chocar (*splash*). A FIG 2.17 apresenta imagens do comportamento de gotas de água sobre superfície rígida.

Considerando uma gota caindo sobre uma superfície, a razão entre a força inercial e a tensão superficial da gota determina resultado da deformação. De acordo com Wal (2006) esta relação é dada pelo número adimensional Weber ( $W_e$ ). A EQUAÇÃO 2.37 representa este conceito.

$$W_e = \frac{\rho \cdot V^2 \cdot D}{\sigma_s} \quad (2.36)$$

Onde  $W_e$  é o número Weber (adimensional),  $\rho$  é a densidade do líquido ( $\text{kg/m}^3$ ),  $V$  é a velocidade da gota ( $\text{m/s}$ ),  $D$  é o diâmetro da gota ( $\text{m}$ ) e  $\sigma_s$  é a tensão superficial do líquido ( $\text{N/m}$ ).

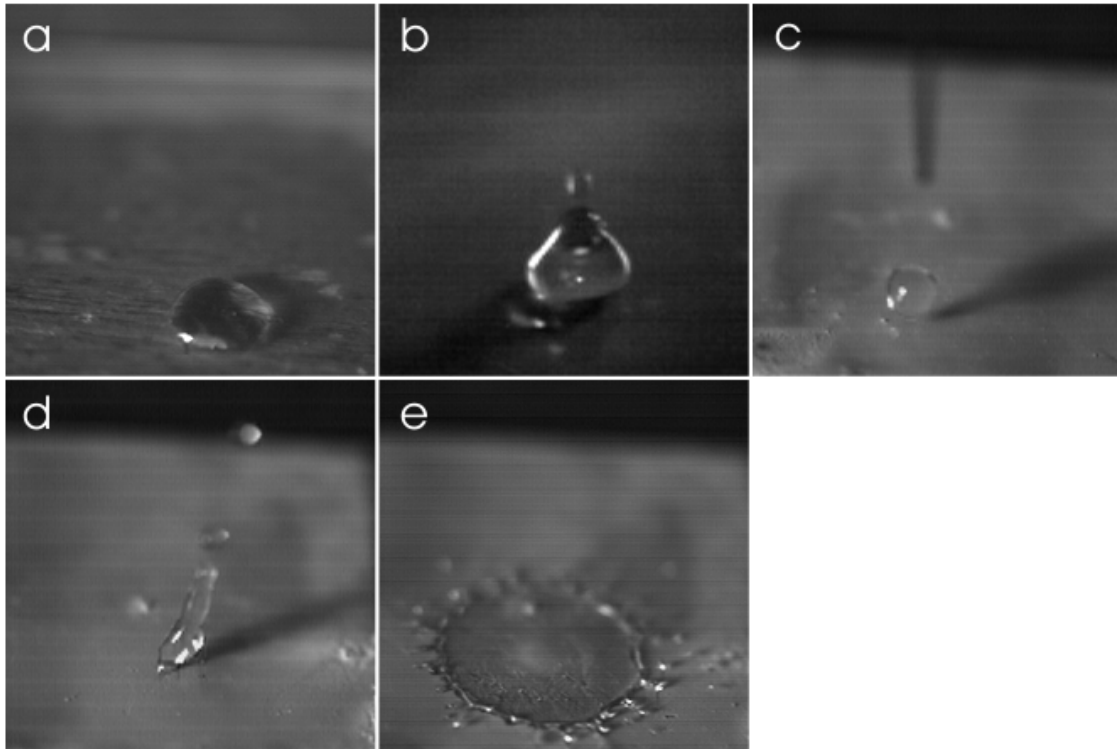


FIGURA 2.17 – Tipos diferentes de comportamento de gota no impacto: (a) deposição, (b) ricochete parcial, (c) ricochete total, (d) fragmentação e (e) espirro (*splashing*).

FONTE – Static and Dynamic Wetting of Porous Teflon® Surfaces, 2006

Wal (2006) realizou experimentos, relacionando o número de Weber com o coeficiente de restituição. Ele percebeu que para  $W_e$  entre 7 e 20, o coeficiente de restituição aproximadamente igual a 0,75, para  $W_e$  entre 50 e 90 o coeficiente de restituição cai para valores próximos a 0,30 e para gotas que espirram (*splashing*) o coeficiente de restituição cai mais ainda atingindo valores próximos a 0,15. Os resultados do seu experimento podem ser observados na FIG 2.18.

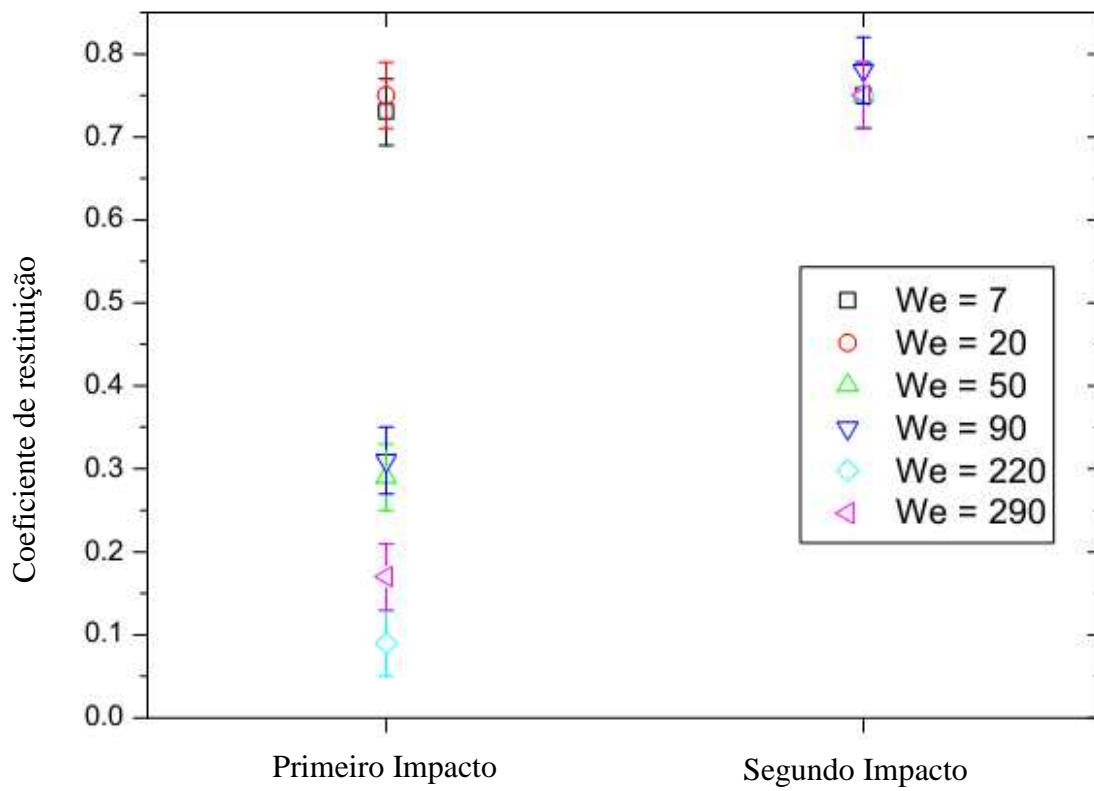


FIGURA 2.18 – Coeficiente de restituição para diferentes número  $We$

FONTE – Static and Dynamic Wetting of Porous Teflon® Surfaces, 2006



### 3 METODOLOGIA

O estudo para melhoria do sistema de limpeza de gases da aciaria é bastante complexo, pois além das alterações provocadas pelas diversas variáveis de processo, como tipo de sucata, qualidade do minério e fundentes adicionados, entre outras, existem ainda as próprias variáveis do sistema que também podem impactar na sua eficiência para limpeza dos gases.

Outro limitador é o pouco conhecimento técnico, a respeito do princípio físico-químico de funcionamento do sistema, o que muitas vezes leva à realização de testes baseados na experiência das pessoas e na observação do processo, sem uma formulação matemática, a respeito dos fenômenos que podem realmente influenciar na eficiência do sistema.

A metodologia adotada para o desenvolvimento deste trabalho foi baseada na caracterização e levantamento de dados do sistema, utilização de ferramenta computacional para modelamento do sistema na sua configuração original e estudar modificações estruturais no sistema com foco no aumento da sua eficiência para a separação gás-líquido.

#### 3.1 Caracterização e levantamento de dados do sistema

Para caracterização do sistema, foram analisados o manual de operação do sistema original (Baunco, 1984) e os desenhos cadastrados no arquivo técnico da ArcelorMittal Monlevade.

Conforme já foi explicado inicialmente, o sistema de limpeza de gases foi repotenciado no ano de 2007. Ele é constituído de subsistemas. Entre eles, estão a torre de lavagem de gás, o sistema de bombeamento e drenagem da água de lavagem do gás, exaustor IDF e chaminé de gás limpo. A FIG 3.1 representa alguns destes sistemas.

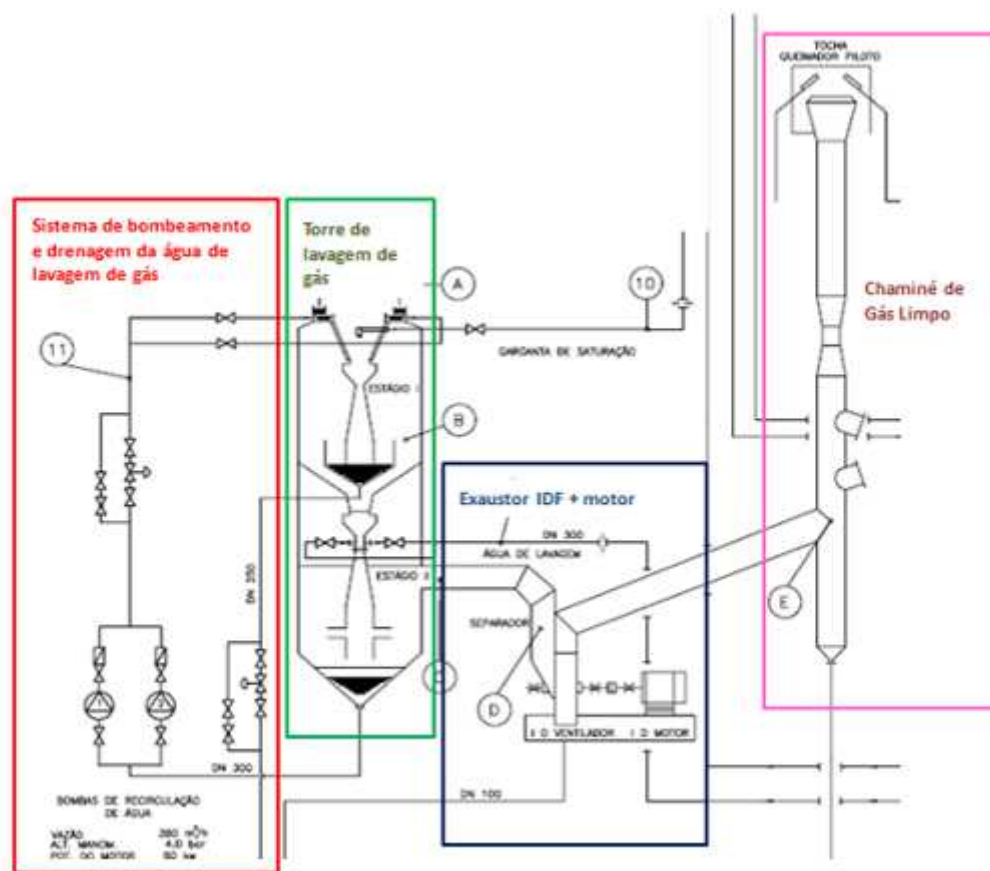


FIGURA 3.1 – Representação esquemática do Sistema Primário

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2005

Será abordado neste trabalho apenas a torre de lavagem de gás. Por se tratar de um equipamento complexo, o foco deste estudo será dado a um componente específico, denominado separador de gotas. Este é o componente responsável por remover a umidade associada ao gás durante o processo de limpeza.

A umidade presente no gás provoca no exaustor IDF a agregação de material nas pás do rotor. Em função do regime de trabalho do exaustor, o material agregado as pás do rotor se desprende de forma desordenada e imprevisível, provocando o seu desbalanceamento e conseqüente aumento de vibração. A vibração do exaustor, ao atingir determinados níveis, exige a paralisação do processo de produção da aciaria

para que seja realizada a limpeza do rotor por meio de jateamento de água a alta pressão (150 kgf/cm<sup>2</sup> ou 14,7MPa).

Atualmente, a usina de Monlevade possui dois convertedores, porém, opera apenas com um, ficando o outro em manutenção ou "*stand by*". Esta condição permite algum conforto operacional, pois sempre que é necessário fazer uma parada para limpeza do rotor do IDF, fora do planejamento normal de paradas para manutenção, o fluxo de produção é então direcionado para o convertedor em "*stand by*", evitando, assim, perda de produção por parada não programada (acidental). Com a implantação do projeto de expansão a aciaria irá operar com os dois convertedores simultaneamente e dessa forma qualquer necessidade de limpeza do IDF, fora do período previsto para manutenção, irá representar perda de produção real.

A limpeza do rotor do IDF tem uma duração aproximada de 6 (seis) horas de duração, considerando o "*tap to tap*" médio de 42 min. (intervalo de tempo de um ciclo completo para a produção de uma corrida de aço), a perda de produção será de aproximadamente 8,6 corridas. Como, em cada corrida, a quantidade média de aço produzida é de 130 toneladas, essa parada não programada irá representar uma perda de produção da aciaria durante estas 6 horas de aproximadamente 1118 toneladas de aço líquido. A perda de produção pode atingir aproximadamente até 40.000 toneladas de aço líquido por convertedor por ano.

Como o mercado está cada vez mais agressivo e margens de lucro cada vez menores qualquer perda de produção representará uma redução significativa na receita da unidade. Por este motivo, este equipamento foi considerado para o desenvolvimento deste estudo, em um mercado globalizado e com concorrentes bastante agressivos, em termos de custo operacional e produtividade. A necessidade de se extrair o máximo da capacidade produtiva dos ativos já instalados, com o mínimo de investimento, é um diferencial competitivo. Assim este projeto se enquadra como um projeto estratégico para a usina de Monlevade em 2012.

### 3.1.1 Visão geral da torre de lavagem de gás

Como já dito anteriormente, a torre de lavagem de gás é constituída, basicamente, por três componentes. O primeiro estágio, responsável por dar o primeiro choque térmico no gás, resfriando-o de 900°C para uma temperatura próxima de 75°C e remover a fração mais grosseira do particulado. O segundo estágio, responsável por fazer a limpeza final gás removendo as partículas mais finas e o separador de gotas, responsável por remover a umidade (gotas de água) do gás por meio da aceleração do gás e seu direcionamento para as paredes da torre com escoamento ascendente em forma de espiral. A FIG 3.2 mostra uma visão geral da torre de lavagem de gás, cujas dimensões principais são aproximadamente 19.000 mm de altura e 3400 mm de diâmetro.

O separador de gotas é constituído por um duto de entrada com secção inicial retangular (mesma secção da garganta Venturi) e secção final circular. Associado a esse duto é soldado um componente constituído por pás em forma de curvas (total oito pás) e fixadas entre dois discos com um furo central de diâmetro de 1700 mm, se assemelhando a um rotor fixo (será tratado desta forma ao longo do texto), e após este rotor fixo, é soldado também um complemento de duto de forma circular e mesmo diâmetro interno dos discos do rotor.

Este conjunto está localizado na parte inferior da torre, montado internamente a ela, e suportado estruturadamente por vigas e um tronco de cone também soldado internamente à torre. As FIG 3.3, 3.4 e 3.5 representam o separador de gotas e a parte inferior da torre de lavagem de gás

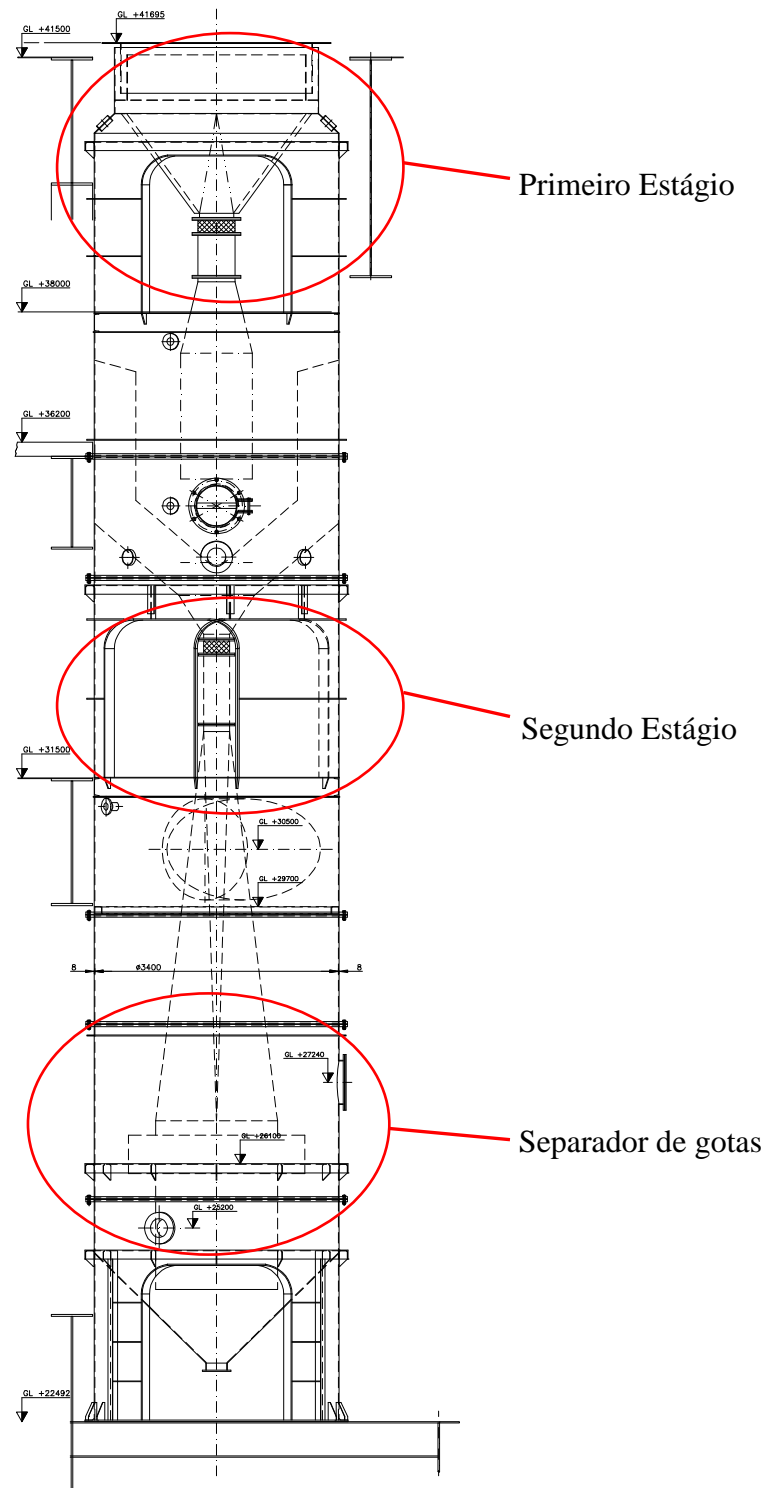


FIGURA 3.2 – Representação da torre de lavagem

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

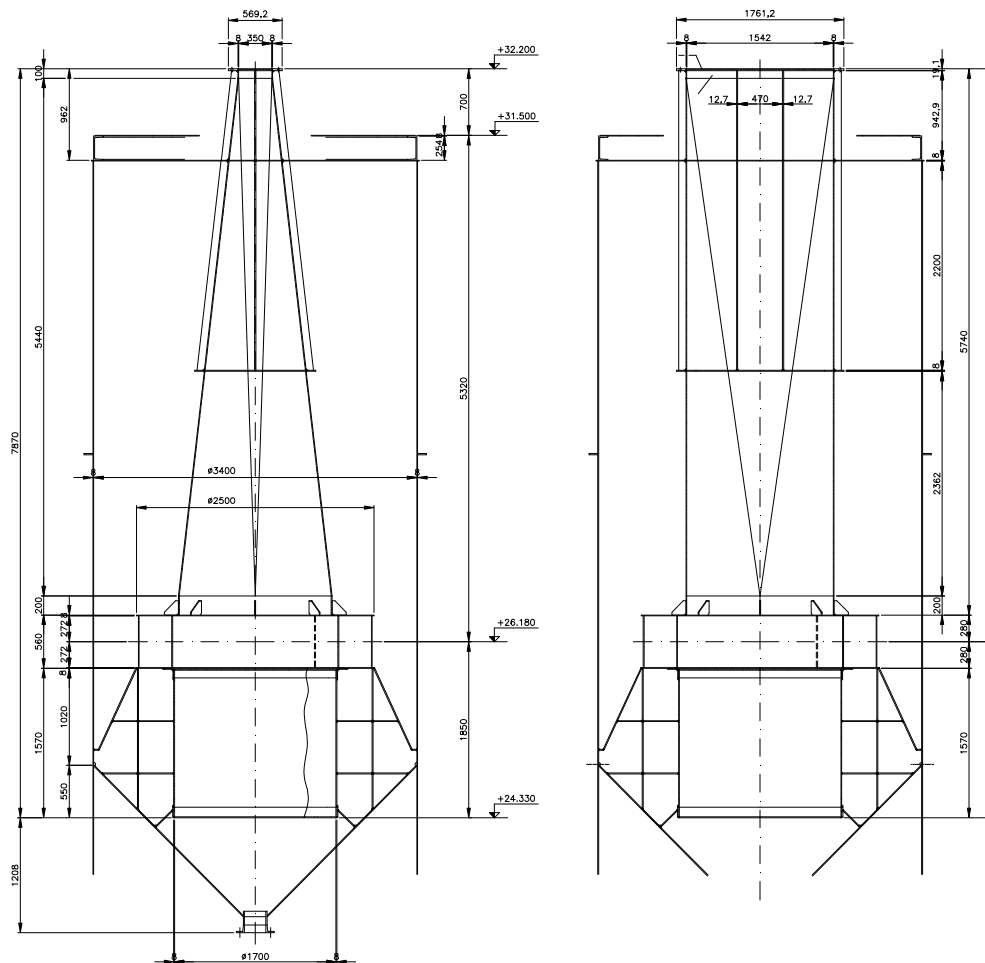


FIGURA 3.3 – Representação do separador de gotas – arranjo geral - parte inferior da torre de lavagem

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

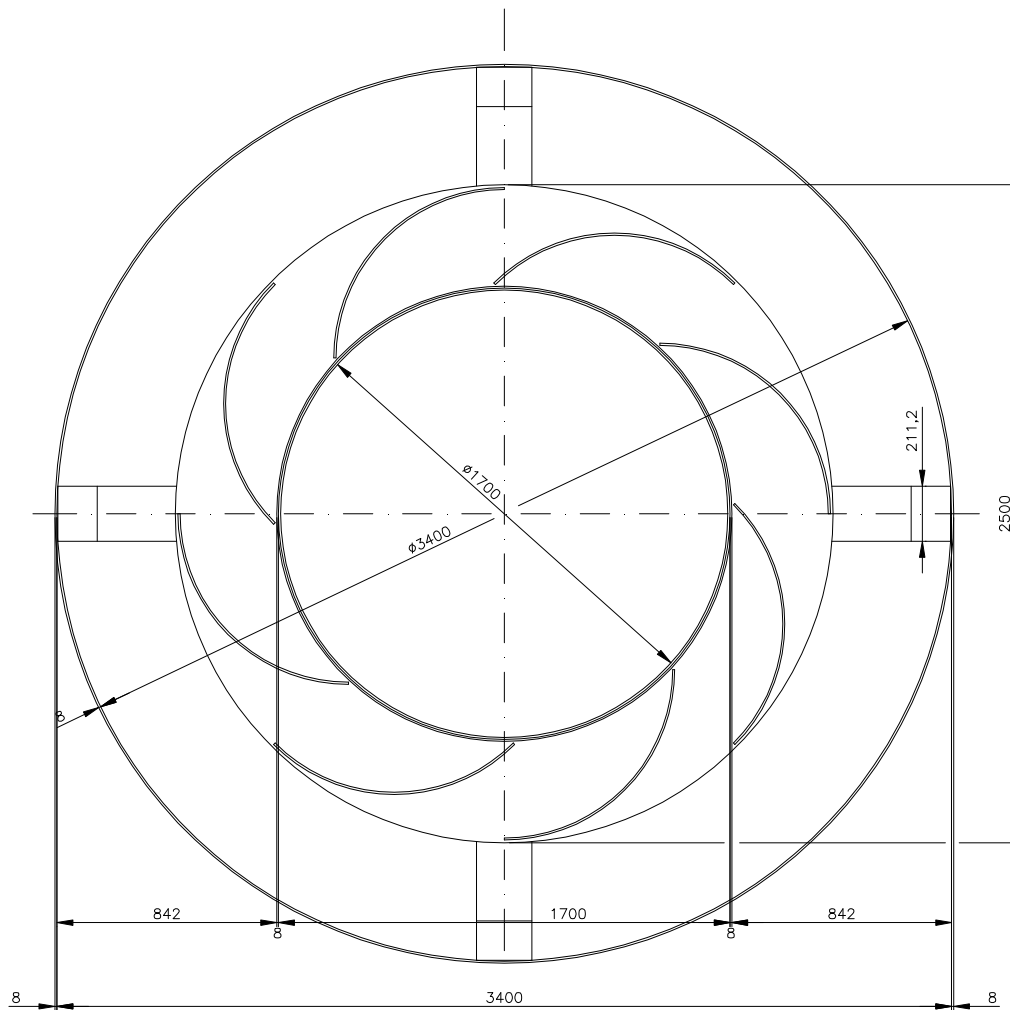


FIGURA 3.4 – Representação do separador de gotas – rotor e dimensões principais.

