

**INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO  
MARANHÃO  
COORDENAÇÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE MATERIAIS**

**PROCESSO DE NEUTRALIZAÇÃO DE RESÍDUO DE BAUXITA COM  
SEQÜESTRO DE CARBONO**

Luis Carlos Alves Venancio

São Luis  
2010

# **Livros Grátis**

<http://www.livrosgratis.com.br>

Milhares de livros grátis para download.





**INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TECNOLOGIA DO  
MARANHÃO  
COORDENAÇÃO DE PÓS-GRADUAÇÃO  
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE MATERIAIS**

**PROCESSO DE NEUTRALIZAÇÃO DE RESÍDUO DE BAUXITA COM  
SEQÜESTRO DE CARBONO**

Luis Carlos Alves Venancio

Dissertação de mestrado apresentada  
ao Programa de Pós-Graduação em  
Engenharia de Materiais como requisito  
parcial à obtenção do grau de MESTRE  
EM ENGENHARIA DE MATERIAIS.

Orientador: Prof. Dr. Antônio Ernandes Macêdo Paiva

Agência Financiadora: CAPES

São Luis

2010

## FICHA CATALOGRÁFICA

Venancio, Luis Carlos Alves.

Processo de Neutralização de Resíduo de Bauxita com Sequestro de Carbono/Luis Carlos Alves Venancio. – São Luis, 2010.

69p.:il.

Dissertação (Mestrado em Engenharia de Materiais) – PPGEM, Instituto Federal de Educação, Ciência e Tecnologia do Maranhão, 2010.

1. Engenharia de Saúde Pública 2. Resíduos Sólidos Industriais - Tratamento 3. Bauxita 4. Gás Carbônico 5. Lama vermelha 6. Carbonatação I. Título

CDU: 628.54

## **DEDICATÓRIA**

Dedico este trabalho a minha esposa e meus filhos pelo incentivo e apoio nas longas horas longe de casa.

## **VITAE DO CANDIDATO**

Engenheiro Mecânico pela UFRJ (1983).

Especialização em Engenharia de Produção pela UFSC (1993).

Vinte e cinco anos de experiência industrial incluindo projetos de engenharia, construção, operação e manutenção. Larga experiência em equipamentos de elevação de carga, manuseio de sólidos a granel e reciclagem de resíduos industriais







MEMBROS DA BANCA EXAMINADORA PARA DISSERTAÇÃO DE MESTRADO DE  
LUIS CARLOS ALVES VENANCIO  
APRESENTADA AO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE  
MATERIAIS, DO INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E  
TECNOLOGIA DO MARANHÃO, EM 5 de março de 2010

BANCA EXAMINADORA:

PROF Dr. ANTÔNIO ERNANDES MACÊDO PAIVA  
ORIENTADOR  
INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TEC. DO MARANHÃO

PROF. Dr. EMANUEL NEGRÃO MACÊDO  
UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ

PROF Dr. ALUISIO ALVES CABRAL JR.  
INSTITUTO FEDERAL DE EDUCAÇÃO, CIÊNCIA E TEC. DO MARANHÃO



## AGRADECIMENTOS

Gostaria de agradecer:

1. O apoio do Orientador professor Dr. Antonio Ernandes M. Paiva pela orientação e correções e ao Prof. Dr. José Manuel Rivas Mercury pelo apoio na pesquisa bibliográfica.
2. O apoio dos professores Emanuel Negrão Macêdo e José Antonio Silva Souza na orientação dos trabalhos experimentais, no apoio da infraestrutura do Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia e no apoio material.
3. A UFPA pela sessão dos laboratórios da Faculdade de Engenharia Química e a pessoa do professor Lênio José Guerreiro.
4. Ao professor Rômulo Simões Angélica da UFPA pelo apoio nas análises de difração de raio X.
5. Ao IFMA, através do PPGEM por ter proporcionado a realização deste trabalho.
6. A CAPES pela bolsa de estudos.
7. A Alunorte pela matéria prima.



## RESUMO

A produção de 9,8 milhões de toneladas por ano de alumina (considerando as expansões completadas em 2009) nos estados do Maranhão e Pará é um negócio com faturamento de cerca de US\$ 2,9 bilhões por ano<sup>1-3</sup>. Esta atividade gerará cerca de 12 milhões de toneladas/ano do resíduo conhecido como lama vermelha e 4,5 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub>. O uso dos gases de exaustão das refinarias para neutralização do resíduo de bauxita pode permitir um ganho duplo: abrir um grande leque de novas aplicações para o resíduo com a redução de sua reatividade, bem como sequestrar cerca de 660.000 toneladas de CO<sub>2</sub> por ano, além de outros gases da exaustão como SO<sub>2</sub> e NO<sub>x</sub>. Neste trabalho, analisou-se e testou-se em laboratório a reação de uma suspensão de resíduo de bauxita e água com os gases de exaustão do calcinador de uma refinaria em uma torre mista de spray e recheios que foi adaptada para o experimento. Foi obtida uma redução do pH de 11,5 para até 7,8. A influência da temperatura também foi avaliada, ficando evidenciado o aumento da velocidade de reação com o aumento da temperatura. Para aumentar a eficiência da reação, é necessário o aumento do tempo de residência no reator o que pode ser obtido pelo aumento da altura do mesmo. Os materiais utilizados na torre deverão ser cuidadosamente avaliados, de modo a resistir a temperaturas de até 150°C e para minimizar a deposição de material nas superfícies.