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

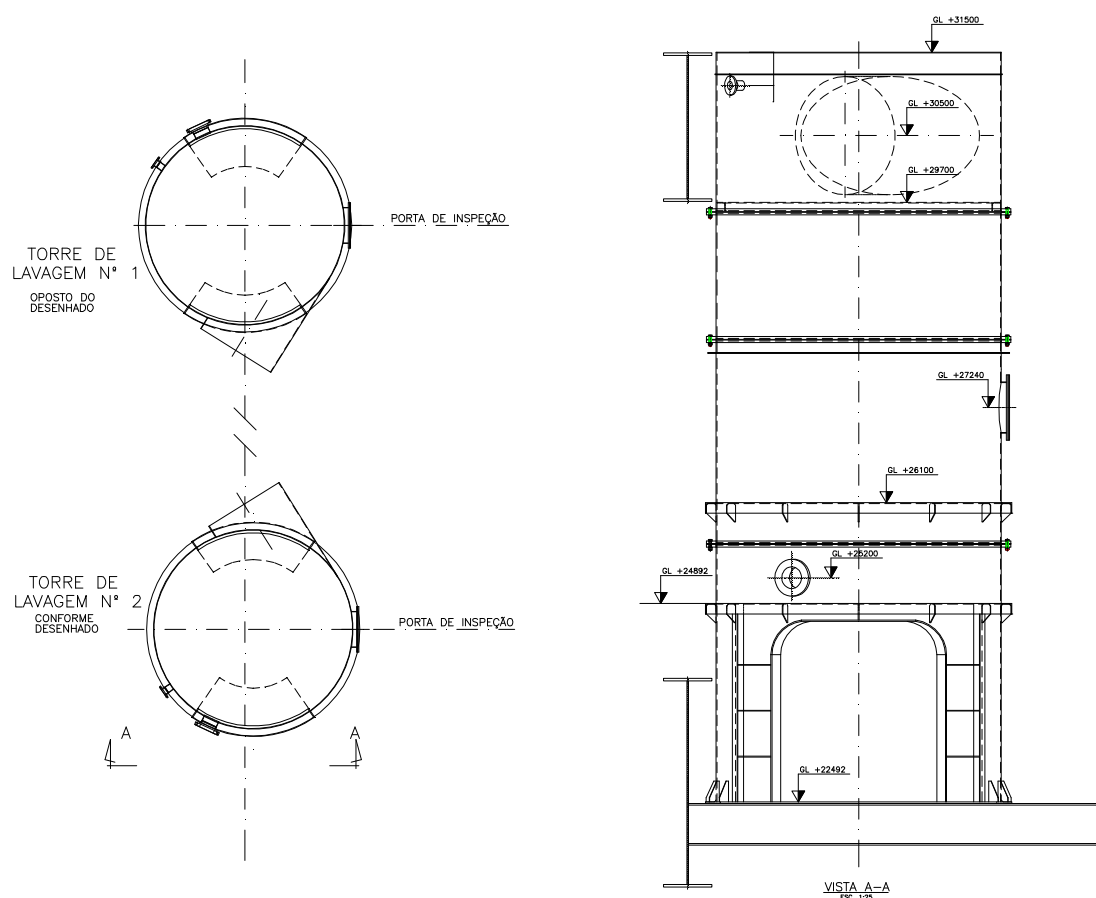


FIGURA 3.5 – Representação da parte inferior da torre – vista externa

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

### 3.1.2 Ferramentas adotadas para análise do problema

Diante da complexidade do equipamento e dos riscos envolvidos no processo de manuseio e experimentação com o gás de LD, devido a sua característica explosiva (risco de acidentes com pessoas e danos a equipamentos), optou-se por aplicar as ferramentas de modelamento e simulação numérica que permitem uma representação aproximada da situação real do processo. O software adotado como ferramenta para a realização deste estudo foi o **Star CCM<sup>+</sup>**.



### 3.1.3 Levantamento de dados para análise do sistema

Dentre todas as variáveis presentes no processo de limpeza de gás, a principal, para o desenvolvimento deste trabalho, é a vazão de gás na entrada do lavador. O gás da aciaria é proveniente do processo de oxidação do banho metálico que é constituído, predominantemente, de gusa líquido. Durante o processo de oxidação, o teor de carbono obtido ao final do processo pode chegar até valores menores que 0,15%.

Trata-se de um processo físico-químico, cuja principal fase está relacionada com a geração de gás é a descarburização do banho metálico. A reação química que ocorre nesta fase está representada na EQUAÇÃO 3.1. O processo de produção de aço da ArcelorMittal Monlevade utiliza lanças de oxigênio de duplo fluxo. Este tipo de lança é adotado para processos de sopro denominados sopro com pós combustão, cujo objetivo é permitir maior consumo de sucata metálica no convertedor. Para fundir essa quantidade adicional de sucata metálica, é preciso aumentar a energia envolvida no processo e é a pós-combustão que proporciona essa energia adicional, pois parte do gás  $CO_{(g)}$  gerado pela reação química descrita acima é queimado pelo oxigênio soprado através do fluxo secundário, a reação química envolvida neste processo é representada na EQUAÇÃO 3.2. A TAB 3.1.1 apresenta os dados operacionais da aciaria relacionados ao cálculo teórico do volume de gás gerado na produção de aço.



TABELA 3.1  
Dados operacionais da aciaria da ArcelorMittal Monlevade

Dados operacionais	Valores	Unidade	Denominação
Capacidade do convertedor	130	t (tonelada de aço líq.)	T
Relação de gusa líquido	85	%	RG
Vazão de oxigênio total	31200	Nm <sup>3</sup> /h	VO
Vazão de oxigênio secundário	4200	Nm <sup>3</sup> /h	VS
Briquete	8	Kg/t de aço líq.	M
tap to tap (tempo)	32	min.	TT
Tempo de carregamento	8	min.	TC
Tempo de sopro	16	min.	TS
Tempo de adição	10	min.	TA
Oxigênio equivalente - adição de briquetes	0,16	Nm <sup>3</sup> /kg-minério	OEB
Oxigênio equivalente - adição de minério	0,19	Nm <sup>3</sup> /kg-minério	OEM
% de CO na reação	80	%	COR
Relação de combustão ( $\lambda$ )	0,1		$\lambda$

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

Para o cálculo da vazão de gás gerada pelo processo de produção de aço, deve-se considerar, inicialmente, duas possibilidades, a primeira com eficiência de 100%, ou seja todo gás gerado na boca do convertedor é o monóxido de carbono ( $\text{CO}_{(g)}$ ), ou com eficiência de 80% (pós-combustão), ou seja 80% do gás gerado é o monóxido de carbono e parte do oxigênio ( $\text{O}_{2(g)}$ -fluxo secundário) reage em pós combustão com o  $\text{CO}_{(g)}$  gerando o dióxido de carbono ( $\text{CO}_{2(g)}$ ). Para os cálculos da vazão teórica de gás foi adotado o modelo de cálculo do sistema OG, desenvolvido por Nippon Steel Corporation (1987)

Para o cálculo da vazão de oxigênio presente no processo, deve-se considerar não só a vazão de sopro, mas também a quantidade de oxigênio presente no briquete ou minério de ferro adicionados ao banho metálico durante o sopro. Atualmente, a adição de briquete tem sido mais frequente que a adição de minério de ferro. Este valor pode ser obtido através da EQUAÇÃO 3.3 e será denominado como vazão de oxigênio indireto.

$$O2ind = OEB \cdot M \cdot T \cdot \frac{60}{10} \quad (3.3)$$

$$O2ind = 0,16 \cdot 8 \cdot 130 \cdot \frac{60}{10} \Rightarrow O2ind = 998,4 Nm^3 / h$$

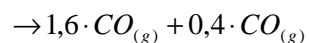
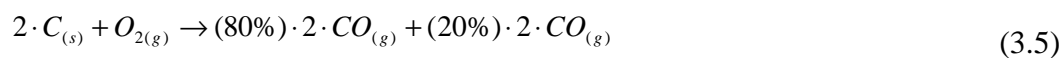
A vazão de oxigênio total de reação é a soma da vazão de oxigênio total do sopro com a vazão de oxigênio equivalente (oxigênio indireto) devido a adição de briquete, a EQUAÇÃO 3.4 permite calcular esta vazão.

$$O2Tot = O2ind + VO \quad (3.4)$$

$$O2Tot = 998,4 + 31200 \Rightarrow O2Tot = 32198,4 Nm^3 / h$$

A reação representada pela EQUAÇÃO 3.1 mostra que para cada molécula de gás oxigênio ( $O_{2(g)}$ ) ao reagir com o carbono gera 2 moléculas de gás  $CO_{(g)}$ , então supondo uma eficiência de 100% de geração de gás  $CO_{(g)}$ , a vazão total de gás (TG) gerada será o dobro da vazão total de oxigênio, ou seja  $64396,8 Nm^3/h$ .

Considerando a eficiência de 80% na geração do gás  $CO_{(g)}$  teremos então 80%  $CO_{(g)}$  e 20%  $CO_{2(g)}$ . Então, teremos as seguintes reações:



Então, considera-se que 2 mol ( $CO_{(g)} + CO_{2(g)}$ ) serão equivalentes a 1,6 mol de  $CO_{(g)}$  e 0,4 mol de  $CO_{2(g)}$ , isto significa que para cada 1,2 mol de oxigênio teremos 2 mols ( $CO_{(g)} + CO_{2(g)}$ )

Neste caso, se faz necessário corrigir a vazão total de gás gerado pela reação do entre o oxigênio e o carbono do aço, o valor corrigido passa a ser calculado pela EQUAÇÃO 3.6.

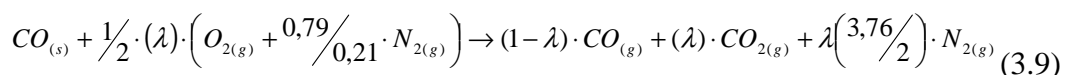
$$TG = \frac{2}{1,2} O_2 T_{ot} \Rightarrow TG = 53664 Nm^3 / h \quad (3.6)$$

As vazões parciais de  $CO_{(g)}$  e  $CO_{2(g)}$  poderão ser obtidas pela EQUAÇÃO 3.7 e EQUAÇÃO 3.8, respectivamente.

$$VCO = 80\% \cdot TG = 42931,2 Nm^3 / h \quad (3.7)$$

$$VCO_2 = 20\% \cdot TG = 10732,8 Nm^3 / h \quad (3.8)$$

Para relações de combustão na entrada da coifa ( $\lambda$ ) menores que 1 a reação será então representada pela EQUAÇÃO 3.9.



Essa situação ocorre porque a boca do convertedor não é 100% estanque e parte do  $CO_{(g)}$  gerado no processo reage com o oxigênio presente no ar em volta da boca do convertedor e que é aspirado para dentro da coifa. A parcela  $(O_{2(g)} + \frac{0,79}{0,21} \cdot N_{2(g)})$  representa o ar que entra na coifa e que reage com o  $CO_{(g)}$  gerado no processo de descarburização. A partir desta reação, podemos calcular o volume total de gás gerado no processo de descarburização do aço. A equação que quantifica a vazão teórica total de gases na coifa é dada pela EQUAÇÃO 3.10.

$$Q_{gas} = (1 - \lambda + \lambda + \lambda \cdot \frac{3,76}{2}) \cdot VCO + VCO_2 \quad (3.10)$$

$$Q_{gas} = (1 - 0,25 + 0,25 + 0,25 \cdot \frac{3,76}{2}) \cdot 42931,2 + 10732,8$$

$$Q_{gas} = 73841,7 Nm^3 / h$$

O valor de vazão de gás obtido está em  $Nm^3/h$ , o valor adotado como parâmetro para a simulação deve estar em  $m^3/h$ , desse forma é necessário converter o valor teórico calculado para vazão em  $Nm^3/h$  para  $m^3/h$ . Para realizar este cálculo estaremos considerando a pressão igual a 1 atm na entrada do lavador, temperatura igual a  $65^\circ C$  e que o gás se comporta como um gás ideal. Assim EQUAÇÃO 3.11 representa a equação geral dos gases ideais.

$$P \cdot V = R \cdot T \quad (3.11)$$

A partir da EQUAÇÃO 3.11, obtemos a relação expressa na EQUAÇÃO 3.12 que permite converter a vazão de gás de  $Nm^3/h$  para  $m^3/h$  representada pelo termo  $V_2$ .

$$\frac{V_1}{T_1} = \frac{V_2}{T_2} \quad \Rightarrow V_2 = 91463,6 m^3 / h \quad (3.12)$$

Para a simulação, iremos desconsiderar a pós-combustão e adotaremos uma eficiência de 95% de geração de gás CO, que é típica deste processo, e somente o fluxo primário de oxigênio. Essas considerações irão representar um aumento significativo no valor da vazão teórica, o que para o sistema de limpeza de gás é uma condição mais crítica, pois com uma vazão maior de gás a velocidade do gás será maior também e será mais difícil remover a umidade do gás.

O valor da vazão de gás, considerando as condições expostas acima, resulta em uma vazão teórica de 81.268,5 Nm<sup>3</sup>/h, que, convertendo, resulta em 100.662,8 m<sup>3</sup>/h. O valor de vazão de gás adotado no estudo é 100.000 m<sup>3</sup>/h.

O processo de produção de aço é bem instrumentado e todas as variáveis de processo monitoradas são disponibilizadas no sistema PIMS (Process Information Management System) desenvolvido pela equipe de automação da ArcelorMittal Monlevade. Na FIG 3.6 é apresentada a tela obida do sistema PIMS, referente ao processo de limpeza de gás, indicando as variáveis monitoradas no processo. Entre eles, estão a vazão de gás, pressão à saída do lavador, temperatura do gás na entrada do lavador, vazão de água do primeiro e do segundo estágio, entre outros.

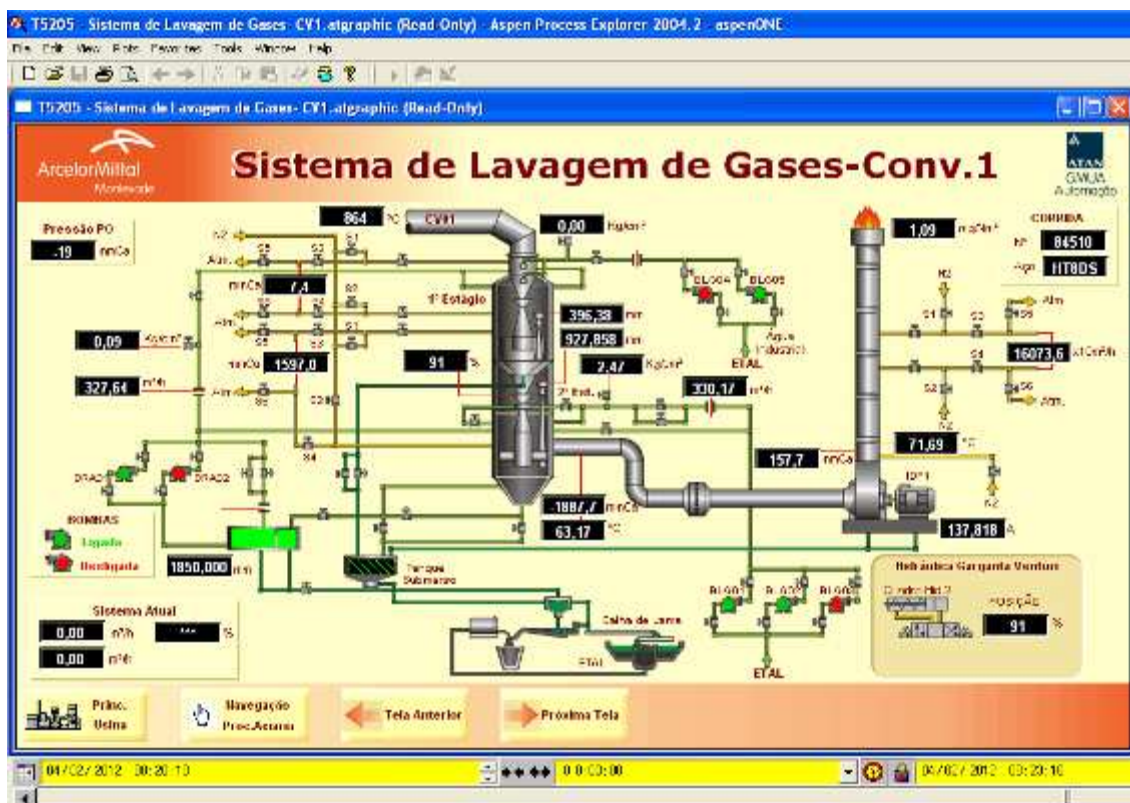


FIGURA 3.6 – Tela do sistema PIMS referente ao Sistema de Limpeza de gás

FONTE – ARCELORMITTAL MONLEVADE, 2012

Dentre os parâmetros de processo disponíveis para elaboração do modelo, foram escolhidos na entrada do lavador a vazão de gás e a vazão de água e na saída a pressão do gás. Foram realizadas medições de vazão no sistema de limpeza de gases durante o desenvolvimento do Projeto 130. Os resultados obtidos indicaram uma incerteza de até 30% para o medidor de vazão, atualmente instalado. Em função da pouca confiabilidade dos dados de vazão de gás na saída do lavador fornecido pelo medidor, optou-se por adotar a vazão teórica na entrada lavador.

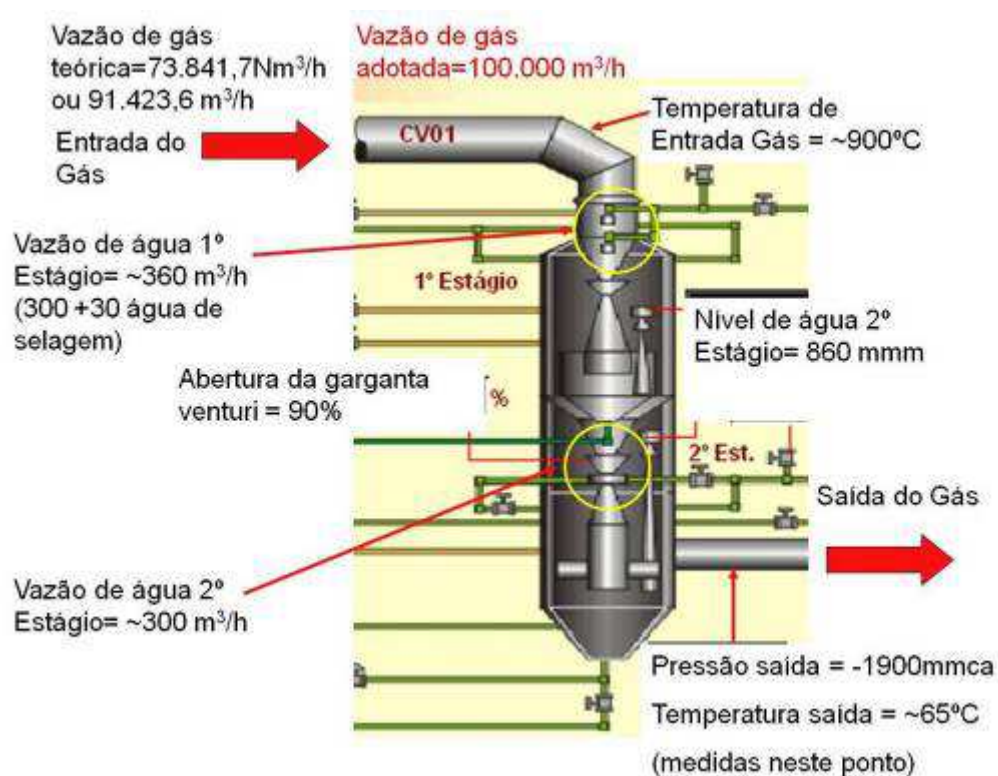


FIGURA 3.7 – Dados do sistema de limpeza de gás

FONTE – ARCELORMITTAL, 2012

Outro parâmetro importante para a elaboração do modelo é a dimensão da gota gerada no lavador venturi. Por não haver medição deste parâmetro e devido a dificuldade de se fazer esta medição em um equipamento real e em condição normal de operação, optou-se por adotar valores teóricos obtidos através da bibliografia utilizada neste trabalho (MEILI [2006], GUERRA [2009]).

Devido a variação do tamanho da gota no processo de atomização do jato de água na garganta venturi, serão adotados os valores médios ou característicos para definição do diâmetro de gota. A TAB 3.2 apresenta os diâmetros característicos adotados no estudo de tamanhos de gotas.

TABELA 3.2  
Diâmetros característicos de gotas

Representação do diâmetro	Nome do diâmetro	Campo de aplicação
D <sub>10</sub>	Comprimento	Comparação, evaporação
D <sub>20</sub>	Área da superfície	Controle da área superficial (ex: absorção)
D <sub>30</sub>	Volume	Volume de controle (ex: hidrologia)
D <sub>21</sub>	Área da superfície - comprimento	Adsorção
D <sub>31</sub>	Volme-Comprimento	Evaporação, difusão molecular
D <sub>32</sub>	Sauter (SMD)	Transferencia de massa, atomização
D <sub>43</sub>	De Broukere ou Herdan	Equilíbrio de combustão

FONTE – AZZOPARDI E HEWITT, 1997, *apud* GUERRA

De acordo com Guerra (2009), para o estudo do tamanho de gotas o diâmetro característico mais utilizado para lavadores venturi é o diâmetro de Sauter, que pode ser expresso através da EQUAÇÃO 3.13

$$D_{32} = \frac{\sum N_i \cdot D_i^3}{\sum N_i \cdot D_i^2} \quad (3.13)$$

Onde  $N_i$  é o número de gotas na escala de tamanho  $i$  e  $D_i$  é o diâmetro médio da escala de tamanho  $i$ .

Nukiyama e Tanasawa (*apud* Guerra) desenvolveram um estudo em atomizadores pneumáticos sobre a distribuição do tamanho de gotas, que se formaram através de um jato líquido injetado paralelamente a uma corrente gasosa (ar) de alta velocidade por orifícios com diâmetros de 0,34 a 2 mm, velocidades do gás variando de 73 a 230 m/s e razão líquido-gás (L/G) entre 0,08 e 1 L/m<sup>3</sup>(no SI 10<sup>-3</sup>m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>). Para



realizar a medição do tamanho das gotas foi adotado o método mecânico de impactação em lâmina de vidro.

A partir deste estudo, Nukiyama e Tanasawa (*apud* Guerra) propuseram uma correlação para estimativa do tamanho de gota representada pela EQUAÇÃO 3.14.

$$D_{32} = \frac{0,585}{(V_g - V_d)} \cdot \sqrt{\frac{\sigma}{\rho_l}} + 1,683 \times 10^{-3} \cdot \left( \frac{\mu_l}{\sqrt{\sigma \cdot \rho_l}} \right)^{0,45} \cdot \left( \frac{1000 \cdot Q_l}{Q_g} \right) \quad (3.14)$$

Onde  $V_g$  é a velocidade do gás (m/s),  $V_d$  é a velocidade da gota (m/s),  $Q_l$  é a vazão volumétrica de líquido(l),  $Q_g$  a vazão volumétrica do gás (m<sup>3</sup>),  $\sigma$  é a tensão superficial (N/m<sup>2</sup>),  $\mu_l$  é viscosidade do líquido (N/m·s) e  $\rho_l$  é a densidade do líquido (kg/m<sup>3</sup>).

De acordo com Richards (1995), a taxa de escoamento de líquido é indicado pela razão líquido-gás (L/G), que se refere a quantidade de líquido (gal) para cada 1000 pé cúbico (ft<sup>3</sup>) real de vazão de gás sujo. Mussatti (2002) comenta que razões líquido-gás ente 7 e 10 gal/1000ft<sup>3</sup> proporcionam ótima performance ao lavador, porém uma razão líquido-gás acima de 10 gal/1000ft<sup>3</sup> não proporcionam melhoria significativa ao lavador.

Guerra (2009) expõe que embora a correlação encontrada por Nukiyama e Tanasawa (1938) seja a mais utilizada, também é muito criticada, pois o método utilizado apresenta uma tendência de superestimar o tamanho das gotas e as condições operacionais adotadas para o estudo não são típicas de lavadores venturi comerciais, pois as velocidades de gás são altas e as razões de L/G são baixas.

Guerra (2009) comenta também que foram realizadas medidas do tamanho de gotas em lavadores venturi de grande escala (comercial) por Boll *et al.* com o objetivo de comparar os resultados com os valores obtidos através da correlação de Nukiyama e Tanasawa (*apud* Guerra). O lavador utilizado possuía área da garganta de 0,1 m<sup>2</sup> e seção retangular.

Os resultados obtidos por Boll *et al.* mostraram que a correlação de Nukiyama e Tanasawa (*apud* Guerra) era válida somente para uma determinada faixa de velocidades do gás. Para velocidades superiores ou inferiores a essa faixa, os resultados divergiam dos valores obtidos com o experimento. Os autores então propuseram uma correlação empírica para o diâmetro médio de Sauter conforme EQUAÇÃO 3.15.

$$D_{32} = \frac{4,22 \times 10^{-2} + 5,77 \times 10^{-3} \cdot \left( \frac{1000 \cdot Q_l}{Q_g} \right)^{1,932}}{V_g^{1,602}} \quad (3.15)$$

Richards (1995) comenta que várias correlações tem sido desenvolvidas para determinar o tamanho médio das gotas e afirma que a relação mais utilizada é a que foi proposta Nukiyama e Tanasawa (*apud* Guerra). A EQUAÇÃO 3.16 é apresentada por Richards (1995).

$$d_d = \frac{16400}{V_G} + 1,45 \cdot \left( \frac{Q_L}{Q_G} \right)^{1,5} \quad (3.16)$$

Onde  $d_d$  é o diâmetro médio da gota ( $\mu\text{m}$ ),  $V_g$  é a velocidade do gás (ft/s) e  $Q_l/Q_g$  é a relação líquido-gás (gal/1000ft<sup>3</sup>, no SI  $1,339 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{m}^3$ ).

Guerra (2009) ainda apresenta um histograma típico de distribuição do tamanho de gota em lavadores venturi na FIG 3.8. Percebe-se pelo curva que a maior distribuição das gotas estão próximas ao tamanho de igual a  $90\mu\text{m}$ .

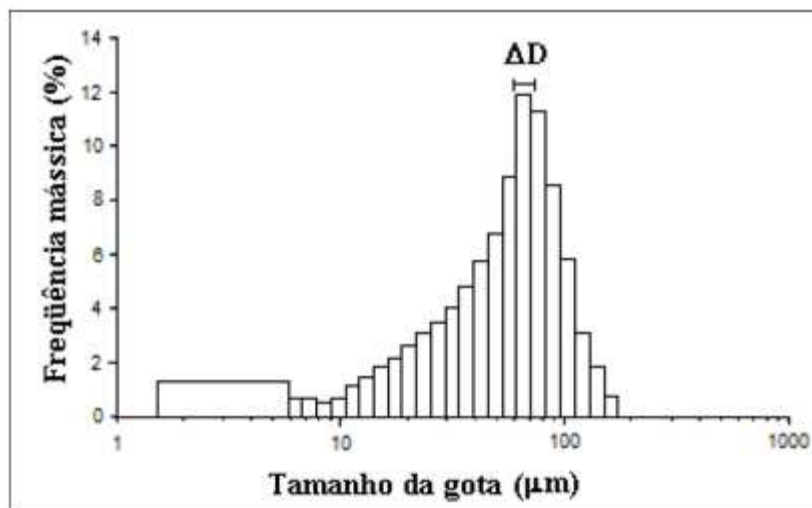


FIGURA 3.8 – Histograma do tamanho de gotas em lavadores Venturi

FONTE – GUERRA, 2009

Calculou-se o diâmetro de gota nas condições estabelecidas para elaboração do modelo, utilizando a formulação proposta por Boll *et al.* e por Richards (1995) e os resultados obtidos foram respectivamente 54,5 $\mu\text{m}$  e 97,2 $\mu\text{m}$ . Considerando a distribuição apresentada por Guerra (2009) será adotado para a simulação o valor de 95 $\mu\text{m}$ .

Importante também é definir o número de Reynolds (Re), considerando que as seções de entrada são não circulares a EQUAÇÃO 3.17 permite calcular o número de Reynolds e a EQUAÇÃO 3.18 permite calcular o diâmetro hidráulico referente a seção de entrada.

$$\text{Re} = \frac{\rho \cdot V \cdot D_H}{\mu} \quad (3.17)$$

$$D_H = 4 \cdot \frac{A}{P} \quad (3.18)$$

Onde  $\rho$  é a densidade do fluido,  $V$  é a velocidade,  $D_H$  é o diâmetro hidráulico,  $\mu$  é a viscosidade dinâmica,  $A$  é a área da seção e  $P$  é o perímetro da seção.

O  $Re$  calculado para a entrada é  $1,37 \times 10^6$  e para a saída é  $1,17 \times 10^6$ , comprovando que o escoamento é turbulento tanto na entrada quanto na saída do separador de gotas.

### **3.2 Elaboração e desenvolvimento do modelo geométrico.**

Para elaboração do modelo foram utilizados os desenhos disponíveis da torre de limpeza de gás e seus componentes internos relacionados ao processo de separação das fases líquida e gasosa. A FIG 3.9 representa o modelo tridimensional gerado com a utilização do software CATIA<sup>®</sup>. A FIG 3.10 apresenta cortes da secção inferior da torre de lavagem e do rotor fixo (separador de gotas).

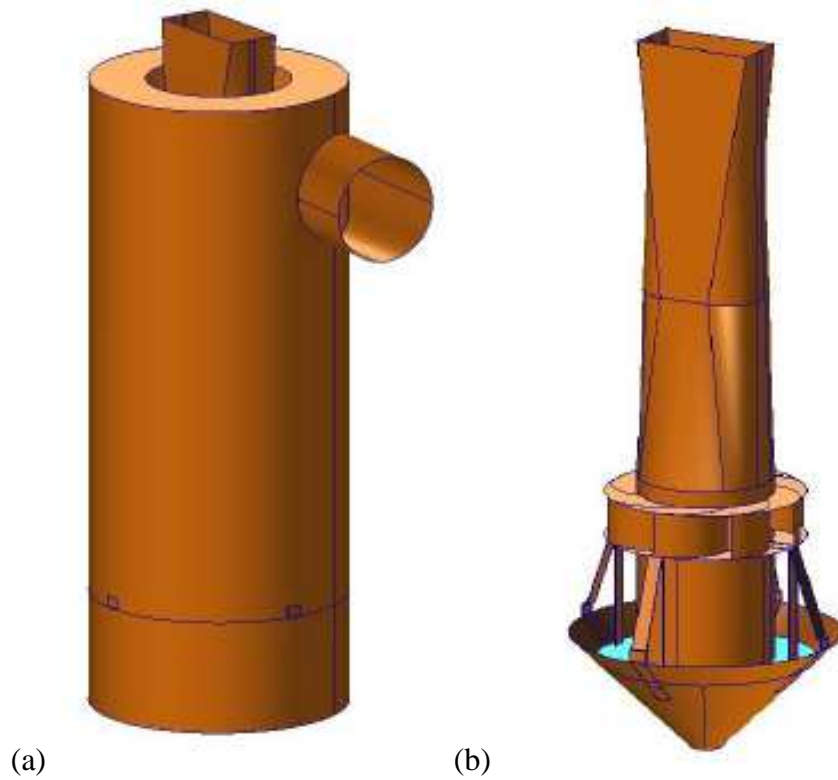


FIGURA 3.9 – Geometria Original - (a) Vista Externa e (b) Vista Interna

FONTE – MULTICORPOS, 2012

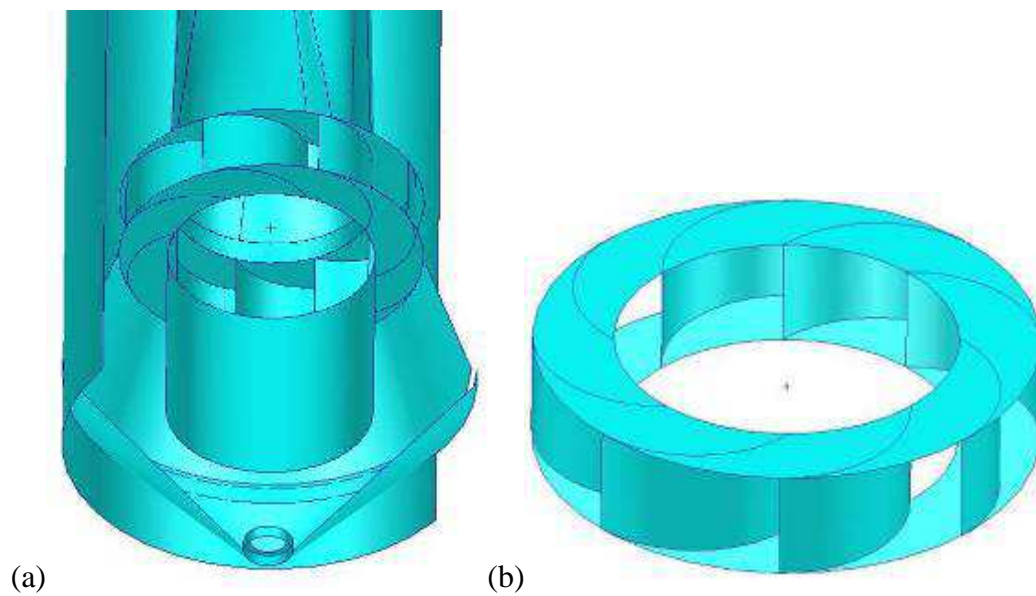


FIGURA 3.10 – Geometria Original - (a) Vista Interna em Corte e (b) Vista Interna do Rotor

FONTE – MULTICORPOS, 2012

### 3.4 Modelamento matemático do problema.

A partir da geração do modelo geométrico, foi possível determinar o domínio que será analisado. O objeto de estudo deste trabalho está relacionado ao escoamento de um fluxo multifásico de gás e água na torre de lavagem de gás, especificamente na região de escoamento após garganta venturi, passando pelo rotor fixo (separador de gotas) até a tubulação de saída da torre para o exaustor IDF, definida como secção inferior da torre de lavagem.

Este trabalho analisa um escoamento disperso multifásico composto de duas fases, uma gasosa e outra líquida dispersa na fase gasosa formada por gotas de água em um sistema de separação gás-líquido centrífugo. Entre as referências bibliográficas relacionadas para o desenvolvimento deste trabalho, não foram encontradas modelos ou estudos em equipamentos similares ao equipamento em estudo. Por aproximação quanto ao princípio de funcionamento, foram considerados como referência para o modelamento do fenômeno os separadores tipo ciclone. De acordo com Woo (2010) vários experimentos e estudos numéricos têm sido desenvolvidos nas últimas décadas, de modo a promover um melhor entendimento do campo de escoamento no interior dos ciclones. Vários modelos físicos foram desenvolvidos para avaliar a eficiência destes equipamentos, baseados em pequenos protótipos de ciclones, porém, em escala industrial, os equipamentos desenvolvidos segundo estes modelos, não apresentavam eficiência desejada. Os estudos em CFD permitiram simular com mais fidelidade os fenômenos de turbulência, reversão de fluxo e alta vorticidade provocada pelo turbilhão gerado no interior do ciclone. O escoamento em ciclones é caracterizado por regime transiente, campo de turbulência altamente anisotrópico em um escoamento confinado e turbilhonado.

O separador tipo ciclone utiliza as forças gravitacional e inercial para separar as partículas do gás. Estas características são muito semelhantes ao campo de escoamento e princípio de funcionamento observados na seção inferior da torre de lavagem, responsável pela separação da água presente no fluxo gasoso. Na FIG 3.11,

é apresentado a forma de um separador tipo ciclone e as linhas de corrente do escoamento.

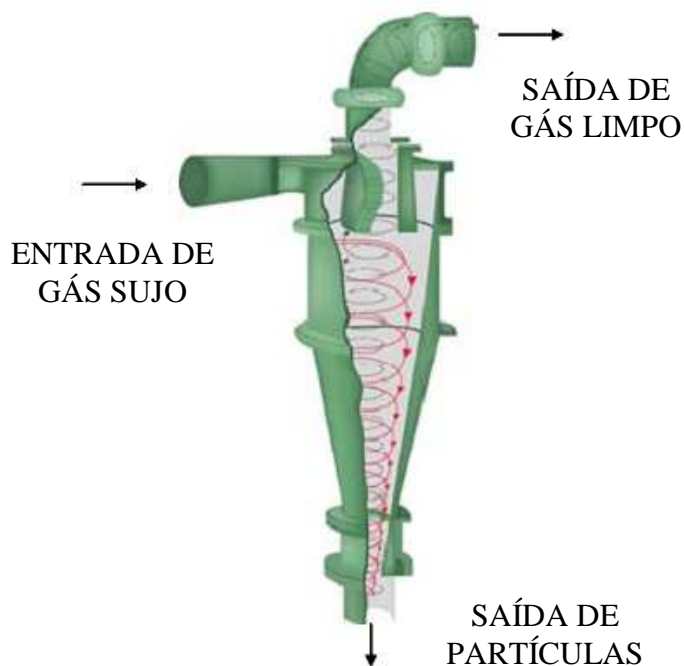


FIGURA 3.11 – Representação da forma típica de ciclone mostrando as linhas de corrente do escoamento

FONTE – BRENNAN, 2009

Serão desenvolvidos ao todo três análises, sendo a primeira relacionada a situação original do equipamento, ou seja, será considerado, inicialmente, o desenho original da secção inferior da torre de lavagem para geração do modelo de base. Após a validação do modelo de base, serão desenvolvidas duas propostas de alteração da geometria da secção inferior da torre de lavagem e os resultados destas duas simulações serão comparados ao modelo de base para definição da melhor alternativa a ser implementada no equipamento.

A primeira proposta a ser estudada consiste na instalação de placas no interior da torre com posicionamento defasado em três níveis diferentes de modo a preencher 100% da secção da torre criando assim maior área de impacto, favorecendo a separação gás-líquido pelo fenômeno de impactação direta. As placas devem ser posicionadas de modo a permitir o acesso de pessoas no interior da torre, por meio da

janela de visita, para realização de atividades de limpeza e inspeção e não podem fechar completamente a região central do separador. As placas são curvas, ajustando-se à curvatura da torre e possuem largura de 450 mm e cobrem um ângulo de 40° cada uma. As FIG 3.12 e 3.13 representam um desenho esquemático desta proposta.

A segunda proposta a ser estudada consiste em aumentar o diâmetro da torre em 900 mm na região do rotor, proporcionando, dessa forma, uma redução na velocidade do escoamento, favorecendo a deposição gravitacional e aumentando também a área de contato do gás com as paredes da secção inferior da torre. Esse aumento da secção transversal foi limitado pelas vigas e estruturas existentes em torno da torre, sendo que este espaço máximo disponível é de 450mm. Daí o aumento no diâmetro da torre ter sido limitado a 900 mm. As FIG 3.14 e 3.15 representam um desenho esquemático desta proposta.



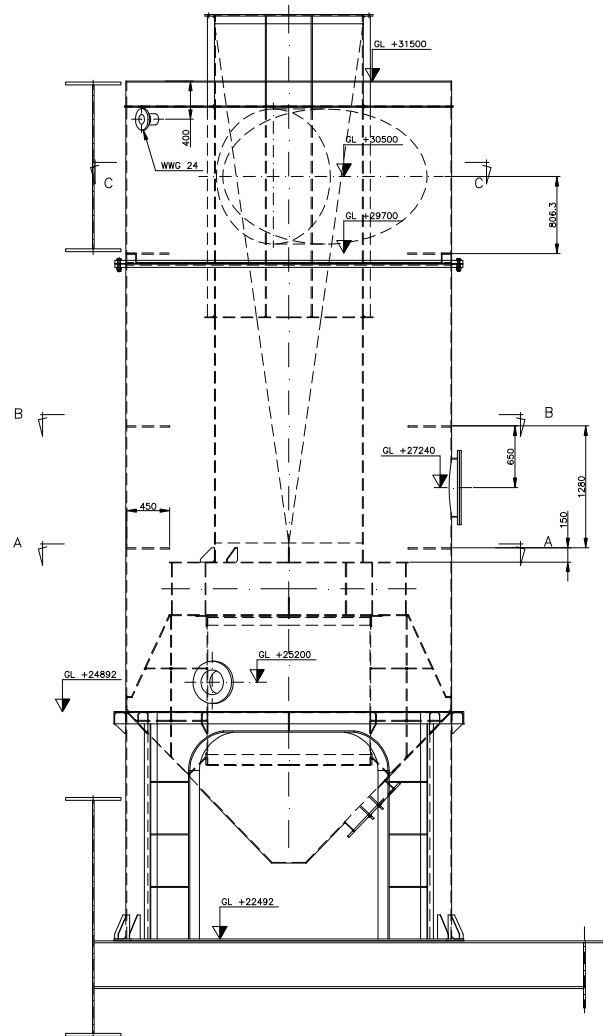


FIGURA 3.12 – Representação esquemática das placas de impacto

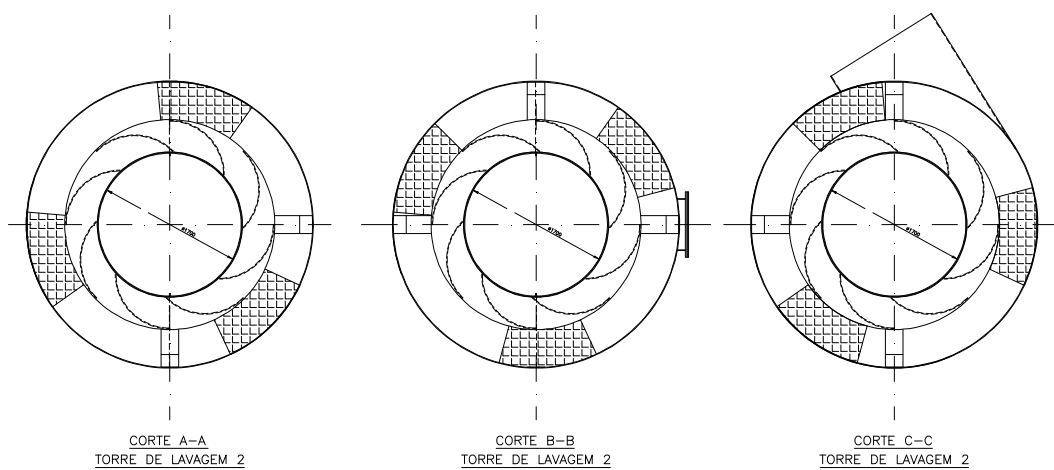


FIGURA 3.13 – Representação de cortes exibindo a disposição das placas de impacto

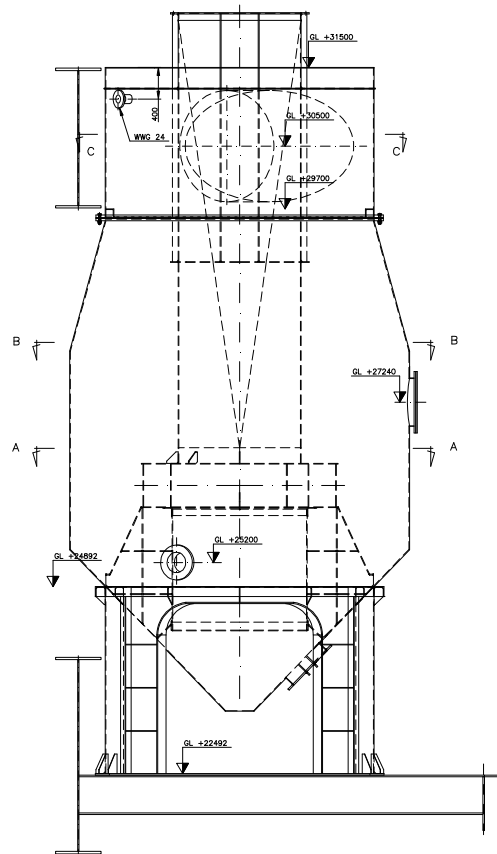


FIGURA 3.14 -- Representação esquemática da nova geometria

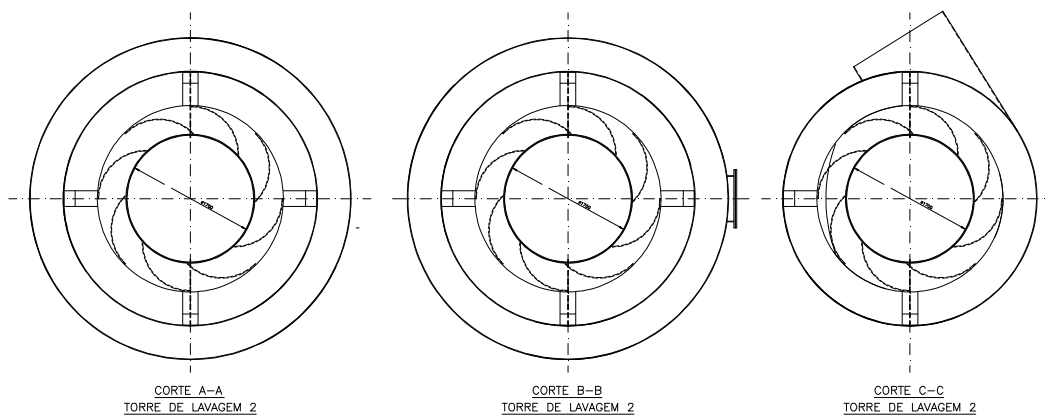


FIGURA 3.15 – Representação de cortes exibindo as novas secções transversais da torre

Esta metodologia irá permitir planejar o experimento das soluções propostas, objetivando baixo custo de implantação e melhor eficiência na separação gás-líquido.

A malha definida para os modelos é hexaédrica, sendo que nas regiões de contorno ou paredes foram gerados elementos tipo *prism layers*, que permitem refinamento da malha nestes pontos. De acordo com Woo (2010), a utilização de malhas hexaédricas para a região principal do escoamento tem apresentado melhoras significantes nos resultados das análises em CFD.