## ABSTRACT

The production of 9.8 million metric tons of alumina per year (considering the expansions completed in 2009) in Maranhão and Pará states is a business with revenues of about \$ 2.9 billion per year<sup>1-3</sup>. This activity will generate about 12 million metric tons / year of waste known as red mud and 4.5 million metric tons of CO<sub>2</sub>. The direct use of the exhaust gases from alumina refineries to react and neutralize the bauxite residue allow a double gain: open a wide range of new applications for the waste by reducing its reactivity and sequester about 660,000 tons of CO<sub>2</sub> per year plus other exhaust gases such as SO<sub>2</sub> and NO<sub>x</sub>. In this dissertation we analyzed and simulated in the laboratory the reaction of a suspension of bauxite residue and water with the exhaust gases of a refinery calcinator in a hybrid of spray and packed column. The equipment was adapted for the experiment and we obtained a reduction of pH from 11.5 to up to 7.8. The influence of temperature was also evaluated and evidenced the increase of reaction rate with higher temperature. To increase the efficiency of the reaction it is necessary to increase the residence time in the reactor what can be obtained by increasing the height of it. The materials used in the tower should be carefully evaluated in order to withstand temperatures up to 150° C and to minimize deposition of material on the surfaces.





## PUBLICAÇÕES

- VENANCIO, L.C.A.; PAIVA, A.E.M.; MACEDO, E.N.; SOUZA, J.A.S.  
Bauxite Residue Neutralization With Carbon Sequestration. In Energy  
Technology 2010 symposia held during TMS 2010 Annual Meeting and  
Exhibition. Seattle, Washington, USA, 2010.



## SUMÁRIO

BANCA EXAMINADORA.....	i
AGRADECIMENTOS .....	iii
RESUMO. ....	v
ABSTRACT.....	vii
PUBLICAÇÕES.....	ix
ÍNDICE DE TABELAS.....	xv
ÍNDICE DE FIGURAS.....	xvii
SÍMBOÇOS E ABREVIATURAS.....	xix
1 INTRODUÇÃO .....	1
2 REVISÃO DA LITERATURA.....	3
2.1 Processo Bayer para Produção de Alumina.....	3
2.2 Processo Bayer - Geral.....	3
2.3 Etapas do Processo Bayer.....	6
2.4 Etapa Vermelha.....	7
2.4.1 Moagem.....	7
2.4.2 Digestão.....	8
2.4.3 Decantação e Lavagem de LV.....	8
2.4.4 Filtração.....	9
2.5 Etapa Branca.....	10
2.5.1 Precipitação.....	10
2.5.2 Filtração a Vácuo.....	11
2.5.3 Calcinação.....	12
2.6 Resíduo do Processo Bayer - Lama Vermelha .....	13
2.6.1 Redução da Geração de LV.....	14
2.6.2 Reutilização da LV.....	14
2.7 Resíduo do Processo Bayer - Gases de Exaustão .....	15
2.8 Carbonatação da Lama Vermelha .....	16
2.9 O Estado da Arte da Absorção de Gases em Fase Líquida e em Suspensão de Sólidos.....	17
3 MATERIAIS E MÉTODOS .....	21
3.1 Materiais.....	21
3.1.1 Lama Vermelha (LV).....	21
3.1.2 Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ).....	21
3.2 Equipamentos .....	21

3.2.1 Sistema de preparação dos gases de alimentação .....	22
3.2.2 Lavador de gases ou reator .....	23
3.2.3 Sistema de circulação de solução de LV .....	26
3.2.4 Phmetro .....	31
3.2.5 Picnômetro de sólidos.....	31
3.2.6 Sistema de aquecimento.....	31
3.2.7 Viscosímetro.....	32
3.2.8 Termômetro digital.....	33
3.2.9 Anemômetro.....	33
3.2.10 Difratorômetro de raios X.....	33
3.2.11 Analisador de Gases.....	34
3.3 Métodos.....	33
3.3.1 Preparação da Suspensão de LV.....	34
3.3.2 Preparação dos Gases .....	35
3.3.3 Controle de processo.....	35
3.3.4 Difração de raio X.....	36
3.3.5 Medições de viscosidade da LV.....	37
3.3.6 Medção de densidade.....	37
4 RESULTADOS E DISCUSSÃO.....	39
4.1 Caracterização Física Da LV .....	39
4.1.1 Composição Química.....	39
4.1.2 Difração de raio X .....	39
4.2 Dióxido de Carbono .....	39
4.2.1 Cálculo do percentual de CO <sub>2</sub> no gás da chaminé de um calcinador real .....	41
4.3 Comportamento Reológico da Suspensão de LV .....	42
4.4 Determinação da Vazão da Fase Líquida.....	44
4.5 Coleta das Amostras.....	45
4.7 Resultados do pH da LV Durante a Reação com o CO <sub>2</sub> .....	49
4.8 Difratorograma da LV Após a Neutralização.....	52
4.9 Balanço de Massa.....	56
4.10 Deposição de material nas paredes da tubulação.....	56
4.11 Presença de outros gases na exaustão do calcinador.....	57
5 CONCLUSÃO OU CONSIDERAÇÕES FINAIS.....	59
6 SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS.....	61