A partir da definição da malha e do tipo de elemento, foi possível dividir o domínio do problema em estudo. O tamanho base dos elementos foi de 50 mm, com tamanho mínimo de 12,5mm, exceto para a região do rotor onde foi feito um refinamento e os elementos tem um tamanho médio de 10 mm como consequência o modelo com a geometria original apresentou 1.153.729 elementos, totalizando 1.110.289 nós. Os escoamentos turbulentos apresentam imprecisões de cálculos em entradas e saídas devido ao perfil da camada limite nestas regiões e para reduzir as imprecisões foram inseridas extrusões, ou prolongamentos, para medição de algum parâmetro nestas regiões.

A FIG. 3.16 (a) apresenta a malha gerada a partir do software **Star CCM<sup>+</sup>**® para a secção inferior da torre de lavagem na sua forma original e a FIG. 3.16 (b) apresenta uma vista translúcida da parede externa, permitindo a visualização do separador de gotas. A FIG. 3.17 apresenta um detalhe da malha e do refinamento com *prism layer*.

A FIG. 3.18 (a) e (b) apresentam a geometria da primeira proposta de melhoria e a FIG. 3.19 (a) e (b) apresentam a geometria da segunda proposta de melhoria.

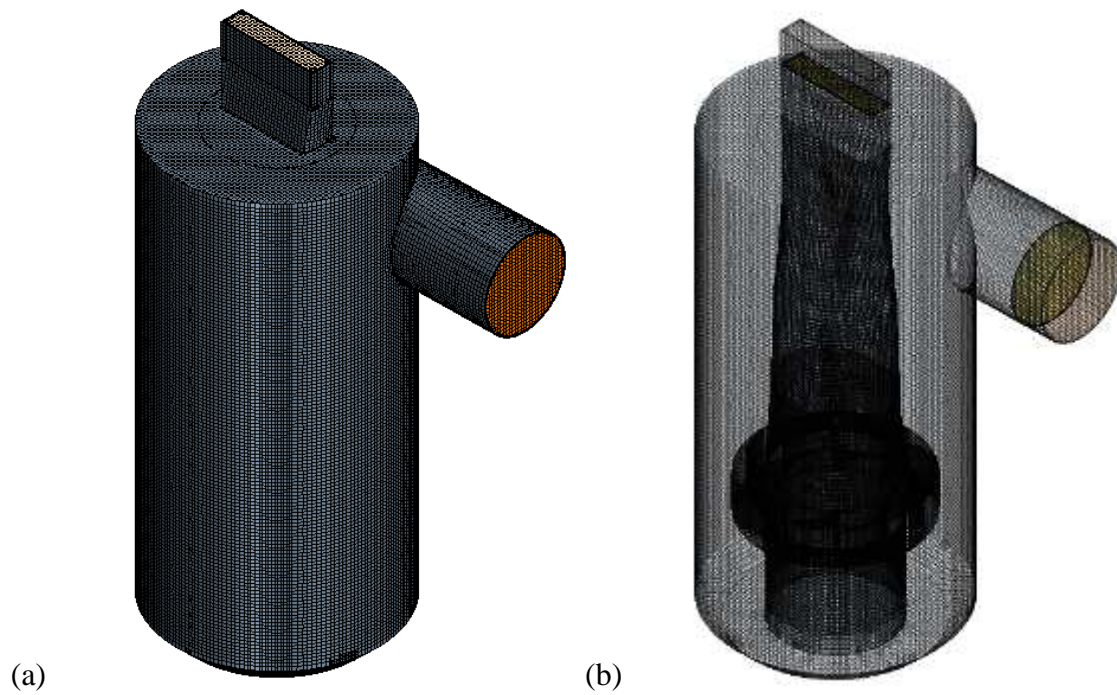


FIGURA 3.16 – Geometria Original - (a) Malha externa e (b) Malha interna - rotor

FONTE – MULTICORPOS, 2012

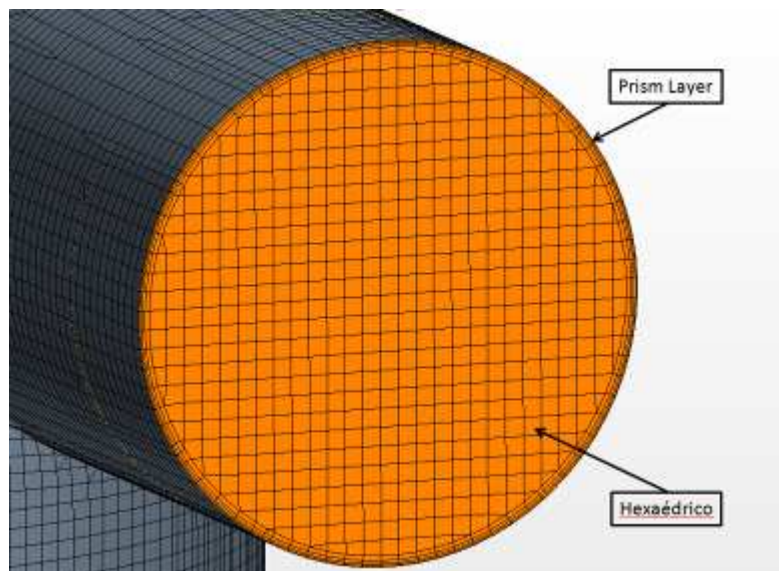


FIGURA 3.17 – Detalhe da malha

FONTE – MULTICORPOS, 2012

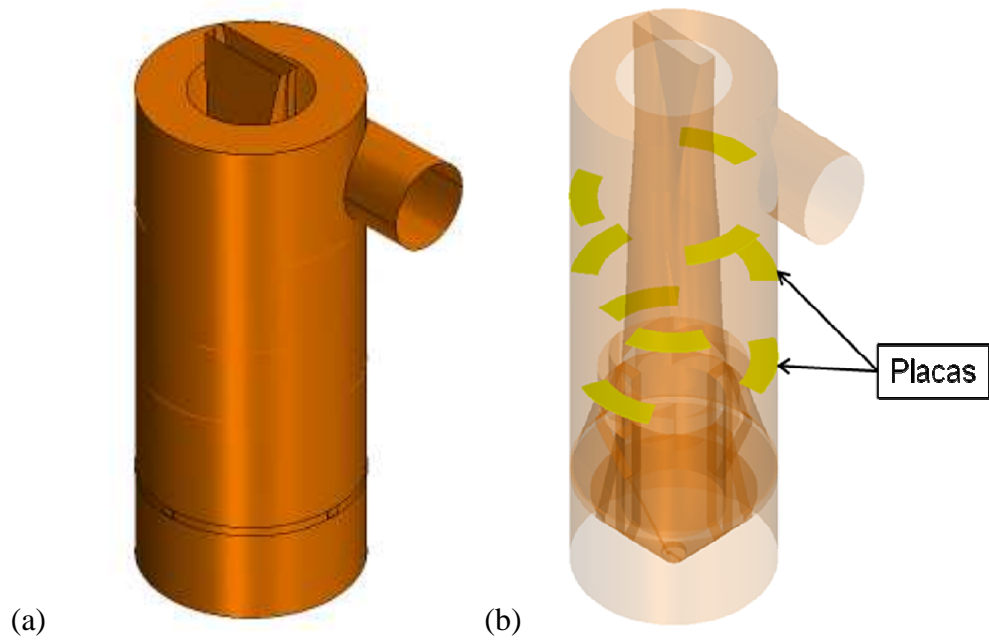


FIGURA 3.18 – Primeira proposta - (a) Vista Externa e (b) Posição das Placas

FONTE – MULTICORPOS, 2012

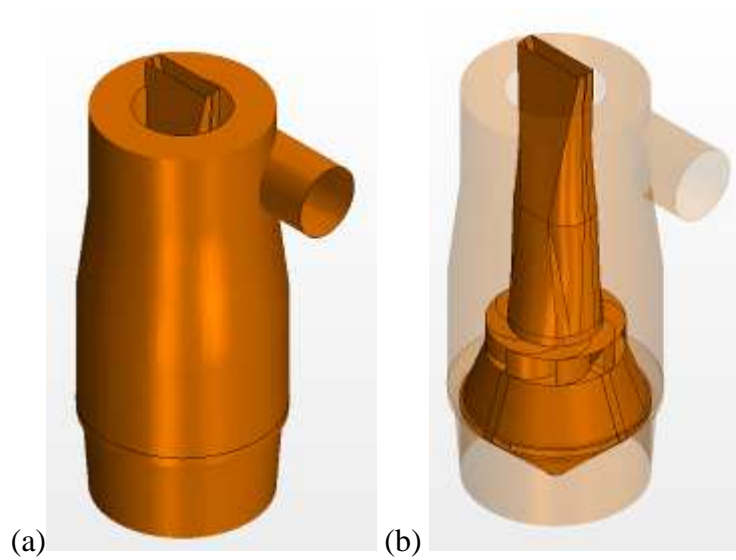


FIGURA 3.19 – Segunda proposta - (a) Vista Externa e (b) Vista translúcida

FONTE – MULTICORPOS, 2012

A FIG. 3.20 (a) e (b) apresentam a malha para a geometria da primeira proposta de melhoria e a FIG. 3.21 (a) e (b) apresentam a malha para a geometria da segunda proposta de melhoria.

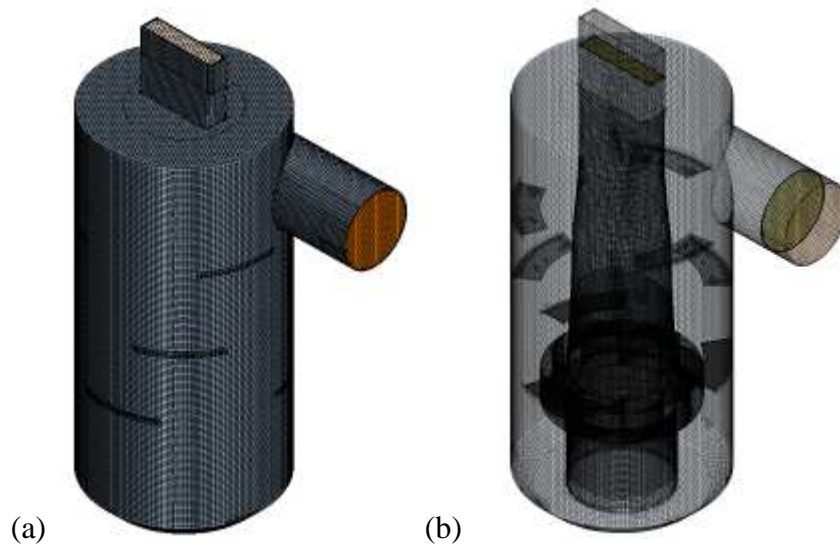


FIGURA 3.20 – Primeira proposta - (a) Malha Externa e (b) Malha Interna

FONTE – MULTICORPOS, 2012

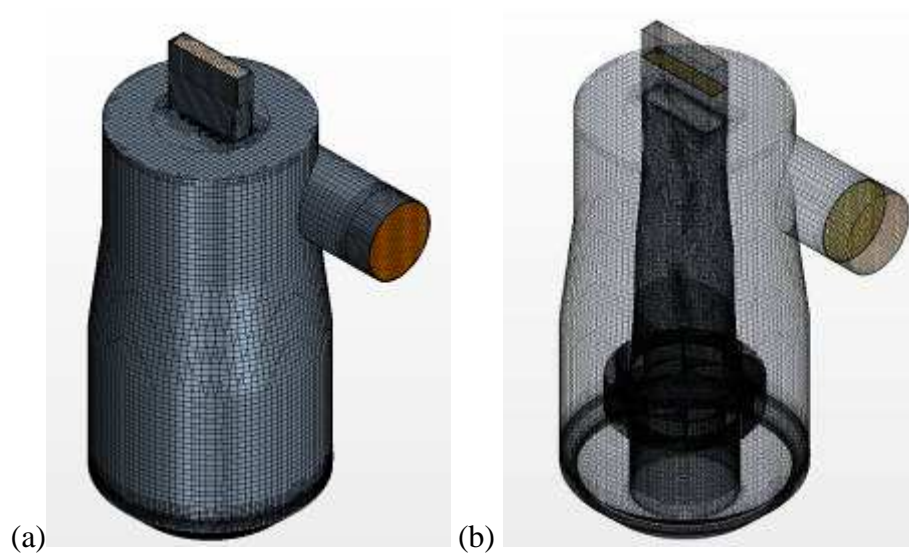


FIGURA 3.21 – Segunda proposta - (a) Malha Externa e (b) Malha Interna

FONTE – MULTICORPOS, 2012

Considerando a mesma base de malha e dimensões dos elementos adotados para o modelo da geometria original, o modelo com a primeira proposta apresentou 1.075.715 elementos e 1.221.245 nós ao todo, e no modelo com a segunda proposta foram gerados 1.020.992 elementos e 1.145.563 nós no total.

As condições de contorno foram definidas a partir das informações de processo disponíveis, literatura consultada e das informações de processo. Na entrada do sistema foi definida a vazão mássica de gás, vazão mássica de líquido e na saída foi considerada pressão manométrica.

Para a definição da vazão mássica de gás se faz necessário definir a massa específica do gás de aciaria a 65°C. De acordo com Caputo (2009), o gás de aciaria é formado pelos gases hidrogênio (H<sub>2</sub> - 0,7%), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub> - 12,5%), oxigênio (O<sub>2</sub> - 0,3%), nitrogênio (N<sub>2</sub> - 15,6%) e monóxido de carbono (CO - 70,9%). A partir desses dados, juntamente com os dados de densidade para cada um desses gases, é possível determinar a densidade do gás de aciaria, o valor calculado é de 0,86 kg/m<sup>3</sup>, porém, para efeito de simulação, será adotado o valor de 0,9 kg/m<sup>3</sup> para a densidade do gás analisado. Assim, a vazão mássica de gás obtida foi de 90.000 kg/h.

O líquido injetado no sistema é composto de água e partículas. Nesse caso, foi considerado que as partículas se encontram totalmente diluídas na água e a densidade da mistura foi adotada como sendo a mesma da água limpa, pois a densidade da água presente no fluxo gasoso não é conhecida e a concentração de sólido diluído na água não representa um incremento significativo na densidade da água pura. A partir dessas considerações, foi definido a vazão mássica de líquido em 300.000 kg/h.

A pressão na saída do sistema foi obtida através do sistema PIMS e foi considerada a pressão média obtida com a garganta venturi aberta em 90% em quatro corridas consecutivas do mesmo aço. Nesse caso, o valor médio encontrado foi de -1900 mmca (depressão, no SI -18,6 kPa).

Para as paredes, foi considerada a condição *no-slip wall* que significa que, na região do contato entre o fluido e parede, a velocidade é zero. Para o dreno da torre, foi considerada a face do nível de água na parte cônica inferior da torre, que é mantido constante a 800 mm, a partir da linha de centro do flange do dreno e exercerá a condição

de *escape* que significa que as partículas que atingirem essa região serão removidas da simulação, assim como a massa, o momento e a energia destas partículas.

A FIG. 3.22 indica as faces de aplicação das condições de contorno.

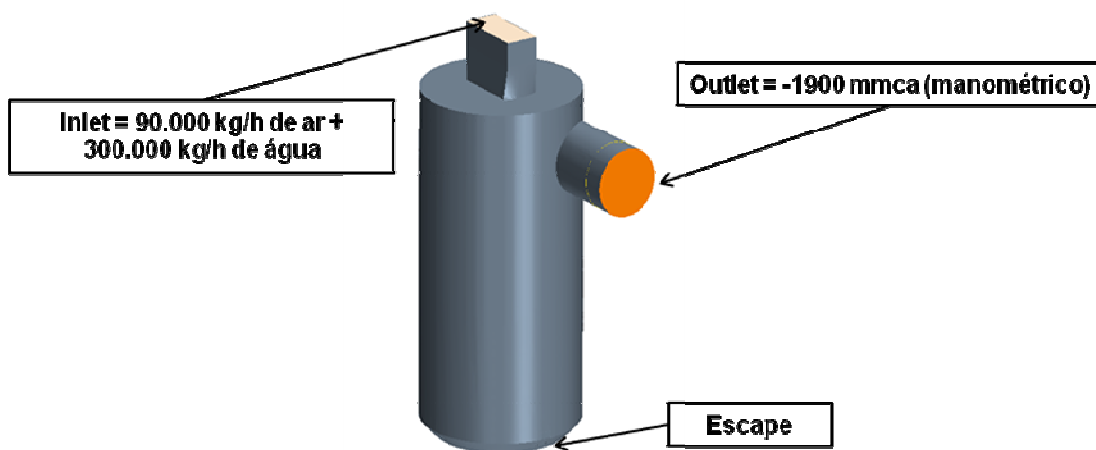


FIGURA 3.22 – Representação das condições de contorno no modelo

FONTE – MULTICORPOS, 2012

### 3.5 Descrição do modelo.

Para modelagem da fase gasosa, o gás composto por  $\text{CO}_{(g)}$ ,  $\text{CO}_{2(g)}$  e  $\text{N}_{2(g)}$  foi considerado como um gás ideal e, por representar a fase contínua do escoamento, será adotada uma abordagem euleriana e será considerado também, inicialmente, que o escoamento ocorre em regime permanente, a fim de descrever o campo de velocidade e formação do núcleo principal. Nesta análise, estamos considerando que não há troca térmica entre o gás, as paredes e as gotas, e ambas as fases se encontram na mesma temperatura. Será assumido também que a pressão atmosférica é de 101,3 kPa.

Para a modelagem da fase dispersa (gotas), foi assumido que a densidade é constante em  $1.000 \text{ kg/m}^3$  e as partículas se movimentam devido a força de arrasto exercida pelo gás e dispersão turbulenta. Como a fase dispersa é formada por partículas



(gotas), será adotada uma abordagem lagrangeana que permite rastrear o caminho percorrido pelas partículas. Para o modelamento da fase gasosa, foi considerada a viscosidade dinâmica de  $1,9 \times 10^{-5}$  Pa-s (a  $65^\circ\text{C}$ ) e escoamento em regime permanente. Após esta simulação, foi inserida a fases dispersa e o escoamento foi considerado regime transiente para permitir observar as partículas ao longo de sua trajetória. Para o regime transiente, foi adotado tempo de escoamento igual a 2s e intervalos de 0,005s.

Outro parâmetro importante a ser definido para a fase dispersa, é o tamanho da gota. Foram calculados dois valores distintos para o diâmetro característico das gotas e, para cada um deles, foram feitas simulações de modo a se compararem os resultados e definir a configuração que se assemelha mais ao processo real. O diâmetro adotado para as partículas é de  $95 \mu\text{m}$ , porém, foi realizada também uma análise, considerando o diâmetro de  $55 \mu\text{m}$  para comparação dos resultados e definição do modelo base.

Woo (2010) afirma que a escolha do modelo de turbulência a ser adotado é o mais crítico fator para a simulação em CFD de separadores tipo ciclone. Ainda de acordo com Woo (2010) vários estudos foram desenvolvidos, comparando os resultados dos modelos de turbulência aplicados a ciclones e o modelo que proporcionou resultados mais próximos dos resultados experimentais foi o *reynolds stress model* (RSM).

Será adotado, neste trabalho, o modelo *reynolds stress transport turbulence* (RSTT), que é o medelo mais complexo de turbulência disponível no software **Star CCM<sup>+</sup>** e é recomendado para situações onde a turbulência é altamente anisotrópica, aplicado em simulações de escoamento turbilhonado, como, por exemplo, em ciclones.

Foram feitas algumas simulações no modelo de base para definir qual a seria a característica mais adequada a ser adotada para a interação partículas-paredes do modelo. Inicialmente, considerou-se as paredes na condição de *escape* e foram feitas duas simulações, uma para cada diâmetro de partícula calculado. O objetivo é avaliar o comportamento do sistema, considerando que toda partícula ao se chocar com a parede irá se aderir a ela formando um filme de água escorrendo até o fundo do coletor. Essa condição não leva em consideração que parte da água desta gota possa espirrar ao se chocar com a parede e retornar ao fluxo gasoso.

Em seguida, foi simulada para o diâmetro de 95  $\mu\text{m}$  a condição de *rebound* com coeficiente de restituição igual a 1 (um). Essa análise considera que a partícula, ao colidir com a parede, recupera toda energia que ela possuía antes do impacto, retornando ao fluxo gasoso, ou seja, a colisão é completamente elástica sem nenhuma perda de energia. Na sequência, foram simuladas as condições com coeficiente de restituição igual a 0 (zero) e igual a 0,15. Essas condições consideram que as partículas perderão toda ou quase toda energia que possuíam antes do choque com as paredes. Todas as condições de *rebound* desconsideram a formação de um filme de água escorrendo pela parede.

## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

Inicialmente, serão comparados os resultados das simulações realizadas para as partículas com diâmetro de  $95\mu\text{m}$  e  $55\mu\text{m}$ , considerando a condição "escape" para as paredes. Em seguida, serão apresentados os resultados para as simulações com as partículas com  $95\mu\text{m}$  de diâmetro e coeficientes de restituição 1, 0 e 0,15. Os resultados serão comentados a medida forem apresentados.

### 4.1 Análise da geometria original – Escoamento do gás.

Resultados para a geometria original nos campos de velocidade e pressão para o escoamento do gás.

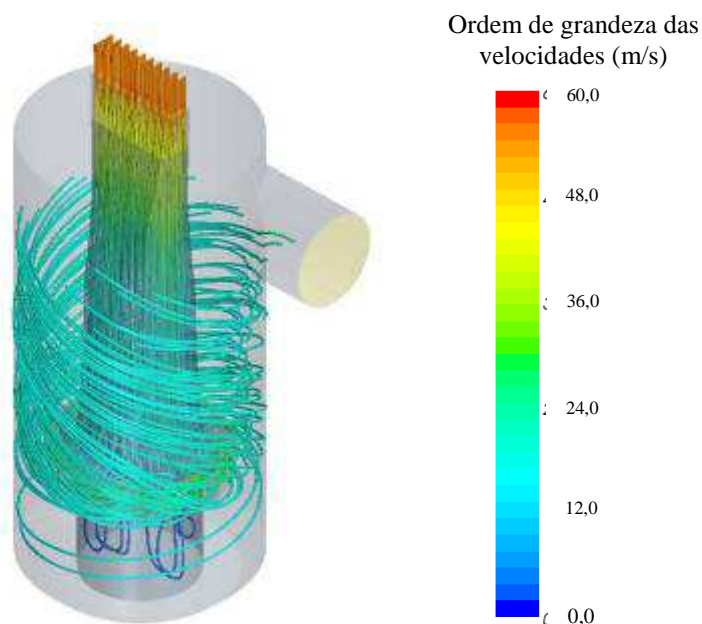


FIGURA 4.1 – Representação das linhas de corrente

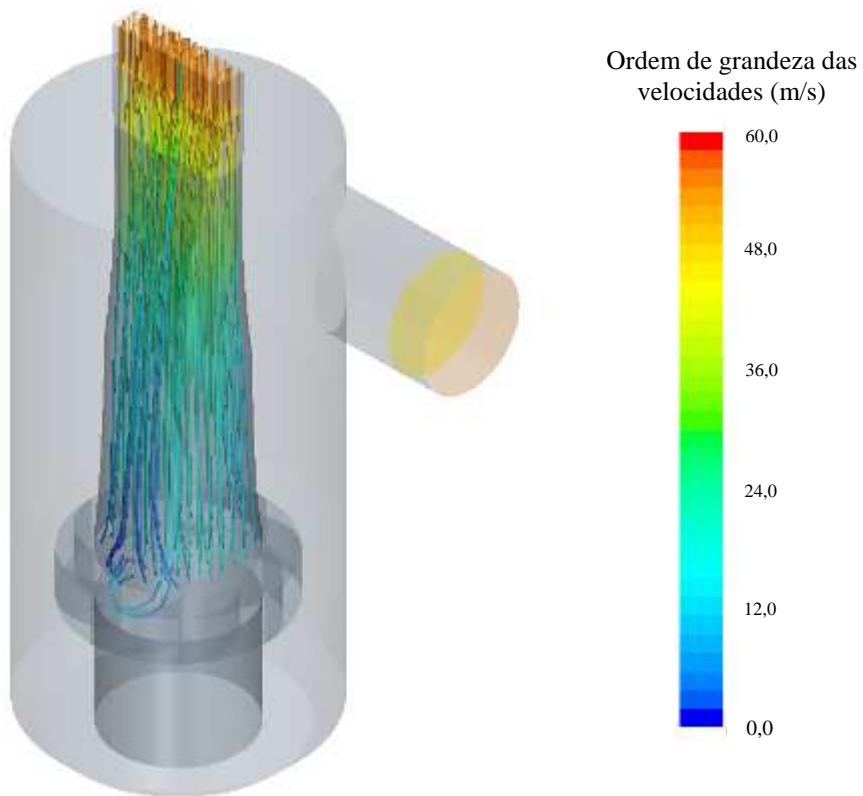


FIGURA 4.2 – Representação das linhas de corrente antes do rotor

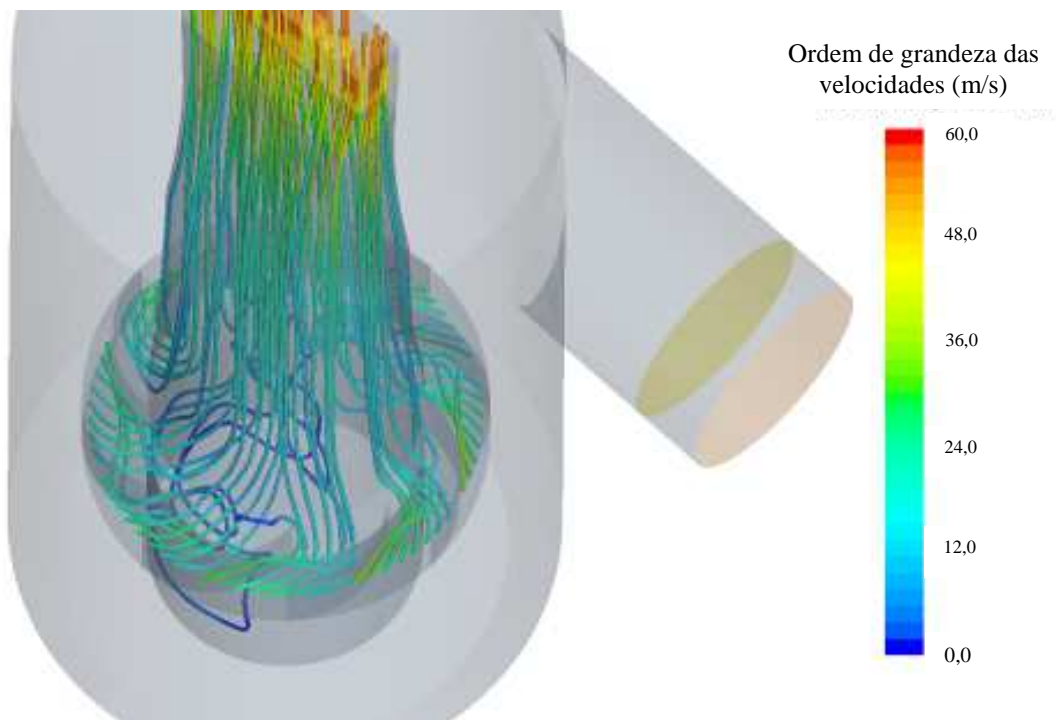


FIGURA 4.3 – Representação das linhas de corrente no rotor

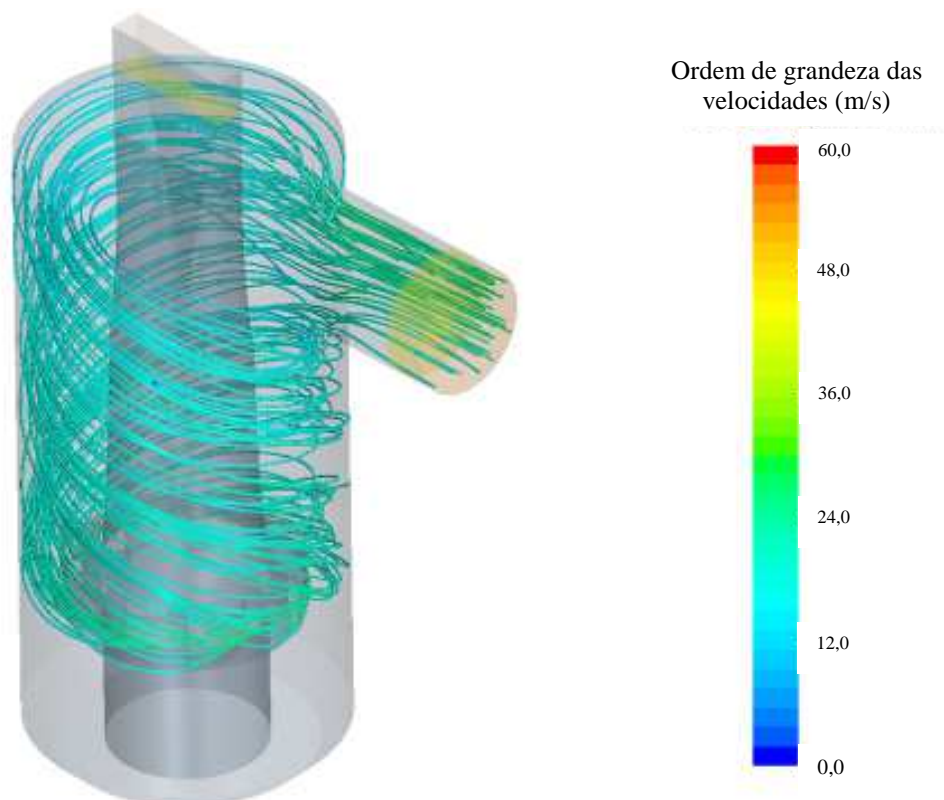


FIGURA 4.4 – Representação das linhas de corrente após o rotor

As FIG. 4.1 a 4.4 apresentam as linhas de corrente na secção inferior da torre de lavagem , cujo perfil é bem semelhante ao apresentado em ciclones, principalmente, após a passagem do fluxo pelo rotor fixo (separador), que apresenta a forma de turbilhão ascendente.

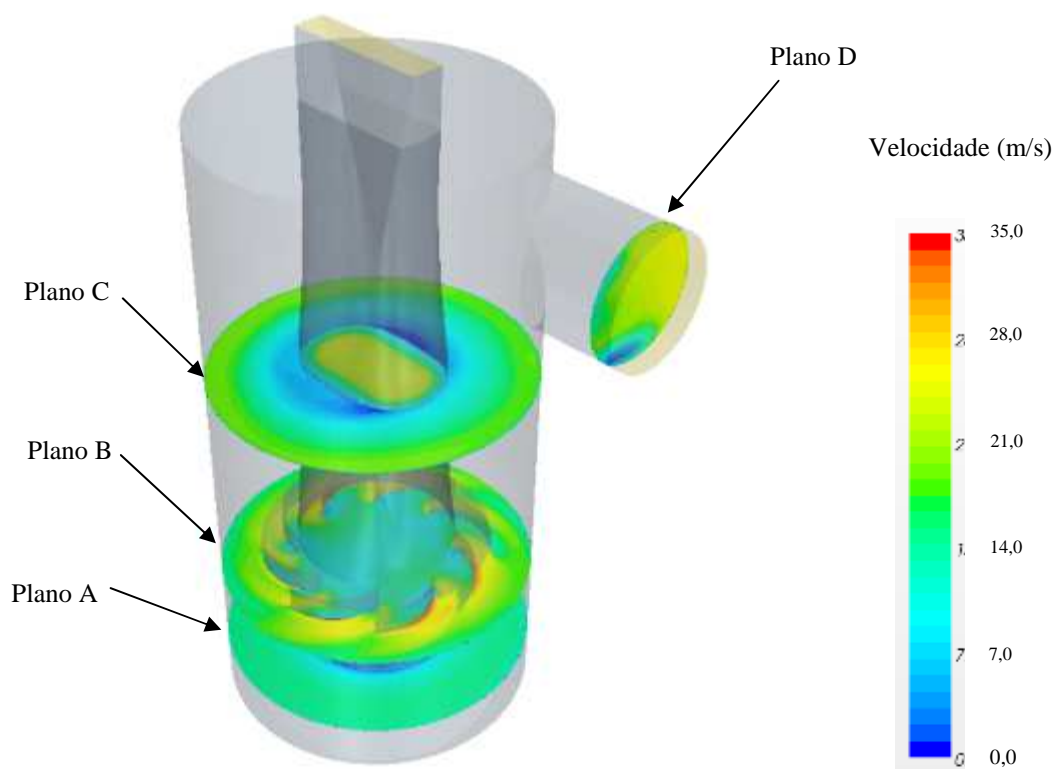


FIGURA 4.5 – Campo de velocidades

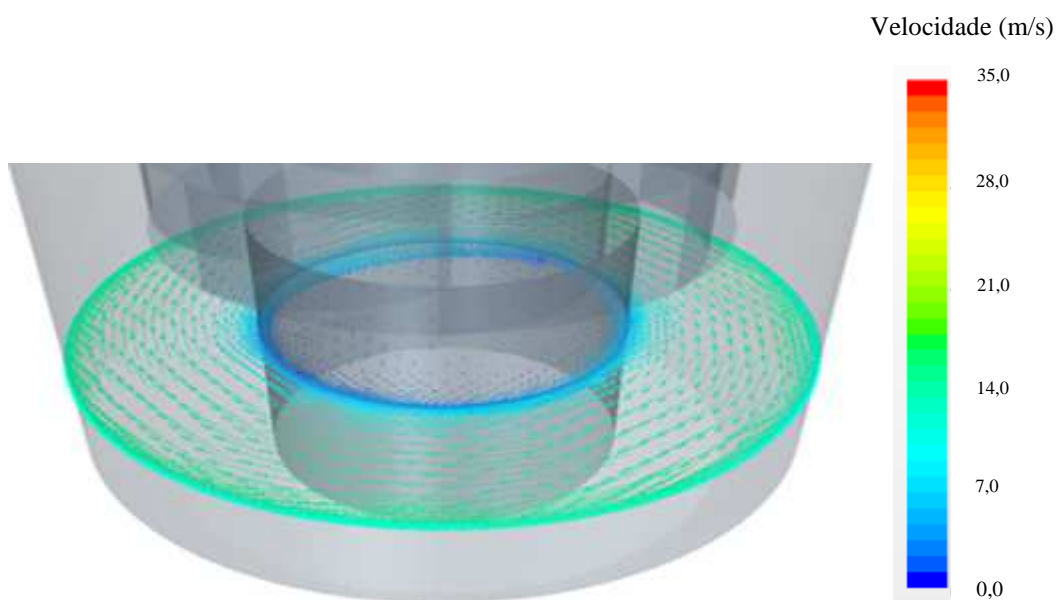


FIGURA 4.6 – Campo de velocidades - Plano A

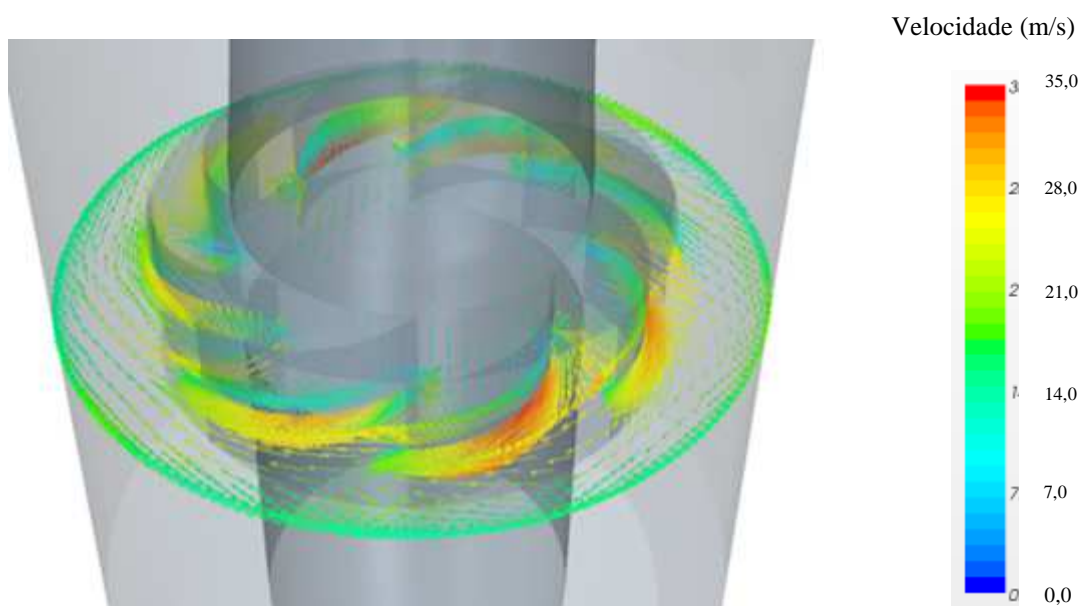


FIGURA 4.7 – Campo de velocidades - Plano B

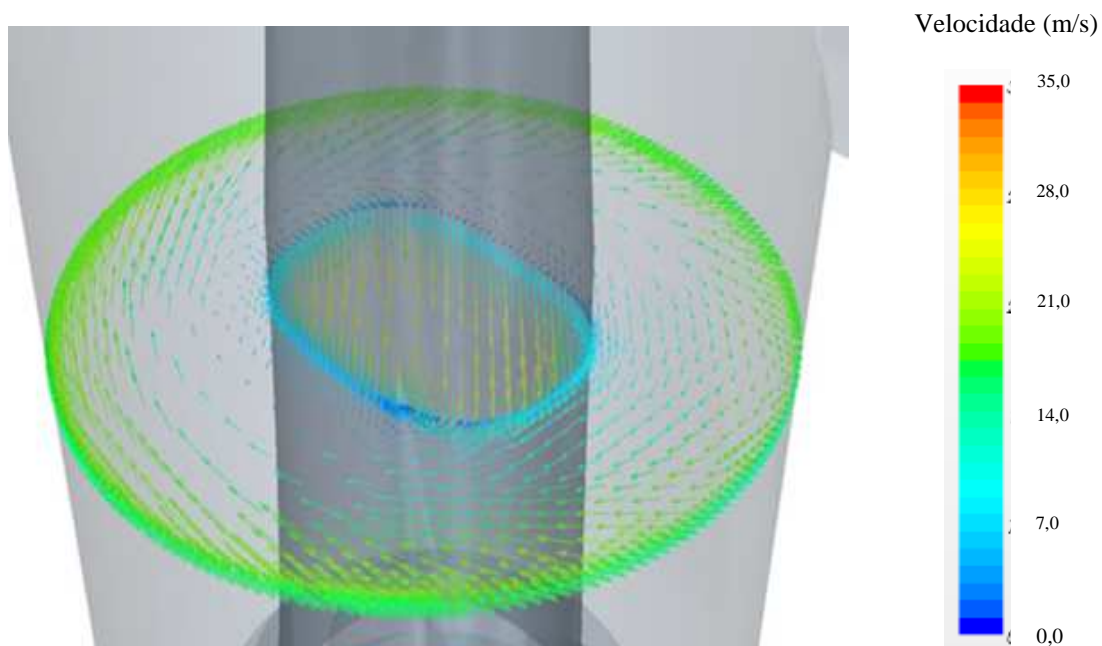


FIGURA 4.8 – Campo de velocidades - Plano C

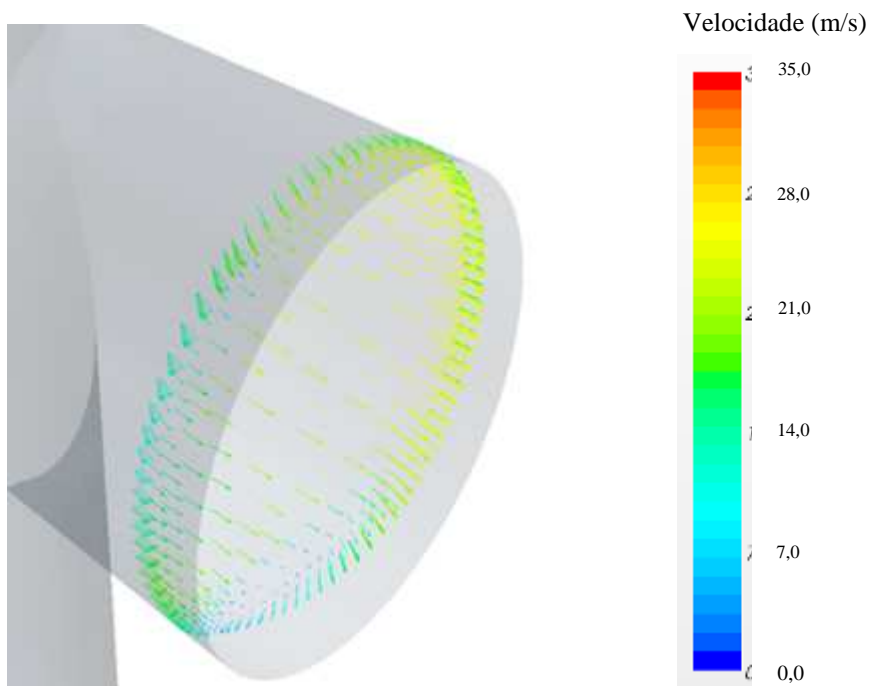


FIGURA 4.9 – Campo de velocidades - Plano D

As FIG. 4.5 a 4.9 apresentam a velocidade do escoamento em planos diferentes. No plano A, observa-se a velocidade do escoamento entre a superfície de líquido presente no cone da secção inferior da torre de lavagem e o rotor. O plano B apresenta um corte rotor e o campo de velocidade neste plano. O plano C apresenta o campo de velocidade na região de fluxo ascendente após o rotor e no fluxo descendente antes do rotor. O plano D apresenta o campo de velocidades no duto de saída da torre.

Percebe-se que a velocidade do escoamento é maior no duto interno (antes do rotor), o que se justifica pela menor área de secção transversal e nas pás do rotor a velocidade também é aumentada, forçando o choque entre o gás e a parede externa da torre. Além disso na tubulação de saída, o perfil do campo de velocidade é desbalanceado, apresentando velocidades maiores, seguindo o alinhamento da tangente à parede externa da torre. Esse desbalanceamento do campo de velocidades favorece a deposição de partículas no duto, pois se apresentam regiões com velocidades muito baixas que favorecem a sedimentação gravitacional. Essa situação realmente se observa no equipamento existente. Ao longo da sua vida, em operação, tem ocorrido redução de secção transversal nesse duto, devido a deposição de partículas.



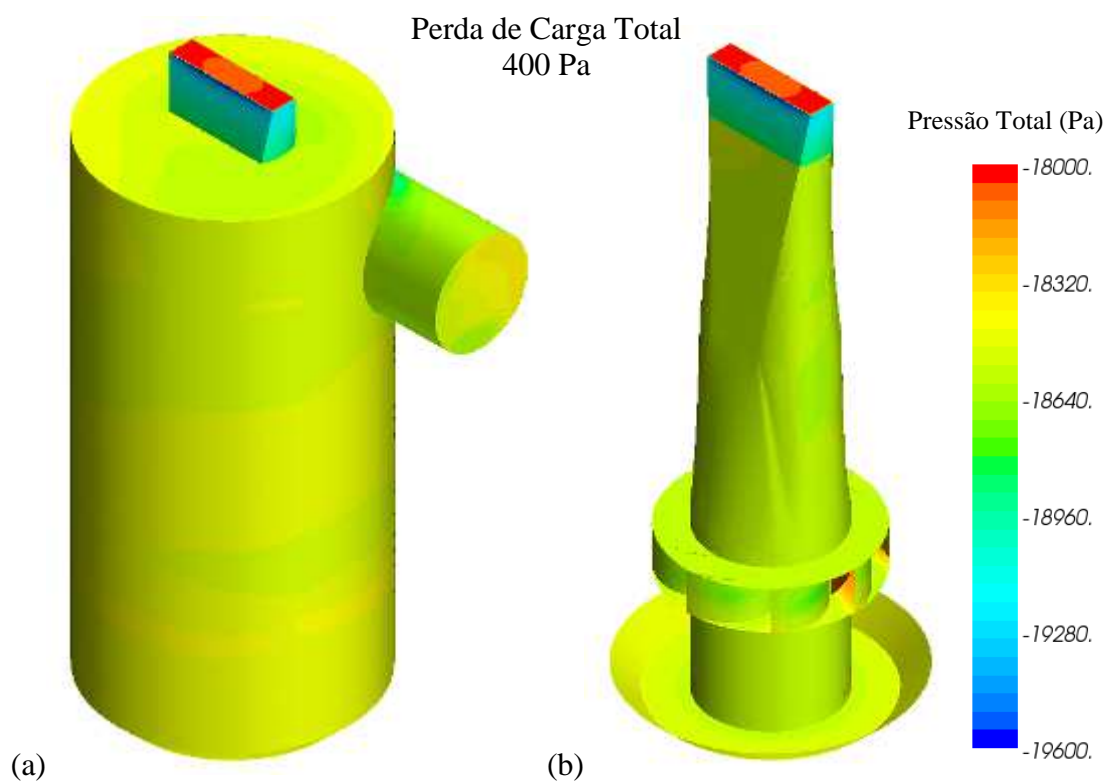


FIGURA 4.10 – Distribuição de pressão - (a) Região Externa e (b) Região Interna

A FIG 4.10 apresenta a distribuição de pressão na secção inferior da torre de lavagem. Aparecem algumas regiões submetidas a maior pressão, porém a pressão é bem distribuída na região ascendente do escoamento. Esse parâmetro é importante para avaliar se as modificações propostas irão aumentar, diminuir ou manter a perda de carga no sistema, pois o ventilador não será substituído.

## 4.2 Análise da geometria original – Escoamento das partículas - "escape".

Resultados para a geometria original quanto a trajetória das partículas e a resposta do escoamento, considerando condição "escape" das paredes para as partículas com diâmetro de  $95\mu\text{m}$  e  $55\mu\text{m}$ . Para ser definida a eficiência na separação gás-líquido, foi calculada a quantidade de partículas que escapam ou que chegam à tubulação de saída da torre.