7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	63
APÊNDICE A.....	67



## ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 2.1 – Diferenças no tratamento entre diversos tipos de bauxitos no processo Bayer.....	5
Tabela 2.2 – Etapas do processo Bayer atual.....	7
Tabela 4. 1 - Composição química da Lama Vermelha.....	39
Tabela 4.2 – Propriedades Físicas da LV.....	41
Tabela 4.3 – Cálculo do %-v de CO <sub>2</sub> nos gases de exaustão do calcinador.....	42
Tabela 4.4 – Vazão da suspensão de LV em cada corrida.....	45
Tabela A.1 - Resultados da corrida com quarto bicos Niper e 28°C.....	67
Tabela A.2 – Resultados da corrida com dez bicos inox e 28°C.....	68
Tabela A.3 – Resultados da corrida com dez bicos inox e 48°C.....	69





## ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 2.1 – a)Processo Le Chatelier (1853) b)Processo bayer (1880).....	4
Figura 2.2 – Processo Bayer atual.....	5
Figura 2.3 – Micrografia da bauxita de Paragominas- PA.....	6
Figura 2.4 – Moagem de bauxita.....	7
Figura 2.5 – Digestores.....	8
Figura 2.6 – Decantador.....	9
Figura 2.7 – Filtros.....	10
Figura 2.8 – Precipitadores.....	11
Figura 2.9 – Filtradores a vácuo.....	12
Figura 2.10 – Calcinadores.....	13
Figura 2.11 – Torre spray.....	17
Figura 2.12 – Torre de borbulhamento.....	18
Figura 2.13 – Torre de recheios.....	19
Figura 3.1 - Sistema experimental de lavagem de gases.....	22
Figura 3.2 - Soprador radial de ar.....	23
Figura 3.3 - Lavador de Gases ou reator (vista frontal).....	24
Figura 3.4 - Lavador de gases ou reator (vista lateral).....	25
Figura 3.5 - Bico aspersor em aço inoxidável com orifício de 2 mm.....	25
Figura 3.6- Bico aspersor centrífugo com orifício de 4,5mm de diâmetro.....	26
Figura 3.7 - Bomba centrífuga autoescorvante.....	26
Figura 3.8 - Vista isométrica da tubulação de apersão de LV em aço galvanizado projetada para o experimento.....	27
Figura 3.9 - Tubulação de recalque em aço galvanizado.....	28
Figura 3.10 - Vista inferior do sistema de aspensão.....	28
Figura 3.11 - Sistema de aspensão com bicos de aço inoxidável operando com água.....	29
Figura 3.12 - Sistema de aspensão operando com LV e bicos de aço inoxidável.....	29
Figura 3.13 - Sistema de aspensão e bicos centrífugos operando com água. .	30
Figura 3.14 - Sistema de aspensão e bicos centrífugos operando com LV... ..	30

Figura 3.15 - Medidor de pH portátil.....	31
Figura 3.16 - Sistema de aquecimento elétrico.....	32
Figura 3.17 Viscosímetro.....	32
Figura 3.18 - Difratorômetro de raios X do laboratório de Geociências.....	33
Figura 3.19 - Analisador de gases.....	34
Figura 4.1 - Difração de raio X da amostra de LV.....	40
Figura 4.2 - Variação de viscosidade em função do teor de defloculante.....	43
Figura 4.3 - Medição de vazão da fase líquida.....	44
Figura 4.4 - Cilindro contendo CO <sub>2</sub> com capa de gelo na parte inferior.....	46
Figura 4.5 - Analisador de gases em utilização.....	47
Figura 4.6 - Sonda do analisador no interior do duto de exaustão.....	48
Figura 4.7 - Analisador de gases em operação.....	48
Figura 4.8 - Tanque de LV com sistema de aquecimento.....	49
Figura 4.9 - Medição de pH no tanque de LV.....	50
Figura 4.10 - Resultados da neutralização da LV com CO <sub>2</sub> utilizando-se quatro bicos pulverizadores centrífugos.....	50
Figura 4.11- Resultados da neutralização da LV com CO <sub>2</sub> na temperatura de 28° C utilizando-se dez bicos aspersores cone oco em aço inoxidável..	51
Figura 4.12 - Resultados da neutralização da LV com CO <sub>2</sub> na temperatura de 48° C utilizando-se dez bicos aspersores cone oco em aço inoxidável..	52
Figura 4.13 - Difração de raio X da parte sobrenadante da LV após a reação com o CO <sub>2</sub> .....	53
Figura 4.14 - Difração de raio X da parte decantada da LV após a reação com o CO <sub>2</sub> .....	54
Figura 4.15 - Comparação dos difratogramas da LV como foi recebida e após a reação com o CO <sub>2</sub> .....	55
Figura 4.16 - Deposição de material na tubulação.....	56

## SÍMBOLOS E ABREVIACIONES

LV – Lama vermelha.

CO<sub>2</sub> – Dióxido de carbono



## 1 INTRODUÇÃO

A produção de 9,8 milhões de toneladas por ano<sup>1,2</sup> de alumina (considerando as expansões completadas em 2009) nos estados do Maranhão e Pará é um negócio com faturamento de cerca de US\$ 2,9 bilhões por ano<sup>3</sup>. Esta atividade gerará cerca de 12 milhões de toneladas/ano do resíduo conhecido como lama vermelha e 4,5 milhões de toneladas de CO<sub>2</sub>. A lama vermelha é classificada como resíduo classe 1, de acordo com a NBR 10004/2004, devido a alta alcalinidade, e no Brasil é estocada em grandes lagos impermeáveis não sendo reaproveitada em larga escala (em alguns países este material é lançado no mar). Estes lagos são eventualmente revegetados superficialmente, depois de cheios de material sólido e removida a umidade. Terão, entretanto, que ser monitorados permanentemente durante décadas, permanecendo como um passivo ambiental. A busca de um processo industrial que facilite o aproveitamento em larga escala destes resíduos vem sendo objeto de pesquisas em escala global há várias décadas.