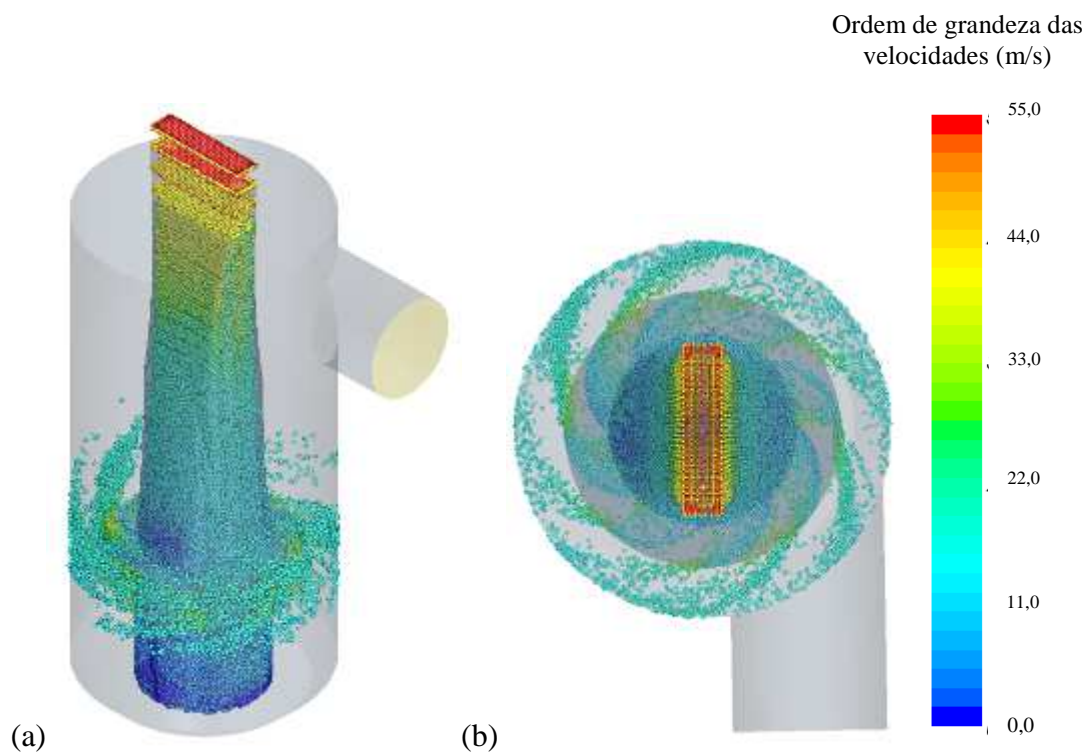


FIGURA 4.11 – Trajetórias da partículas  $\phi 95\mu\text{m}$  - (a) Frontal e (b) Superior

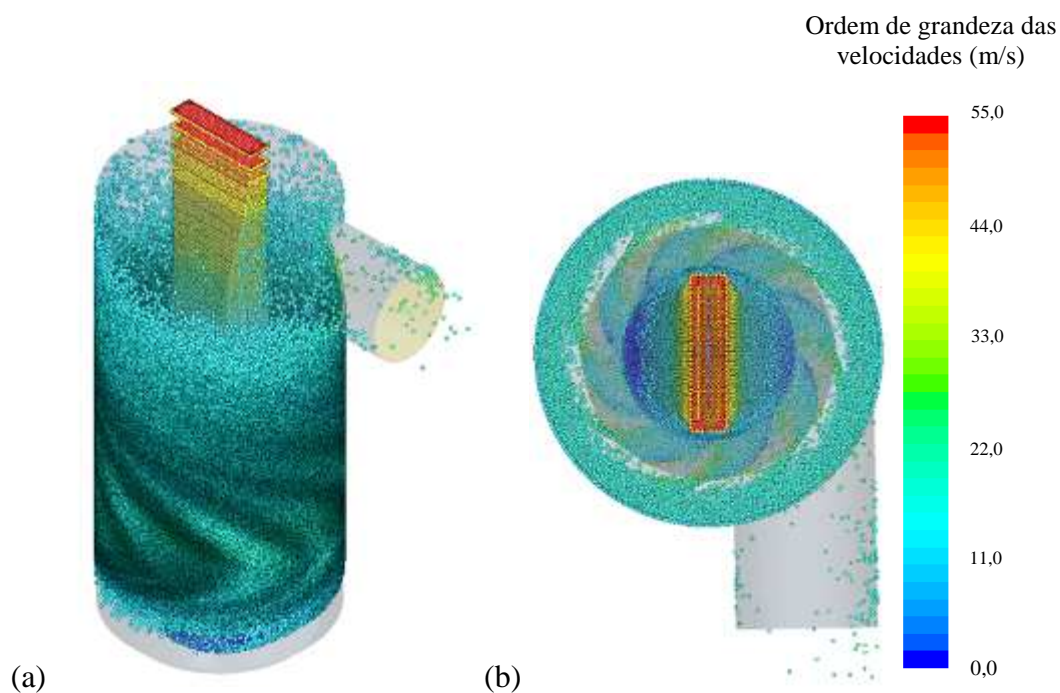


FIGURA 4.12 – Trajetórias da partículas  $\phi 55\mu\text{m}$  - (a) Frontal e (b) Superior

TABELA 4.1  
Partículas que escapam do separador de gotas - "escape"

Modelo	Partículas que Escapam (kg/s)	Eficiência (%)
Escape (95 $\mu\text{m}$ )	0	100%
Escape (55 $\mu\text{m}$ )	0,7	99%

A TAB 4.1 apresenta o resultado dos cálculos para eficiência do sistema com a condição "escape" para as paredes. Observa-se, que para o diâmetro de partículas de 95 $\mu\text{m}$  a eficiência é de 100%, ou seja, todas as partículas se separam do gás e ficam retidas no separador de gotas, já para as partículas com diâmetro de 55 $\mu\text{m}$  o que se observa é uma eficiência de 99%. Isso acontece porque estas partículas são menores e mais leves que as partículas de 95 $\mu\text{m}$ , e parte delas não chegam a se chocar com as paredes sendo sempre carregadas pelo gás. Para ambos os casos, o resultado de eficiência não se assemelha à situação real de processo, cujos resultados variam entre 10 e 20% de teor de umidade no gás após o lavador.

### 4.3 Análise da geometria original – Escoamento das partículas - "*rebound*".

Resultados para a geometria original quanto a trajetória das partículas e a resposta do escoamento considerando condição "*rebound*" das paredes para as partículas com diâmetro de 95  $\mu\text{m}$ . Foram realizadas três simulações considerando o coeficiente de restituição (CR) igual a 1 (um), 0 (zero) e 0,15.

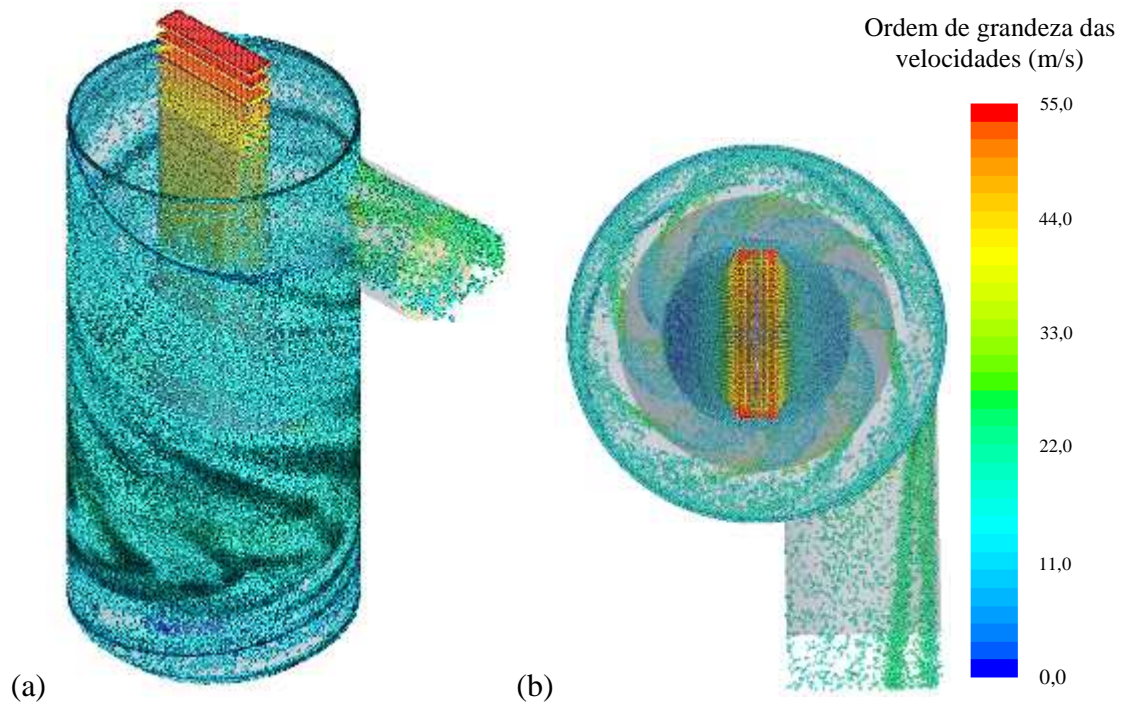


FIGURA 4.13 – Trajetórias da partículas CR=1 - (a) Frontal e (b) Superior

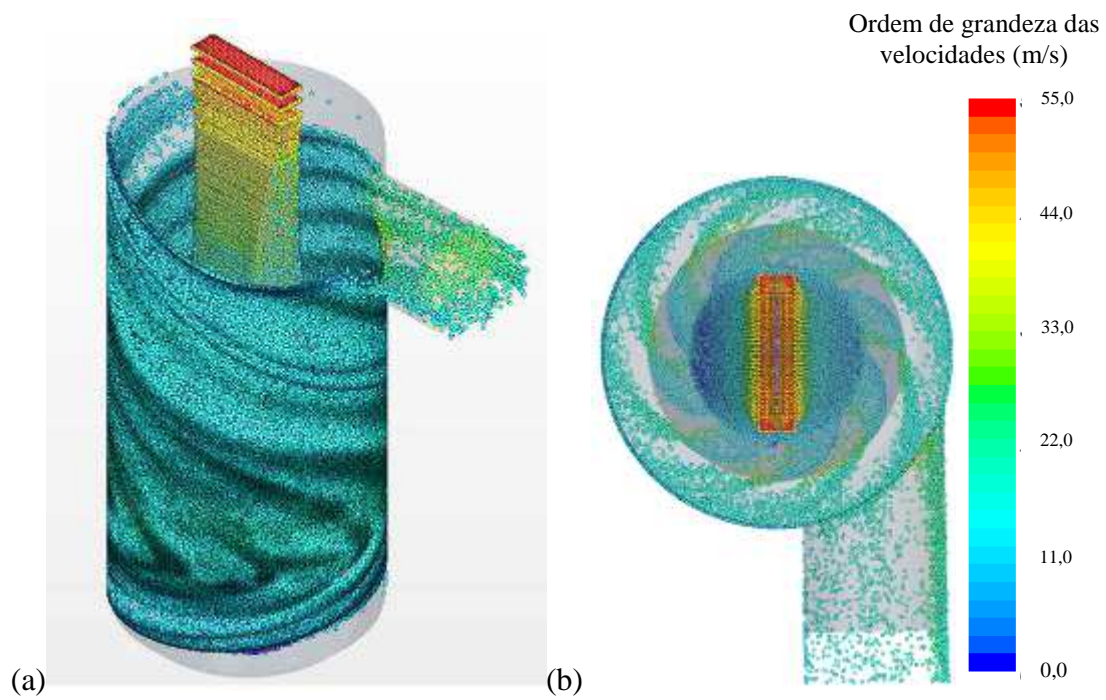


FIGURA 4.14 – Trajetórias da partículas  $CR=0$  - (a) Frontal e (b) Superior

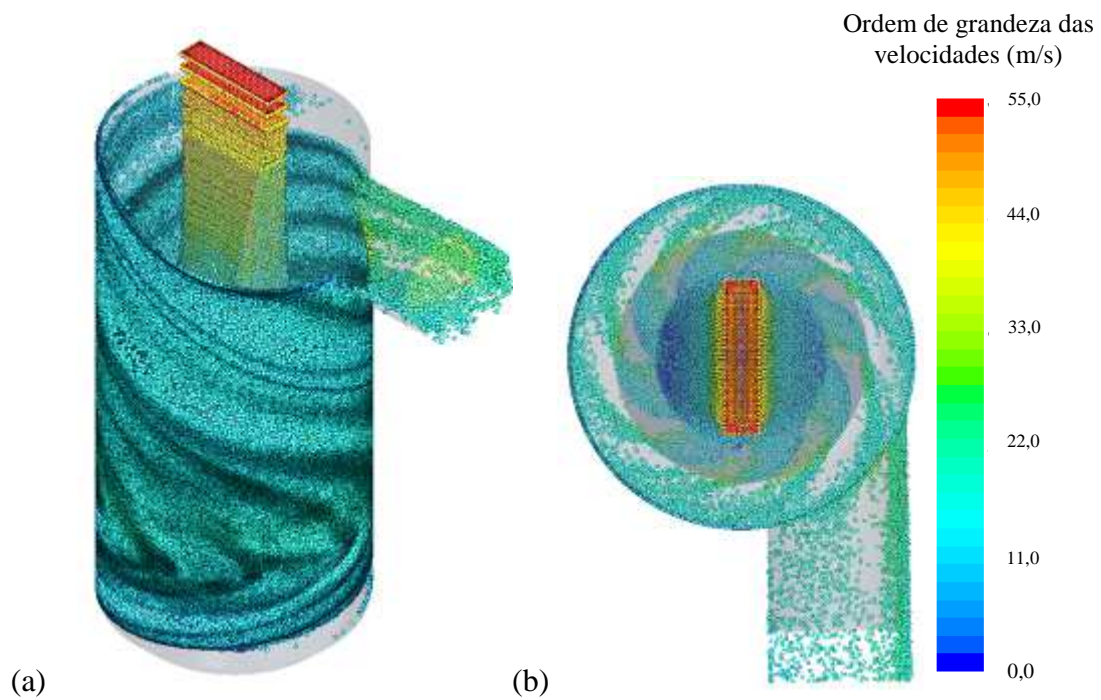


FIGURA 4.15 – Trajetórias da partículas  $CR=0,15$  - (a) Frontal e (b) Superior



TABELA 4.2  
Partículas que escapam do separador de gotas - "rebound"

<b>Modelo</b>	<b>Partículas que Escapam (kg/s)</b>	<b>Eficiência (%)</b>
CR = 1,00	38	58%
CR = 0	15	84%
CR = 0,15	22	76%

A TAB 4.2 apresenta o resultado dos cálculos para eficiência do sistema com a condição "rebound" para as paredes. Observa-se que o pior resultado de eficiência é o da simulação que considera o CR igual a 1 (um) e o melhor resultado foi para o CR igual 0 (zero). O coeficiente de restituição igual a zero representa que as partículas perderam toda a sua energia ao se chocarem com as paredes, porém, ainda podem ser arrastadas pelo gás. O número de Weber ( $W_e$ ) calculado para o diâmetro de gota de  $95\mu\text{m}$  é 273 e conforme observado na FIG 2.18, para  $W_e$  da ordem de 270 o coeficiente de restituição para água no primeiro impacto está entre 0,15 e 0,2.

Baseado nessas considerações será adotado para as simulações das propostas de melhoria o coeficiente de restituição igual a 0,15, para comparar os resultados com o modelo da geometria original e coeficiente de restituição igual 0,15 (modelo base).

#### **4.4 Análise da primeira proposta – placas de impacto.**

Resultados para a proposta de inserção de placas de impacto no interior da defasadas e posicionadas na região de maior velocidade do escoamento (parede externa), será adotado também a condição "rebound", aplicada às paredes, nas placas de impacto.

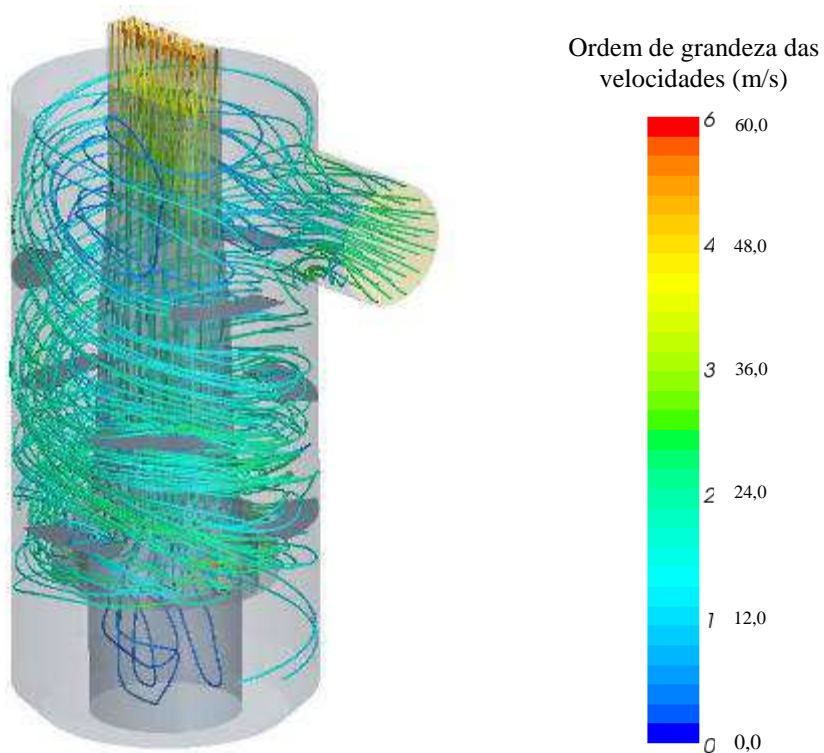


FIGURA 4.16 – Linhas de corrente - Placas de impacto

Observa-se que na FIG 4.16 que as placas de impacto provocam maior desordenação no escoamento (turbulência), quando comparado ao modelo base FIG 4.4.

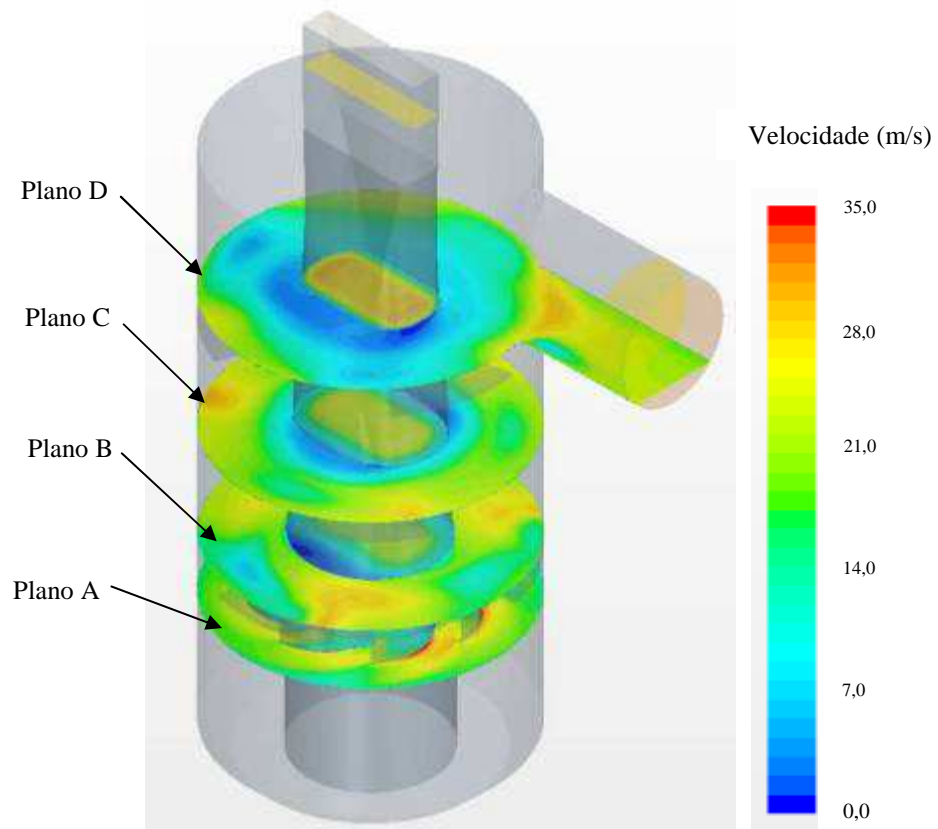


FIGURA 4.17 – Campo de velocidades - Placas de impacto

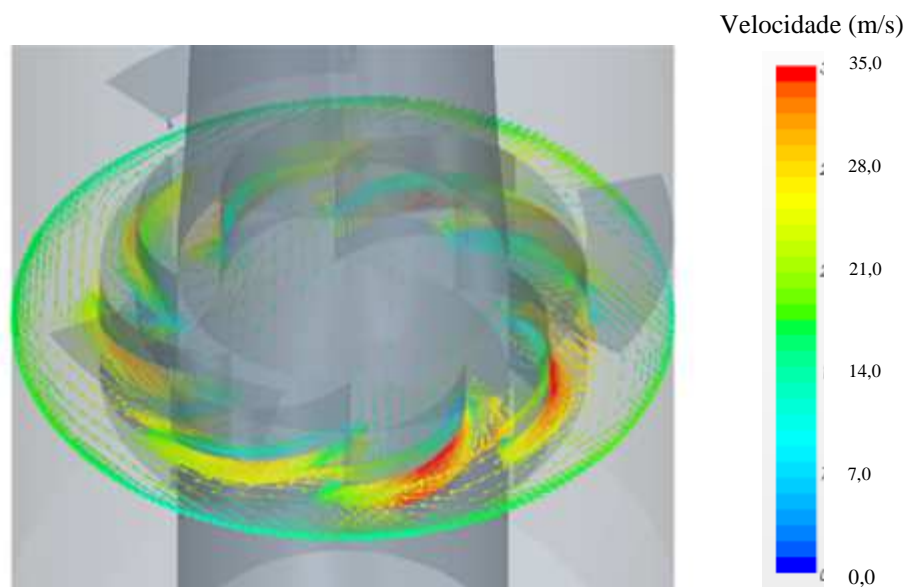


FIGURA 4.18 – Campo de velocidades - Plano A



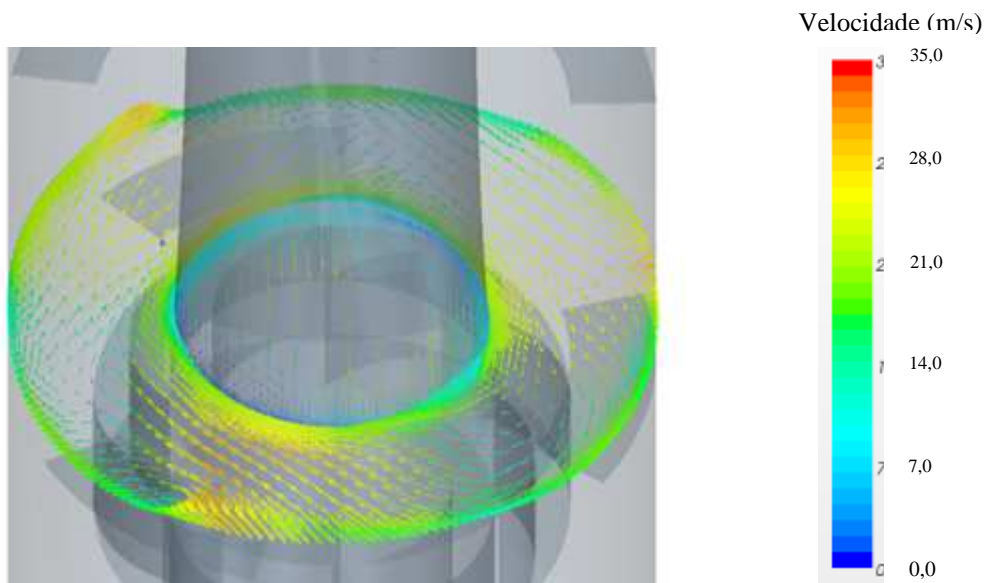


FIGURA 4.19 – Campo de velocidades - Plano B

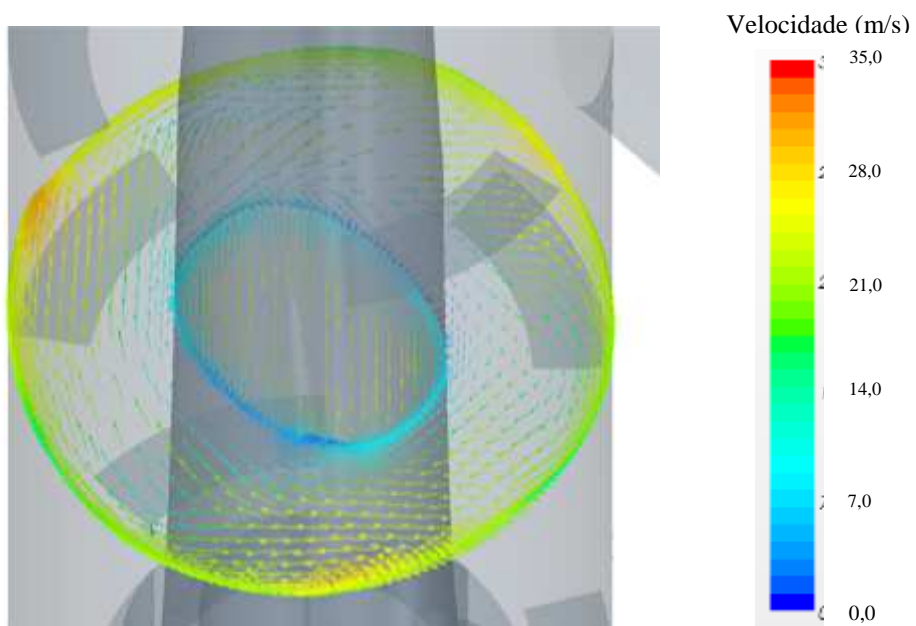


FIGURA 4.20 – Campo de velocidades - Plano C

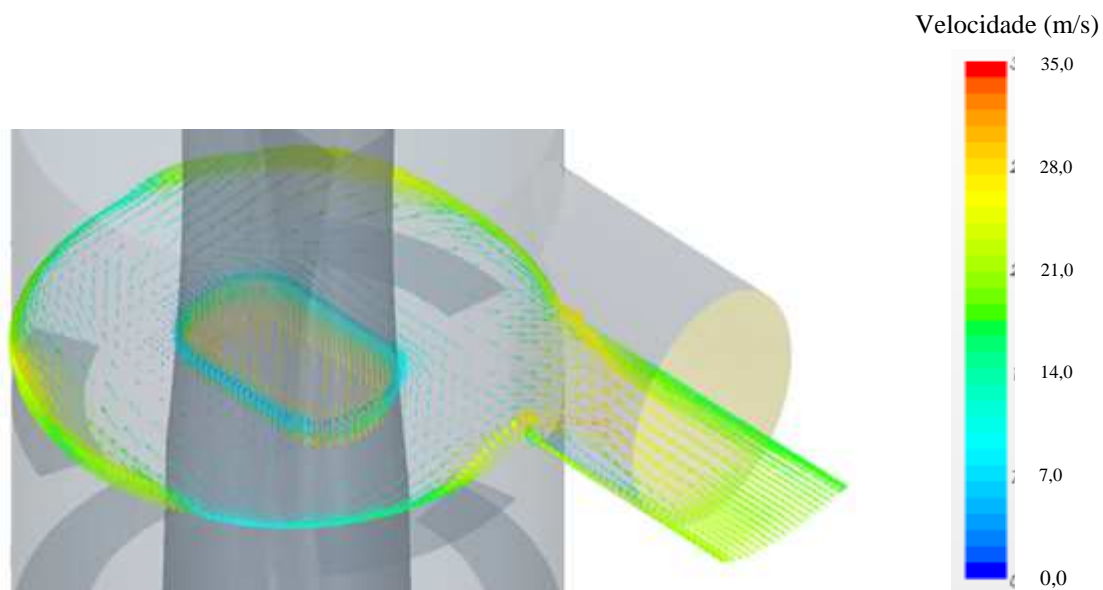


FIGURA 4.21 – Campo de velocidades - Plano D

As FIG. 4.17 a 4.21 apresentam a velocidade do escoamento em planos diferentes. No plano A, observa-se um corte no rotor e o campo de velocidade neste plano. O plano B apresenta um corte entre o primeiro e o segundo alinhamento de fixação das placas de impacto e o campo de velocidade neste plano. O plano C apresenta um corte entre o segundo e o terceiro alinhamento de fixação das placas de impacto e o campo de velocidade neste plano. O plano D apresenta o campo de velocidades logo acima do terceiro alinhamento de fixação das placas de impacto e no duto de saída da torre.