O uso dos gases de exaustão das refinarias para neutralização do resíduo de bauxita pode permitir um ganho duplo: abrir um grande leque de novas aplicações para o resíduo de bauxita reduzindo sua reatividade bem como sequestrar até 660.000 toneladas de CO<sub>2</sub> por ano, além de outros gases da exaustão como SO<sub>2</sub> e NO<sub>x</sub>.

Este trabalho teve como objetivo principal estudar a reação do CO<sub>2</sub> com o resíduo do processo Bayer, de modo a buscar os parâmetros básicos para projetar um equipamento capaz de efetuar esta reação em escala piloto. Para isto, foi projetada e realizada uma modificação das instalações do laboratório, de modo a criar as condições adequadas para a reação. Foram processadas composições de resíduos do processo Bayer em névoa com fluxos de gases contendo CO<sub>2</sub>, em diversas temperaturas e concentração similar a existente nos gases de exaustão do calcinador. Com os resultados obtidos, foi verificada a viabilidade do processo bem como a influência da temperatura.



## 2 REVISÃO DA LITERATURA

### 2.1 Processo Bayer para Produção de Alumina

Dos 250 minerais conhecidos que contem alumínio são considerados minérios de alumínio os bauxitos, as argilas cauliníticas, nefelina e alunita. O minério mais utilizado é o bauxito<sup>4</sup>.

O processo Bayer leva este nome por ter sido desenvolvido pelo químico austríaco Karl Joseph Bayer entre 1886 e 1892. Anteriormente a alumina era produzida pelo método de Saint-Claire Deville, também conhecido como processo Le Chatelier. Por esse método, a bauxita era submetida a calcinação após misturada com barrilha (designação comercial do carbonato de sódio) a 1000°C, produzindo-se um clínquer contendo aluminato de sódio. Pela lixiviação do clínquer, o aluminato passava a solução, de onde se precipitava a alumina hidratada por injeção de CO<sub>2</sub>. A produção em media era de 1000 t/ano.

Em 1888, Bayer patenteou o seu processo de precipitação, usando nucleação de alumina hidratada para provocar a formação de mais hidrato. Isto melhorou sua cristalinidade e pureza, tornando o produto mais facilmente lavável e filtrável. Em 1892 ele requereu uma segunda patente, abrangendo o tratamento de bauxita por solução de soda cáustica sob pressão, para obter uma solução de aluminato de sódio. Isto possibilita a reutilização do licor pobre, obtido após a precipitação do hidrato, para o aproveitamento em um novo ciclo de digestão de bauxita.

### 2.2 Processo Bayer – Geral

Segundo BARRAND & GADEAU<sup>5</sup>, os pontos básicos do processo Bayer são:

- Dissolução da alumina contida na bauxita a alta temperatura e baixa pressão, mediante uso de soda cáustica concentrada.
- Depois da separação dos resíduos insolúveis, a precipitação parcial da alumina em solução se processa mediante a redução da temperatura e a nucleação com alumina hidratada do aluminato de sódio.



O processo Bayer aplicado a bauxitos gibsíticos, como é o caso do Brasil, consiste no seguinte: o bauxito britado é moído em moinhos de bolas, a úmido; a carga do moinho contém bauxito, solução nova de hidróxido de sódio e água-mãe recirculada da cristalização de gibsita; freqüentemente cal virgem é adicionado para aumentar a alcalinidade por decomposição do carbonato de sódio porventura presente. A mistura do bauxito moído (diâmetro entre 0,80mm e 0,06mm) e solução de hidróxido de sódio são digeridas a temperatura entre 105°C e 170°C para dissolver o hidróxido de alumínio formando o aluminato de sódio segundo a reação reversível<sup>4</sup> abaixo.



O processo de fabricação da alumina evoluiu no tempo conforme ilustram os fluxogramas nas Figuras 2.1 e 2.2.

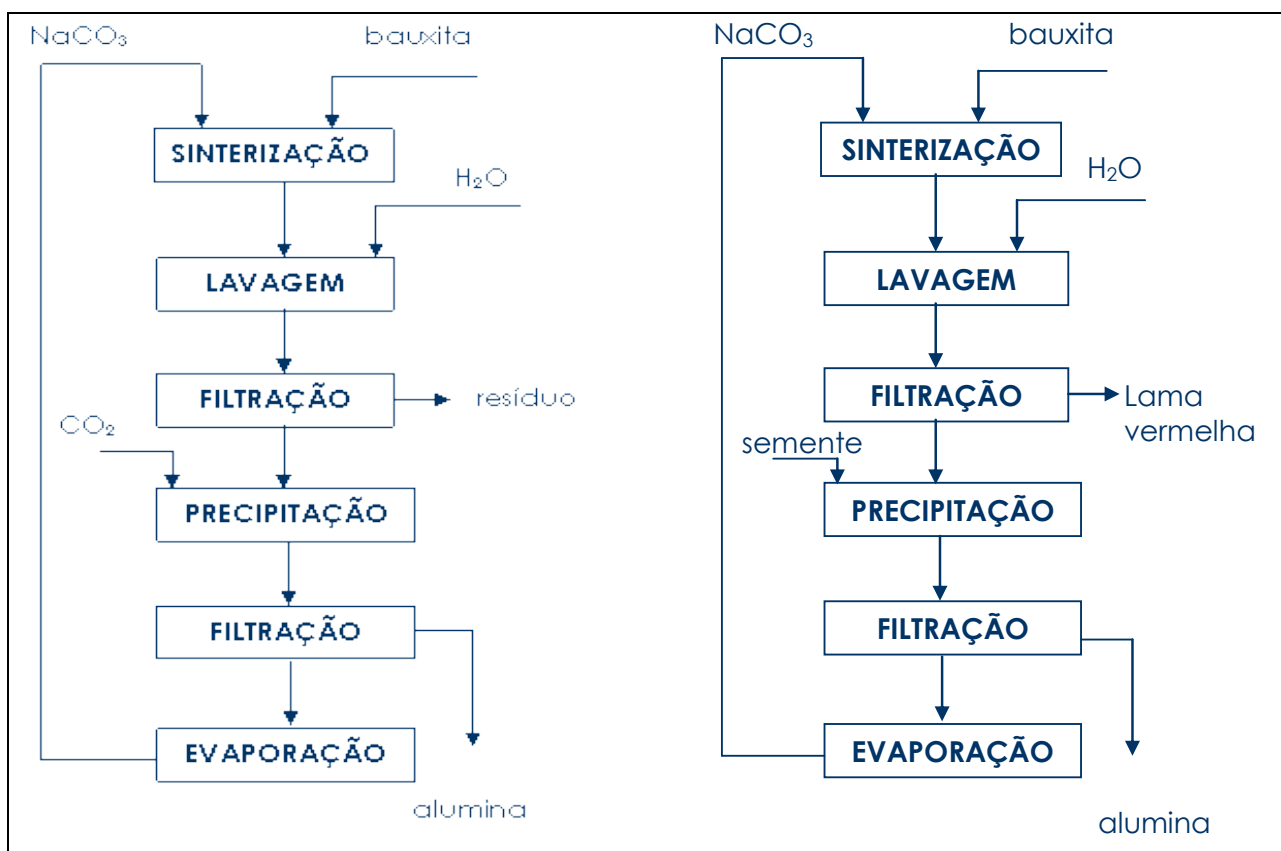


Figura 2.1: a) Processo Le Chatelier(1855)

b) Processo Bayer (1888)<sup>6</sup>

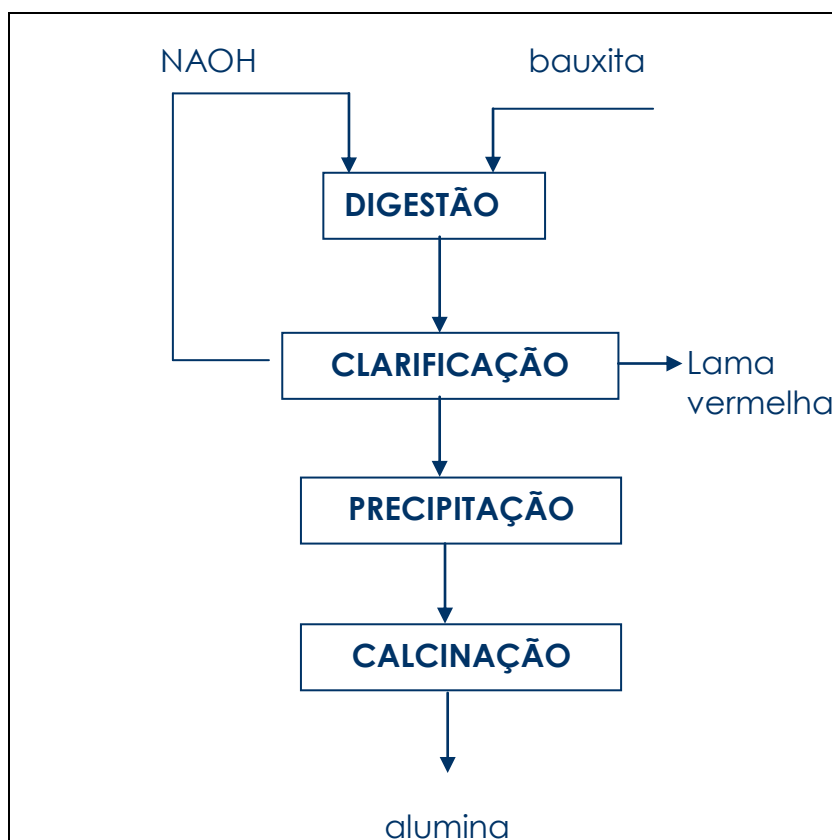


Figura 2.2: Processo Bayer atual<sup>6</sup>.

A digestão ou dissolução da gibsitita é feita em autoclaves capazes de suportar temperaturas de 105 a 250°C, com agitação produzida por vapor de água injetado sob pressão de 1 a 35atm. Pressão e temperatura variam conforme a Tabela 2.1 abaixo.

TABELA 2.1 – Diferenças no tratamento entre diversos tipos de bauxitos no processo Bayer<sup>4</sup>.