Percebe-se que a inserção das placas de impacto não provoca alteração no campo de velocidade da região do duto interno (antes do rotor) e no rotor. A velocidade do escoamento na região de fluxo ascendente é aumentada devido a redução na área da secção transversal da torre, ficando em faixas de velocidade bem próximas às da região do duto interno (antes do rotor), porém logo acima das placas observa-se uma redução na velocidade do escoamento. Nesses locais há um favorecimento a deposição de partículas por sedimentação gravitacional.

Esse aumento de velocidade, associado com a fixação alternada e defasada das placas, favorece o mecanismo de separação gás-líquido por impactação direta, pois

o fluxo é sempre desviado em direção às placas do alinhamento superior. Observa-se também maior redução de velocidade na região antes do duto de saída da torre e melhor distribuição do campo de velocidades (velocidades mais homogêneas) neste duto, o que reduz a possibilidade de deposição de partículas ao longo deste duto.

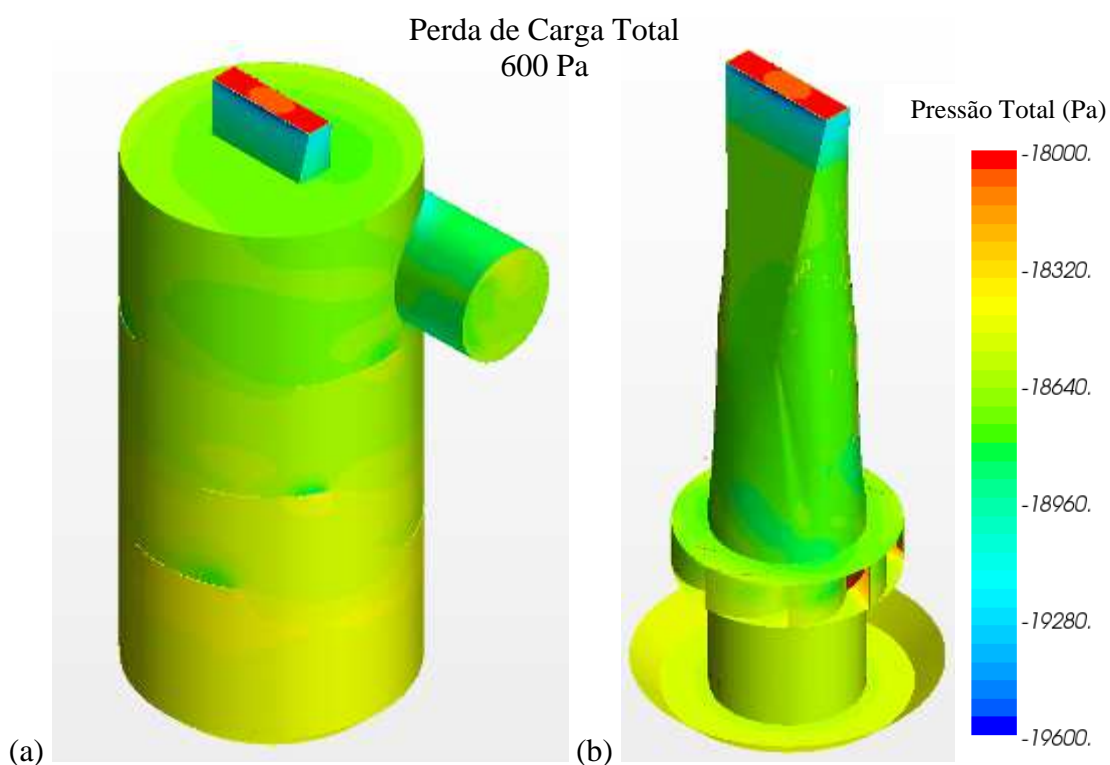


FIGURA 4.22 – Distribuição de pressão - (a) Região Externa e (b) Região Interna

A FIG 4.22 apresenta a distribuição de pressão na secção inferior da torre de lavagem, comparando -se com a FIG 4.10 observa-se maior concentração de pressão na região inferior da torre e a perda de carga também sofreu um aumento de 50% em relação ao resultado do modelo de base. Essa solução irá aumentar a carga sobre o ventilador o que poderá limitar a sua faixa de operação.

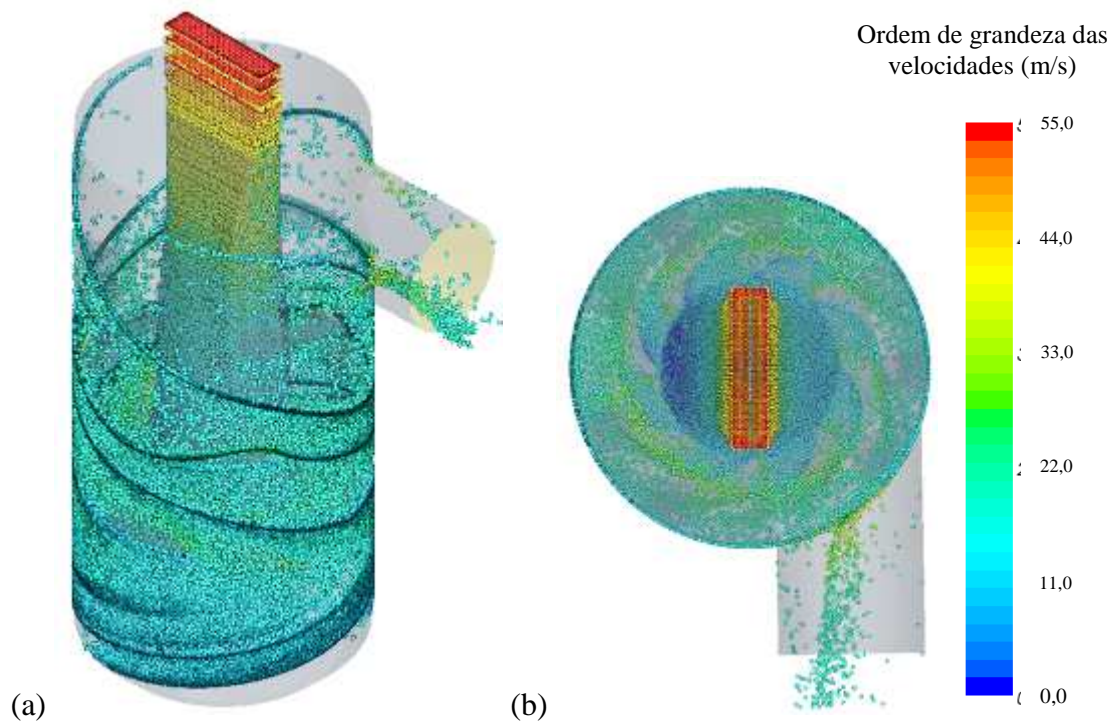


FIGURA 4.23 – Trajetórias da partículas - (a) Frontal e (b) Superior

TABELA 4.3  
Partículas que escapam do separador de gotas - comparativo 1

<b>Modelo</b>	<b>Partículas que Escapam (kg/s)</b>	<b>Eficiência (%)</b>
Base	22	76%
Placas	5	95%

A TAB 4.3 apresenta o resultado dos cálculos para eficiência do sistema e a referência comparativa com o modelo base. Observa-se que as placas internas provocam, realmente, uma melhor eficiência na separação gás-líquido.

#### 4.5 Análise da segunda proposta – Nova geometria.

Resultados para a proposta de alteração da geometria original aumentando o diâmetro da torre em 900 mm na região do rotor, será mantida a condição *reboud* e coeficiente de restituição igual a 0,15 nas paredes.

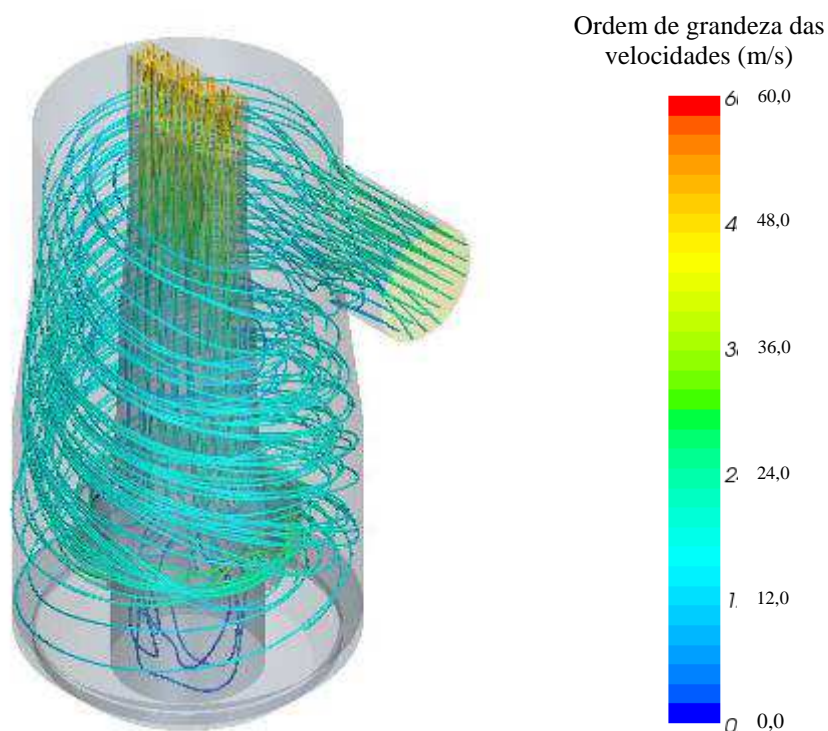


FIGURA 4.24 – Linhas de corrente - Nova geometria

Observa-se que, na FIG 4.24, a mudança na geometria não aumenta a turbulência do escoamento, porém, apresentam uma pequena redução na velocidade do escoamento na saída do rotor, quando comparado ao modelo base FIG 4.4.

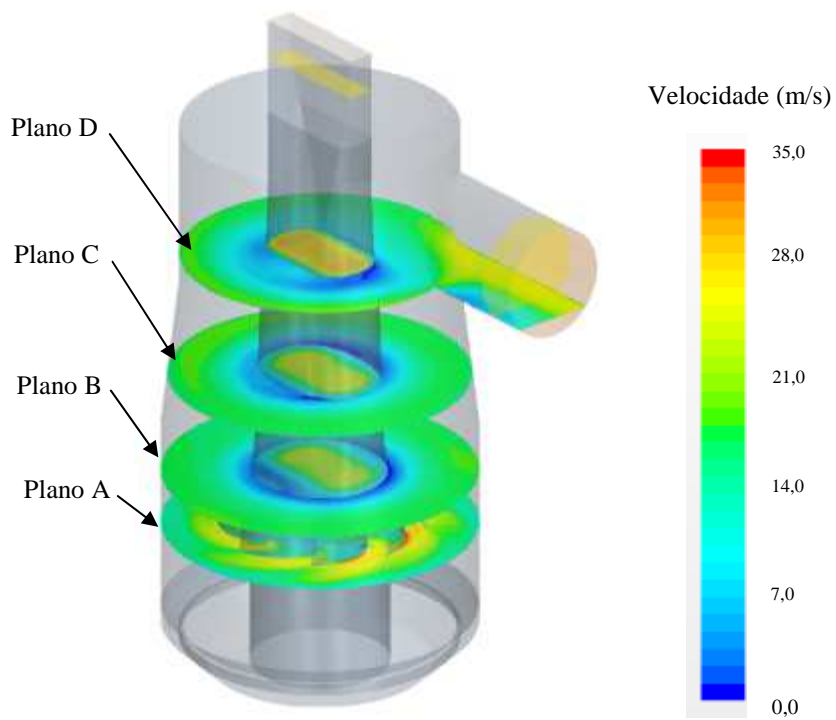


FIGURA 4.25 – Campo de velocidades - Nova geometria

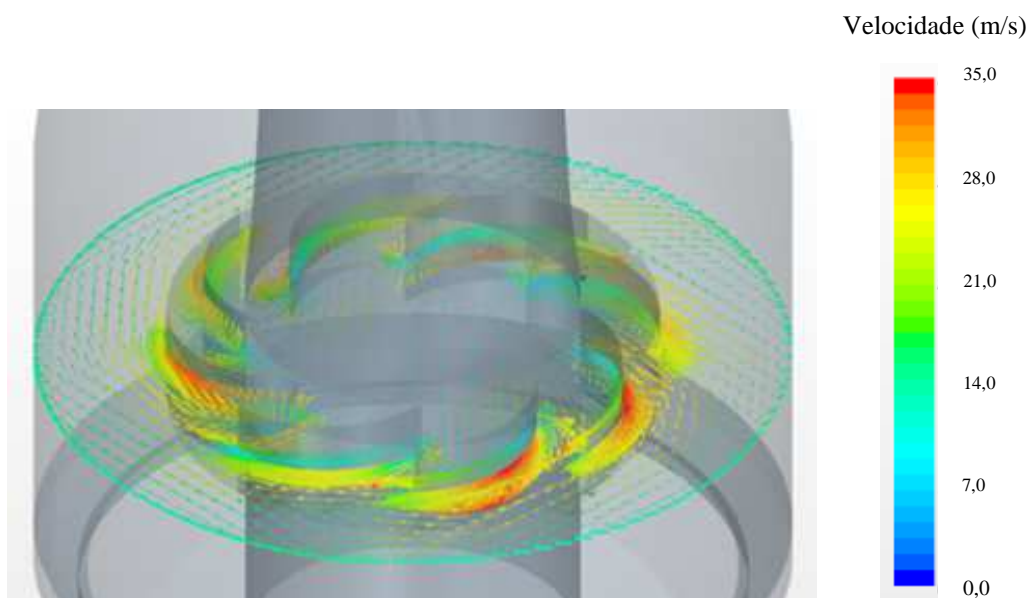


FIGURA 4.26 – Campo de velocidades - Plano A



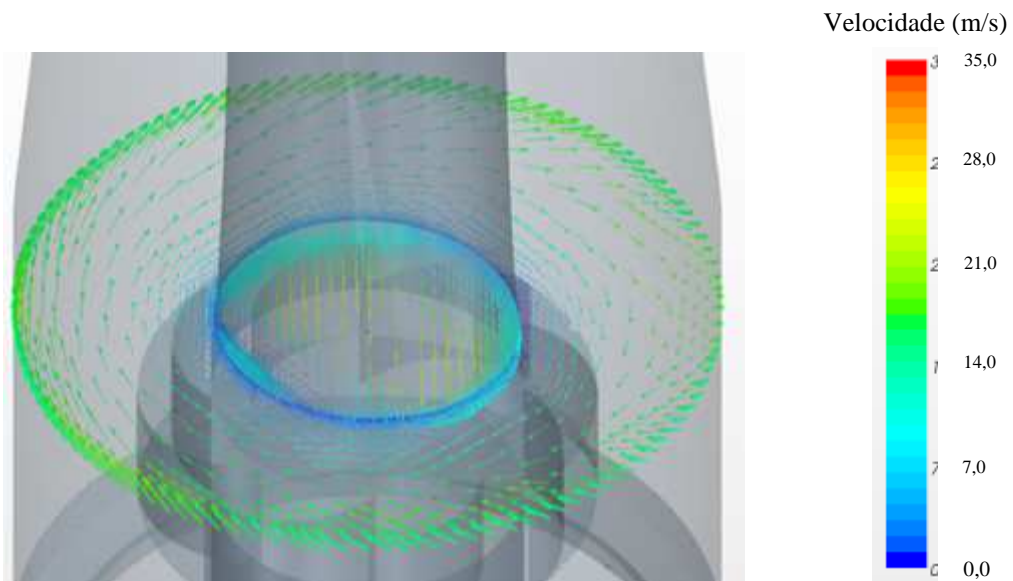


FIGURA 4.27 – Campo de velocidades - Plano B

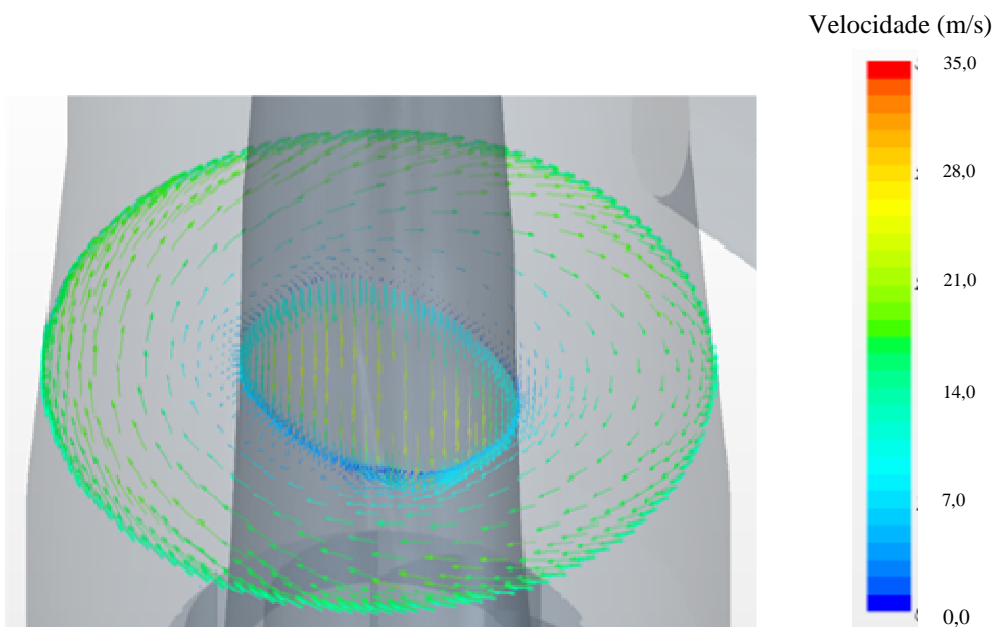


FIGURA 4.28 – Campo de velocidades - Plano C

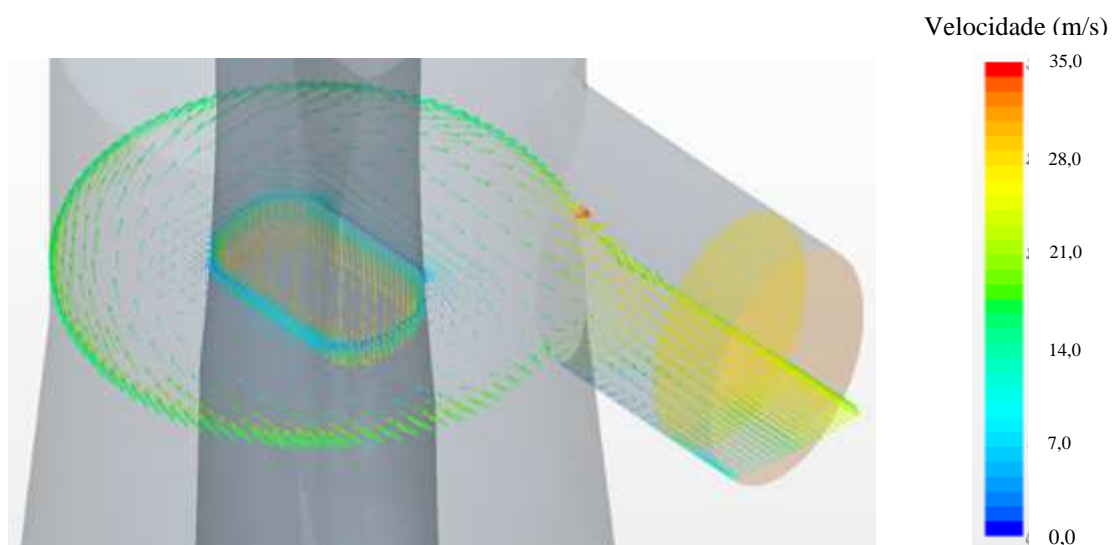


FIGURA 4.29 – Campo de velocidades - Plano D

As FIG. 4.25 a 4.29 apresentam a velocidade do escoamento em planos diferentes. No plano A, observa-se um corte no rotor e o campo de velocidade neste plano. O plano B, apresenta um corte logo acima do rotor na região de secção transversal maior que o modelo base. O plano C, apresenta um corte região cônica para transição da nova geometria com a geometria original. O plano D, apresenta o campo de velocidades região com a mesma secção da geometria original e no duto de saída da torre.

Percebe-se que a mudança na geometria externa da torre não provoca alteração no campo de velocidade da região do duto interno (antes do rotor) e no rotor (FIG 4.26). A velocidade do escoamento, na região de fluxo ascendente, sofre uma pequena redução, devido ao aumento na área da secção transversal da torre (FIG 4.27 4.28). Porém, no centro da torre, a redução de velocidade é mais significativa. Na região antes da entrada no duto de saída da torre (FIG 4.29), as velocidades são um pouco maiores que o observado na FIG 4.21 e também observa-se desbalanceamento do campo de velocidades no duto de saída da torre, situação semelhante a encontrada na FIG 4.9 e que também favorece a deposição de partículas neste duto.