Variáveis	Bauxitos boemíticos e diaspóricos	Bauxitos gibsíticos
Temperatura (°C)	205 – 250	105 – 170
Pressão (atm)	15 – 35	1
Tempo de digestão (h)	2,0 – 2,5	1

A precipitação de gibsitita da solução saturada quente do aluminato é feita pela nucleação, com cristais de gibsitita. Adiciona-se uma quantidade de núcleos de gibsitita em peso igual de 25%, a 100% da alumina dissolvida com o

aluminato. Nucleando a solução saturada e baixando a temperatura de 105-170°C para 40°C, o excesso de alumina dissolvida como aluminato de sódio se cristaliza como gibsita, restando na solução aluminato não hidrolisado e hidróxido de sódio, que são reciclados aos moinhos de bauxitos. A gibsita cristalizada é separada em duas frações: a grossa, que é utilizada na calcinação para produzir alumínio, e a fração fina, que é usada para nuclear nova solução de aluminato de sódio.

A gibsita grossa é calcinada em fornos aquecidos a gás ou óleo combustível em temperaturas de 950°C a 1200°C para produzir alumina<sup>4</sup>.

Na Figura 2.3 abaixo, temos uma micrografia da bauxita produzida em Paragominas-PA.

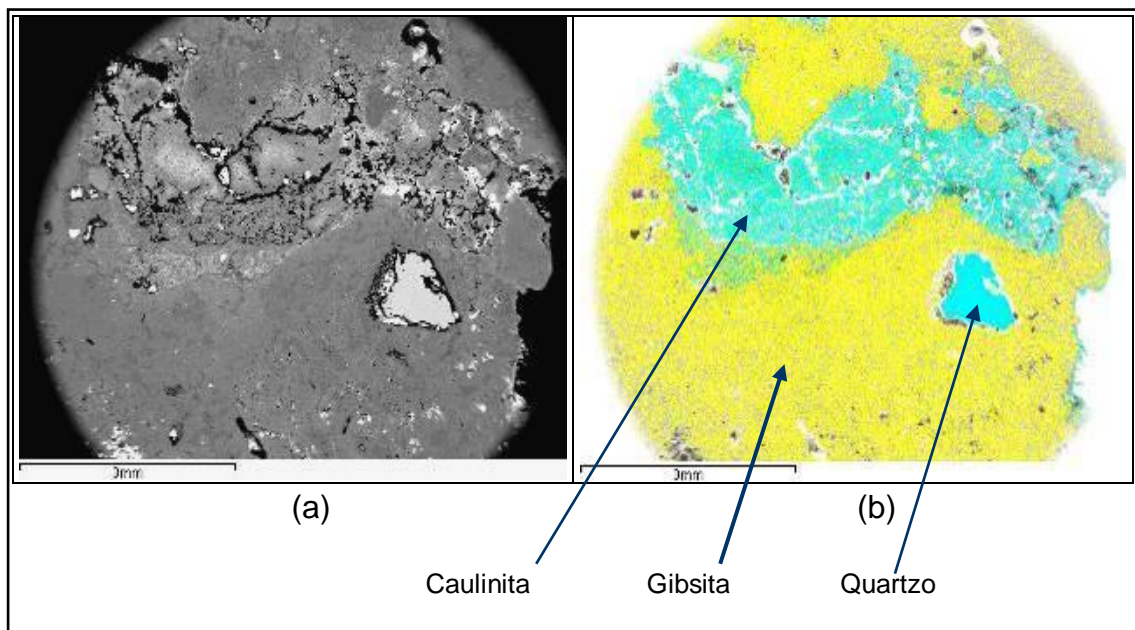


Figura 2.3 – (a) Micrografia da bauxita de Paragominas (b) Mapeamento da micrografia<sup>6</sup>.

### 2.3 Etapas do Processo Bayer

O processo Bayer pode ser dividido em duas grandes etapas conforme mostra a Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Etapas do processo Bayer atual

ETAPA VERMELHA Extraí a gipsita da bauxita e separa a LV	ETAPA BRANCA Separa a alumina hidratada e remove a água
Moagem da bauxita	Precipitação da alumina hidratada
Digestão – dissolução da gipsita em soda cáustica	Filtração a vácuo
Decantação e lavagem da lama	Calcinação da alumina
Filtração	

## 2.4 Etapa Vermelha

### 2.4.1 Moagem

Compreende as operações de redução de dimensão conforme podemos ver na Figura 2.4 abaixo. O objetivo é manter sob controle a granulometria, a vazão e a percentagem de sólidos ideais para extrair a alumina durante a digestão. A polpa da bauxita, gerada na moagem é bombeada para o tanque pulmão de polpa de bauxita de onde é bombeada para digestão.



Figura 2.4 - Moagem da Bauxita (Alunorte).

## 2.4.2 Digestão

Na digestão vista na Figura 2.5 abaixo, a alumina contida na bauxita é dissolvida pelo licor pobre (solução de soda cáustica), enquanto às impurezas que constituem a lama, permanecem insolúveis.



Figura 2.5 - Digestores (Alunorte).

## 2.4.3 Decantação e Lavagem de Lama

A Figura 2.6 mostra a separação da solução de licor rico das impurezas sólidas (lama), através da decantação acelerada por floculantes sintéticos. Uma vez decantada, a lama é removida e bombeada para uma série de cinco lavadores em contra corrente com água adicionada no quinto estágio de lavagem. O objetivo é retirar a soda cáustica presente na lama.

A separação da lama da solução do licor rico é obtida através dos controles: da temperatura, da adição de floculantes e em função da vazão na descarga e monitoramento do nível da lama dentro do decantador.