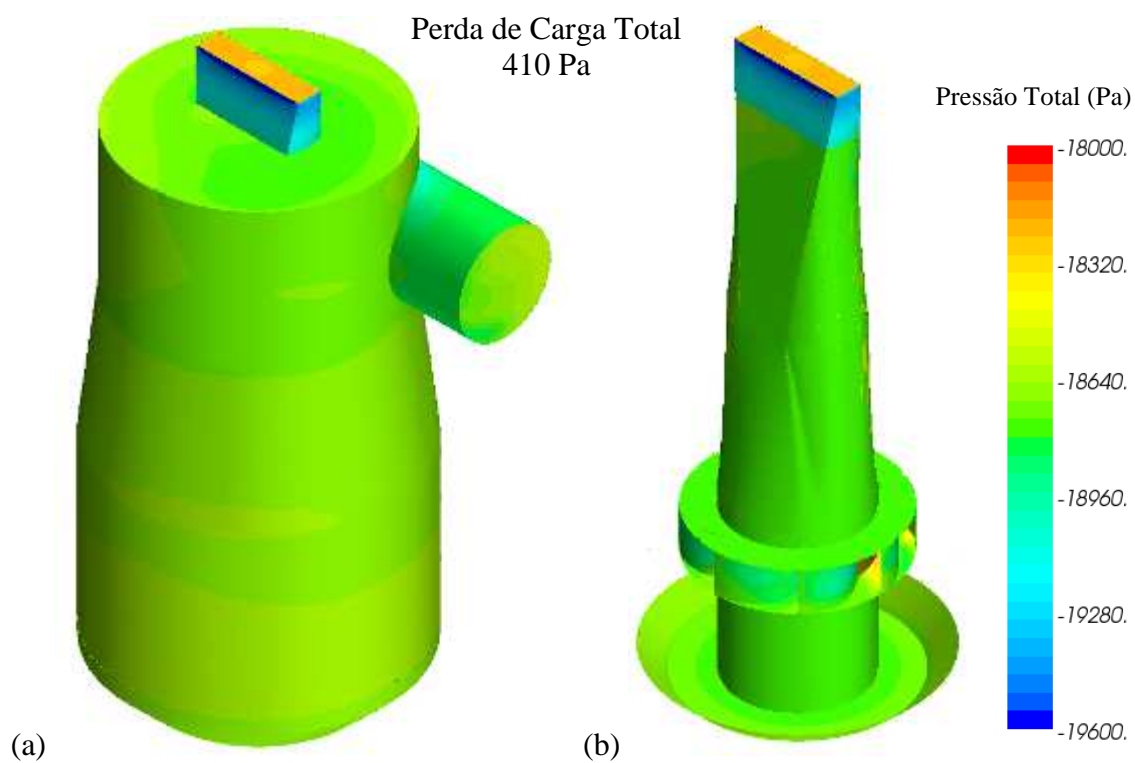


FIGURA 4.30 – Distribuição de pressão - (a) Região Externa e (b) Região Interna

A FIG 4.30 apresenta a distribuição de pressão na secção inferior da torre de lavagem, comparando -se com a FIG 4.10 observa-se distribuição de pressão de forma homogênea e a perda de carga apresentou um resultado praticamente igual ao apresentado no modelo de base. Esta solução poderá manter o mesmo regime de trabalho ao qual o ventilador esta sujeito atualmente.

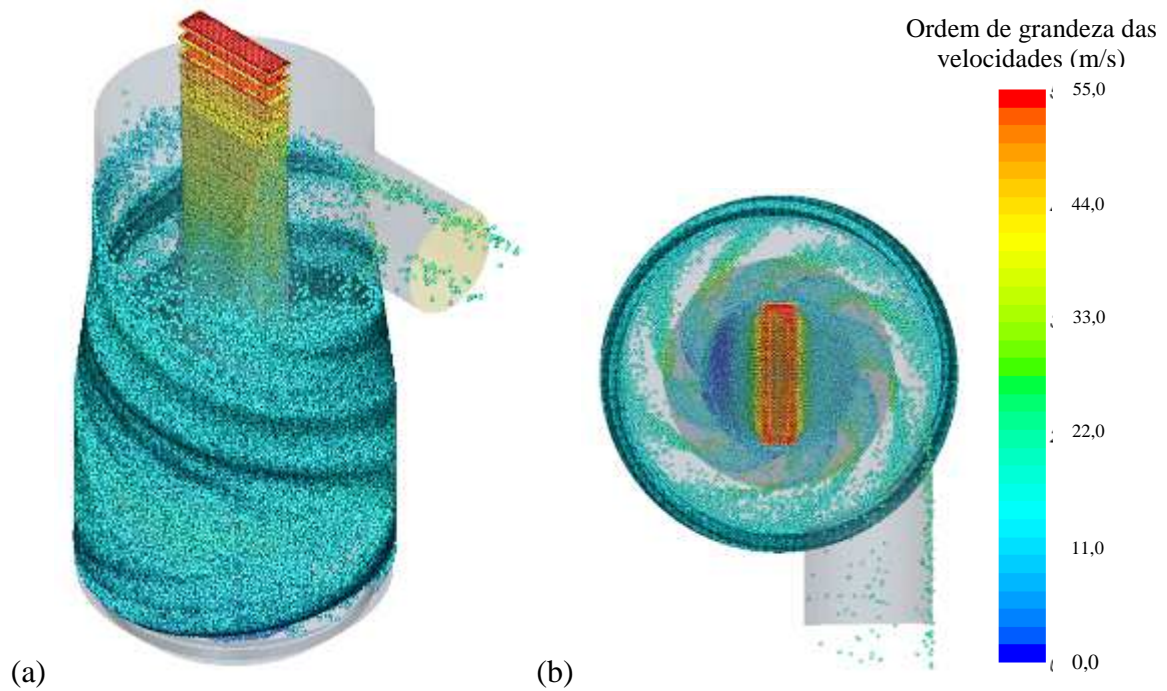


FIGURA 4.31 – Trajetórias da partículas - (a) Frontal e (b) Superior

TABELA 4.4  
Partículas que escapam do separador de gotas - comparativo 2

<b>Modelo</b>	<b>Partículas que Escapam (kg/s)</b>	<b>Eficiência (%)</b>
Base	22	76%
Nova Geometria	2,5	97%

A TAB 4.4 apresenta o resultado dos cálculos para eficiência do sistema e a referência comparativa com o modelo base. Observa-se que a mudança na geometria proporciona uma melhor eficiência na separação gás-líquido.

#### 4.6 Resumo e discussão dos resultados.

Os resultados obtidos com as simulações são apresentados resumidamente na TAB 4.5, proporciona uma avaliação global dos resultados individuais de cada simulação.

TABELA 4.5  
Quadro resumo dos resultados

<b>Modelo</b>	<b>Perda de carga</b>	<b>Partículas que Escapam (kg/s)</b>	<b>Eficiência (%)</b>
Base	400 Pa	22	76%
Placas	600 Pa	5	95%
Nova Geometria	410 Pa	2,5	97%

Pode-se considerar tanto a proposta de inserção das placas quanto a mudança na geometria da torre que respondem positivamente à eficiência na separação gás-líquido e na mesma ordem de grandeza. Entretanto, uma resposta importante da simulação e que precisa ser considerada para definição de qual proposta implantar, é a perda de carga do sistema. Embora a solução com a inserção das placas de impacto seja a mais simples e barata de se executar, ela também resulta em maior perda de carga, o que pode ser prejudicial ao processo produtivo e à eficiência de captação do sistema, pois esse aumento na perda de carga pode deslocar a curva de operação do ventilador. Em contra partida, a proposta com as placas provoca uma maior equalização das velocidades no duto de saída, o que pode reduzir a manutenção e limpeza deste duto. A solução com alteração da geometria, praticamente, não altera a perda de carga do sistema. Por outro lado, é mais cara e complexa de se executar. Na TAB 4.6 são apresentados os custos aproximados para a implantação de cada uma das propostas.

TABELA 4.6  
Custo estimativo para implantação das propostas

<b>Proposta</b>	<b>Material</b>		<b>Mão de obra</b>		<b>Custo Total de Implantação</b>
	<b>Peso (kg)</b>	<b>Custo</b>	<b>Tempo de execução</b>	<b>Custo</b>	
Placas de Impacto	265,6	R\$ 2.656,44	5 dias	R\$ 24.750,00	R\$ 27.406,44
Nova geometria	5741,2	R\$ 57.411,76	15 dias	R\$ 118.800,00	R\$ 176.211,76

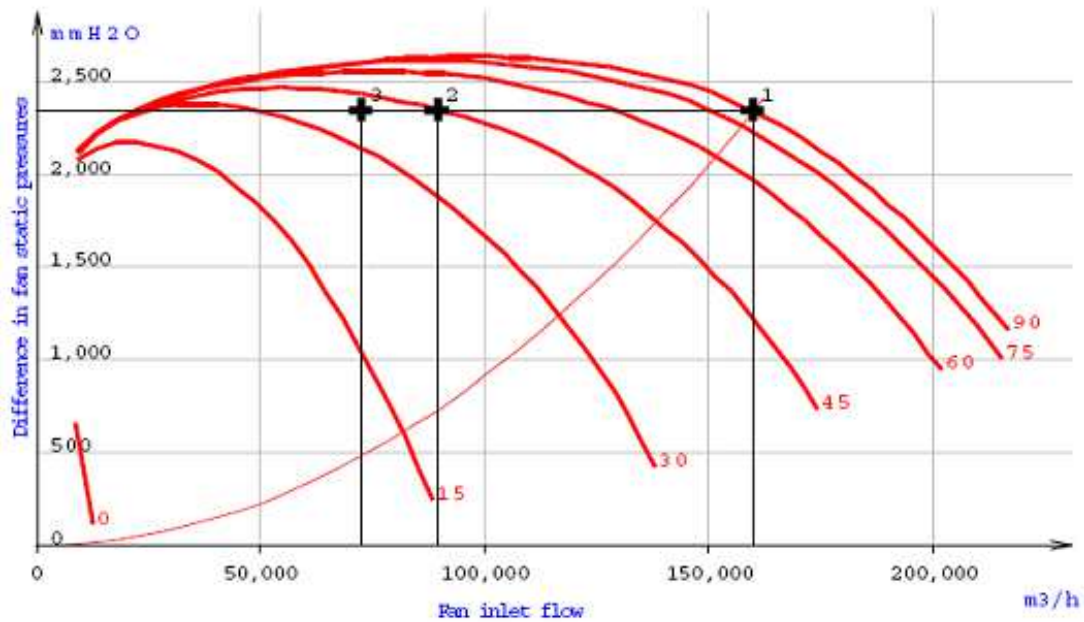
Neste orçamento foram considerados o tempo necessário para a realização de preparativos de montagem e o recurso necessário para realização de atividades em espaço confinado conforme previsto na legislação brasileira (NR-33 Segurança e Saúde nos Trabalhos em Espaços Confinados).

Este trabalho não considerou as cargas adicionais que poderão surgir em função do aumento de peso da torre, nem os custos referentes aos reforços estruturais necessários no prédio da aciaria para suportar a torre modificada. Também não foram considerados os esforços aos quais as placas de impacto estarão submetidas.

Na FIG 4.32 são apresentados os dados dos exaustores IDF e na FIG 4.33 é apresentada a curva do exaustor IDF 01.

<b>Condição</b>	<b>Máxima</b>	<b>Mínima</b>	<b>Limite</b>
Quantidade (Conj.)	02		
Ventiladores modelo	HF-3S-TSR-222ST235-3TS8A		
Aplicação	Ar primário		
Capacidade (m <sup>3</sup> /h)	160.000	89.500	73.000
Abertura de registro (°)	90	43	31
Pressão estática na sucção (kPa)	-22,5	-22,5	-22,5
Pressão estática na descarga (kPa)	0,49	0,49	0,49
Fluido tipo	Gases	Gases	Gases
Altitude (m)	625	625	625
Pressão barométrica (kPa)	93,7	93,7	93,7
Temperatura de operação (°C)	65	65	65
Eficiência (%)	77,2	66,8	61,7
Massa específica de operação (kg/m <sup>3</sup> )	0,76	0,76	0,76
Velocidade de rotação (rpm)	1780	1780	1780
Potência absorvida em operação (kW)	1199	786	698
Potência absorvida a 20°C (kW)	1383	907	805
Gd <sup>2</sup> (kgm <sup>2</sup> )	4161	4161	4161
Tipo de rotor	Palhetas curvadas para trás		
Diâmetro do rotor (mm)	2346,7	2346,7	2346,7
Nível de ruído a 1,0 (dBA)	85	85	85
Potência mínima recomendada p/ o motor (kW)	1350 – 4 PÓLOS	1350 – 4 PÓLOS	1350 – 4 PÓLOS

FIGURA 4.32 – Dados técnicos dos exaustores IDF



Curvas correspondentes às seguintes condições de entrada:

Massa específica	0,76 kg/m <sup>3</sup>
Temperatura	65°C
Pressão estática	-22,5 kPa

FIGURA 4.33 – Curva original do exaustor IDF 01

## 5 CONCLUSÕES

Com base nos resultados obtidos com o desenvolvimento deste trabalho, pode-se concluir que:

- A simulação realizada considerando a geometria original, apresentou resultados numéricos próximos às condições reais de operação do equipamento, permitindo assim validar um modelo base para comparação com os resultados numéricos das simulações das propostas de melhoria ao equipamento;
- ambas soluções propostas apresentam resultados favoráveis à melhoria da eficiência na retenção do líquido pela torre de lavagem chegando a valores bem próximos de 100%;
- a primeira proposta com as placas de impacto apresenta resultado favorável à melhoria da eficiência na retenção do líquido pela torre de lavagem, com um incremento de 25% a mais de eficiência em relação ao modelo base;
- a segunda proposta com alteração da geometria externa apresenta resultado favorável à melhoria da eficiência na retenção do líquido pela torre de lavagem, com um incremento de 28% a mais de eficiência em relação ao modelo base;
- a perda de pressão que, inicialmente, foi calculada em 400 Pa para o modelo base, sofreu um acréscimo de 50% no modelo com as placas de impacto, passando a 600 Pa. Embora essa condição seja um problema para o ventilador do ponto de vista de manutenção, pode-se obter uma redução da deposição de partículas no duto de saída, devido a maior uniformidade de velocidades proporcionada por esta solução;
- a segunda proposta praticamente não alterou a perda de pressão, chegando a 410 Pa contra 400 Pa do modelo base. Essa solução é melhor para o regime de trabalho do exaustor. Porém, a situação vivenciada atualmente com sedimentação de material no duto de saída, deve permanecer, pois o perfil de velocidades na entrada do duto para essa solução é bem similar ao apresentado para o modelo base.

- O objetivo geral do trabalho foi atendido, pois foram identificadas soluções para aumento da eficiência de separação gás-líquido do sistema de limpeza de gases do convertedor 2, resultando, assim, em maior intervalado entre as limpezas do rotor do ventilador IDF.

As soluções aqui apresentadas também podem ser estendidas ao sistema de limpeza de gás do convertedor 1, uma vez que ele é idêntico ao sistema do convertedor 2, porém, em posição espelhada para o rotor e saída de gás da torre.

## 6 SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

Algumas recomendações de novos trabalhos estão relacionadas, a seguir, com o objetivo de refinar e validar os resultados aqui apresentados, uma vez que não foi possível medir a resposta do sistema atual de forma automática e contínua, assim como os demais parâmetros de processo.

- Instalar sistema de monitoramento do teor de umidade contido no gás para validação do modelo e permitir comparar os resultados antes e depois da implantação da proposta de melhoria;
- Devido ao baixo custo de implantação, deve-se implantar a primeira proposta de inserção das placas de impacto no interior da torre como forma de validar também o resultado numérico para esta solução aqui apresentado;
- Estudar a influência de outros parâmetros de processo no aumento da eficiência do sistema.



## ABSTRACT

The steel production process results in the generation of gases charged with solid particles, current environmental legislation does not allow disposal of these gases into the atmosphere without treatment and particles concentration above the emission limits. For the treatment of gases generated in the ArcelorMittal Monlevade Converters LD there is a system that collect and clean the gases, this system passed through a revamp in order to attend the improvement of the converters nominal production capacity and the particle emission limits established by environmental law. However this project a component of this system, called droplet separator was not modified, this component is responsible for the process of gas-liquid separation, a low efficiency in this process results in operational and maintenance problems in the exhaust system, because the moisture present in the gas also carries dissolved particles that build up on the fan impeller. During the normal production cycle the fan operates varying the exhaust system pressure continuously, this condition over time causes the detachment of material fixed on the walls and blades of the impeller, this situation leads to unbalancing the impeller. When this situation occurs it is necessary to stop the production process and to clean the impeller by water high pressure jet, this operation takes about six hours, and it must be performed on average every 15 days, representing a significant annual production loss. The objective of this work is to study the gas-liquid droplet separator efficiency and propose modifications to this equipment that promote an efficiency increase this gas cleaning system component. The methodology used is the fluid dynamic modeling and numerical simulation of the equipment considering the equipment original situation with its process conditions and two proposals for improving the gas-liquid separation efficiency. The results show that it is possible to obtain an increasing of the gas-liquid separation efficiency about 25% for the first proposal, and 28% for the second proposal. From these results we can conclude that the aim set for the work was reached.

Keywords: methodology, numerical simulation, efficiency, gas-liquid separation.

## REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. ABEDI, M.; *Effect of Restitution Coefficient on Inertial Particle Separator's Efficiency*, Dissertação – Department of Mechanical and Industrial Engineering, Northeastern University, Boston, 2009.
2. AHMADVAND, F.; TALAIE, M. R.; *CFD Modeling of Droplet Dispersion in a Venturi*, Artigo - Chemical Engineering Journal, 2010.
3. ALONSO, D. F.; AZZOPARDI, B. J.; GONÇALVES, J., A. S.; COURY, J. R.; *Drop Size Measurements in a Laboratory Scale Venturi Scrubber*, Artigo - Journal of the Brazilian Society of Mechanical Sciences, Rio de Janeiro, 2001.
4. ARCELORMITTAL AVILES; *OG Gas Recovery System and Gas Utilization* - Nippon Steel Corporation, 1987.
5. ARCELORMITTAL MONLEVADE; *Informações Gerais da Usina*, João Monlevade, 2008.
6. AZZOPARDI, B. J.. *Chemical Engineering and Chemical Process Technology - Multiphase Flow: EOLSS*, Nottingham, 2007.
7. BETTO, M. C.; *Análise do Escoamento Gás-Sólido em Dutos com Velocimetria por Imagem de Partícula (PIV) e Simulação Numérica*, Dissertação – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Regional de Blumenau, Blumenau, 2010.
8. BRENNAN, M.; HOLTHAM, P.; NARASIMHA, M.; *CFD Modeling of Cyclone Separators: Validation Against Plant Hydrodynamic Performance*, Artigo - Seventh International Conference on CFD in the Mineral and Process Industries, Melbourne, 2009.

9. CAPUTO, P. D.; *Utilização de Syngas em Substituição a Combustíveis Gasosos em Processos Siderúrgicos*, Dissertação – Faculdade de Engenharia do Campus de Guaratinguetá, Universidade Estadual Paulista, Guaratinguetá, 2009.
10. CHAVES, A. J. M.; *Avaliação do Desempenho Operacional de um Convertedor LD através do Desenvolvimento do Processo de Sopro com Lança de Quatro Furos*, Dissertação – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Metalúrgica e de Minas, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2006.
11. FABIÃO, P. N.; *Análise Experimental e Numérica do Escoamento Multifásico Gás-Sólido em Ciclones*, Dissertação – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Regional de Blumenau, Blumenau, 2010.
12. FOX, Robert W.; MCDONALD, Alan T.. *Introdução a Mecânica dos Fluidos*: LTC, Rio de Janeiro, 2001.
13. GOETZ, F.; *The Mechanism of B.O.F. Fume Formation*, Dissertação - School of Graduate Studies for Master Degree Engineering, McMaster University, 1980.
14. GONIVA, C.; TUKOVIC, Z.; FEILMAYR, C.; *Simulation of Offgas Scrubbing by a Combined Eulerian-Lagrangian Model*, Artigo - Seventh International Conference on CFD in the Mineral and Process Industries, Melbourne, 2009.
15. GUERRA, V. G; *Investigação do Efeito de Injeção de Líquido por Orifícios Múltiplos na Formação de Gotas em um Lavador Venturi*, Tese de Doutorado – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2009.
16. KIM, H. T.; JUNG, C. H.; OH, N. S.; LEE, K. W.; *Particle Removal Efficiency of Gravitational Wet Scrubber Considering Diffusion, Interception and Impaction*, Artigo - Environmental Engineering Science, 2001.
17. LAIN, S.; *Evaluation of the Eulerian and Lagrangian Approaches to Model the Dispersed Phase in Non-Uniform Turbulent Particle-Laden Flows*, Artigo - Ingeniería y Competitividad, 2008.

18. MALALASEKERA, W.; VERSTEEG, H. K.. An Introduction to Computational Fluid Dynamics. Pearson, 2007.
19. MEILI, L; *Estudo de Desempenho de Lavadores de Gases do Tipo Venturi com Seção Circular*, Dissertação – Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de Uberlândia, Uberlândia, 2006.
20. MENDES, C. C.; *Estudo de uma Metodologia baseada na Utilização De Ferramentas de Simulação Numérica Aplicada às Áreas de Manutenção*, Dissertação – Curso de Pós-Graduação em Engenharia Mecânica, Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, 2009.
21. MOUSAVIAN, S. M.; NAJAFI, A., F.; *Numerical Simulations of Gas-Liquid-Solid Flows in a Hydrocyclone Separator*, Artigo - Archive of Applied Mechanics, 2007.
22. MUSSATTI, D.; HEMMER, P.; Particulate Matter Controls (APTI Course 452). U.S. Environmental Protection Agency, 2002.
23. OKUMURA, K.; CHEVY, F.; RICHARD, D.; QUERE, D.; CLANET, C.; Water Spring: A Model for Bouncing Drops, Artigo - Europhysics Letters, 2003.
24. PACHECO, F.; CAVALCANTE, C. C. P.; MENDES, J. R. P.; BANNWART, A. C.; SERAPIÃO, A. B. S.; *Identificação de Padrões de escoamento Multifásico e Determinação da Perda de Carga com o Auxílio de Redes Neurais*, Artigo - 4º Congresso Brasileiro de Pesquisa e Desenvolvimento em Petróleo e Gás, Associação Brasileira de P&D em Petróleo e Gás (ABPG), Campinas, 2007.
25. PRABHAKARA, S.; DESHPANDE, M. D.; *The No-Slip Boundary Condition in Fluid Mechanics*, Artigo - Indian Academy of Sciences, Bangalore, 2004.
26. PUENTES, N., A., G.; *Atomização do Jato Líquido em um Lavador Venturi*, Dissertação - Programa de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal de São Carlos, São Carlos, 2008.
27. RICHARDS, J. R.; Control of Particulate Emissions (APTI Course 413). U.S. Environmental Protection Agency, 1995.

28. RUDNICK, S., N.; KOEHLER, J. L. M.; MARTIN, K. P.; LEITH, D.; COOPER, D., W.; *Particle Collection Efficiency in a Venturi Scrubber: Comparison of Experiments With Theory*, Artigo - Environmental Science Technology, American Chemical Society, 1986.
29. SCHNELLE, K. B.; BROWN, C. A.. *Air Pollution Control Technology Handbook*, CCR Press, New York, 2001.
30. STAR-CCM+ User Guide, Version 6.04.016, CD-Adapco, 2011.
31. TANAKA, I.; KUBOTA, T.; JYONO, Y.; IJICHI, K.; *The Technology of B.O.F. Waste Gas Handling System*, Artigo - Process Technology, Illinois, 1977.
32. WAL, V. D.; *Static and Dynamic Wetting of Porous Teflon® Surfaces* – Department of Polymer Chemistry, University of Groningen, Nova Zelândia, 2006.
33. WHITE, Frank M.. *Viscous Fluid Flow*: McGraw-Hill, New York, 1991.
34. WOO, H. OH; *Computational Fluid Dynamics*, INTECH, Croácia, 2010.