Figura 2.6 - Decantador (Alunorte).

#### 2.4.4 Filtração

Consiste na separação de partículas sólidas de uma suspensão líquida mediante o escoamento desta suspensão em um meio poroso estacionário, denominado de meio filtrante como mostrado na Figura 2.7. Neste processo, o sólido permanece retido sobre este meio, forma um depósito que se denomina torta de filtração e cuja espessura cresce e se deforma continuamente e passa a desempenhar um papel fundamental no decorrer da operação de separação. A fase fluida que atravessa o meio poroso é denominada de filtrado.

A filtração tem como objetivo reter estas partículas de lama. O licor rico, produto da divisão vermelha, sai com cerca de 10mg/L de lama em suspensão para área de divisão branca.

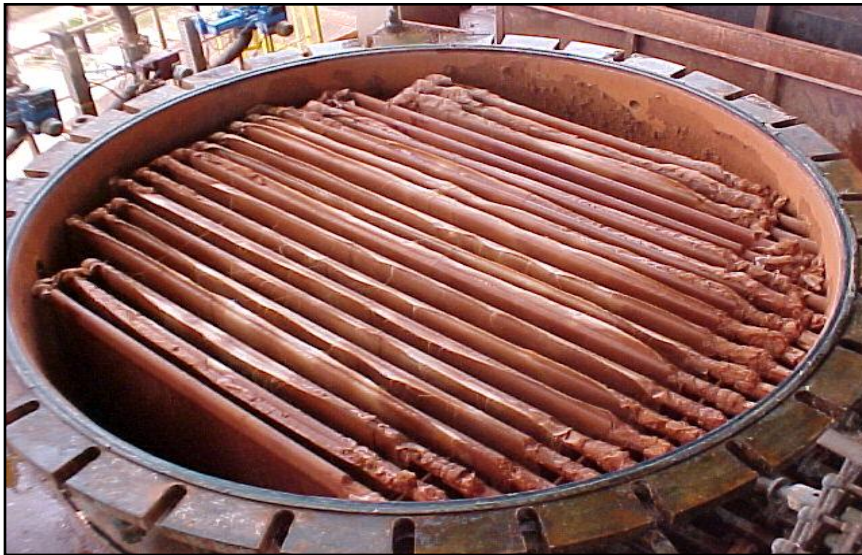


Figura 2.7 - Filtros (Alunorte).

## 2.5 Etapa Branca

### 2.5.1 Precipitação

Aqui se inicia a etapa branca. A alumina hidratada, dissolvida da bauxita na digestão, é aglomerada e decantada da solução para formar o produto do processo Bayer nesta etapa: alumina tri-hidratada ou hidrato ( $\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 3\text{H}_2\text{O}$ ).

Duas ferramentas são usadas para acelerar este processo. A primeira é a redução da temperatura do licor rico o que acentua o seu grau de supersaturação, a segunda é a adição de alumina hidratada (chamada de semente) obtida previamente para nuclear o processo de aglomeração.

Parte do licor rico (30%) é bombeada para precipitadores aglomeradores que recebem uma descarga de semente fina. Estes, em condições de temperatura, agitação e tempo de residência adequados, irão promover o mecanismo de aglomeração das partículas.

Os precipitadores cementadores recebem semente grossa e a outra parcela do licor rico (70%), que foi resfriado em trocador de calor de placas (responsável pela redução da temperatura através da troca de calor com a água industrial). Nos cementadores, a uma dada temperatura, agitação e tempo de resistência, é promovido um aumento da resistência das partículas do hidrato, que serão enviados aos precipitadores de leite denso, que através de agitação e resfriamento forçado propiciarão um aumento do rendimento da

precipitação. A Figura 2.8 abaixo mostra o conjunto de precipitadores utilizados no processo da Alunorte.



Figura 2.8 - Precipitadores (Alunorte)

### 2.5.2 Filtração a Vácuo

O objetivo nesta etapa é remover o máximo de licor, reduzindo, assim, a perda da soda do circuito. O licor filtrado que entra no tanque de expansão sofre uma queda de pressão que provocará a evaporação de parte da água com a diminuição da temperatura. Pode-se atuar na pressão negativa gerada pelas bombas de vácuo, ou no nível de licor no tanque de expansão.

O vapor liberado no tanque de expansão é utilizado para aquecer o licor pobre que está retornando para a divisão vermelha do processo, reduzindo assim o gasto de energia durante o processo. Na Figura 2.9 é mostrado os filtradores a vácuo.





Figura 2.9 - Filtradores à Vácuo (Alunorte)

### 2.5.3 Calcinação

É o processo que promove e controla a eliminação da água de cristalização da partícula de alumina tri-hidratada (também chamada hidrato), de modo a obter uma superfície específica pré-determinada. Este processo ocorre a temperaturas em torno de  $960^{\circ}\text{C}$ .

Após a lavagem e filtração, o hidrato passa por secadores Venturi onde, em contato com os gases quentes gerados em forno, sofrerá uma secagem retirando a umidade da superfície de hidrato. Em seguida, este vai ao forno para a calcinação através da queima do óleo combustível em temperaturas de  $900^{\circ}\text{C}$  a  $1100^{\circ}\text{C}$ , eliminando-se a água de cristalização do hidrato. Na Figura 2.10 são mostrados os calcinadores utilizados pela Alunorte.

Após esta etapa, a alumina calcinada é resfriada em um resfriador de leito fluidizado até uma temperatura que permita seu transporte aos silos de estocagem, sem causar danos às correias transportadoras.



Figura 2.10 - Calcinadores (Alunorte).

## 2.6 Resíduo do Processo Bayer - Lama Vermelha

A produção de alumina pelo processo Bayer produz de 0,7 a 1,3 toneladas de resíduo por tonelada de alumínio. Este é freqüentemente chamado de “lama vermelha” (LV). A LV é composta de minerais não solúveis em hidróxido de sódio concentrado, como hematita e outros óxidos férreos, quartzo e óxidos de titânio.

No tratamento da LV, apenas parte do hidróxido de sódio é removido por lavagem em contracorrente antes de ser depositada. Desta forma, a LV depositada possui hidróxido de sódio em concentração considerável e possui em sua composição diversos minérios concentrados. Tal fato representa um grande desperdício de recursos minerais e, considerando a grande produção deste resíduo, torna-o potencialmente perigoso ao meio ambiente<sup>7</sup>.

### 2.6.1 Redução da Geração de LV

Diversos experimentos vêm sendo testados para reduzir a geração de LV e seu teor de NaOH. O objetivo comum é a remoção do  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  antes do processo Bayer. O primeiro caminho consiste no pré-tratamento da bauxita para remover parte do  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  através do uso de separação magnética de alta intensidade para bauxita<sup>8</sup>. Um segundo caminho faz a pré-redução da bauxita através de calcinação a  $800^\circ\text{C}$ , o que permite o uso de separação magnética de menor intensidade<sup>9</sup>.

Alterações no processo incluindo o tempo e temperatura de digestão podem reduzir o teor de NaOH na LV, aumentando as possibilidades de reutilização<sup>10</sup>.

### 2.6.2 Reutilização da LV

De acordo com Paranguru<sup>11</sup> os processos de reutilização de LV no mundo se dividem em três grandes categorias:

- Utilização a granel após neutralização com cal, gesso, água do mar ou  $\text{CO}_2$ <sup>10,12</sup>. Como exemplos, podemos citar aterros, recuperação de terras, coberturas de aterros sanitários em mistura com argila<sup>13</sup> e o uso como desinfetante e agente de estabilização para esgotos<sup>14</sup>.
- Usos como matéria-prima. Materiais de construção diversos, corantes, esmalte para vitrificação de cerâmica, produtos químicos inorgânicos, adsorventes para remoção de metais pesados são especialmente bem documentados no livro de Thakur e Das<sup>15</sup>.
- Recuperação dos principais constituintes metálicos. Esta é a linha capaz de eliminar o problema a longo prazo, mas é necessária ser analisada a viabilidade econômica em função da composição da bauxita e da LV de cada refinaria. A recuperação do Fe que é o principal componente da LV é estudada desde 1950. A recuperação do Ti e da alumina também

podem ser viáveis, dependendo do teor. Podemos dividir em três grupos de processos:

- Redução – LV é tratada em fornos na presença de agentes redutores;
- Reação em estado sólido – Processo em que a LV é misturada com um agente redutor ou posta em contato com um gás redutor e aquecida entre 800°C e 1000°C formando ferro metálico<sup>16,17</sup>.
- Separação magnética – Uso de separadores magnéticos de alto gradiente para separar a hematita da lama vermelha seca e moída<sup>18</sup> ou a transformação prévia da hematita e goetita em magnetita permitindo o uso de equipamentos de separação magnética mais leves.

## 2.7 Resíduo do Processo Bayer - Gases de Exaustão

A geração de gases de exaustão no processo Bayer ocorre essencialmente em dois pontos: caldeira de produção de vapor e calcinador de alumina. Em ambos, o combustível utilizado é o óleo combustível 7A tanto na refinaria de São Luis - MA quanto na de Barcarena - PA. Outras refinarias utilizam gás natural. O consumo específico é de 0,18 toneladas de óleo combustível 7A por tonelada de alumina (Alunorte).

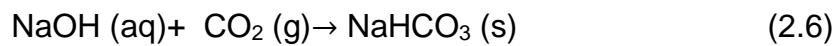
A composição dos gases de exaustão pode ser estimada considerando-se que o óleo 7A possui 82% de carbono em sua composição<sup>19</sup> e na reação com o oxigênio cada átomo de carbono com massa atômica 12g/mol se combina com dois de oxigênio com massa 16g/mol conforme a equação química (2.5):



Portanto cada tonelada de óleo irá gerar 3,015 toneladas de CO<sub>2</sub>

## 2.8 Carbonatação da Lama Vermelha

A lama vermelha possui em sua composição variados teores de NaOH, dependendo especificamente da planta industrial utilizada. Como exemplo, a LV utilizada por alguns pesquisadores<sup>9,20</sup> possui cerca de 5%-p de NaOH em sua composição. O principal processo da carbonatação é a absorção do CO<sub>2</sub> presente no gás de exaustão pela suspensão de LV e sua reação com o NaOH presente. Na presença de H<sub>2</sub>O como catalizador, a reação se processa de acordo com a equação 2.6:



Como a massa molecular do NaOH é 40,00 g/mol e a do CO<sub>2</sub> é 44,01g/mol, para neutralizar 1 ton. de LV contendo 5% NaOH com uma recuperação de 80% necessita-se cerca de 68,75 kg de CO<sub>2</sub>.

Como há disponível cerca de 415 kg de CO<sub>2</sub> por tonelada de LV, haverá gás em excesso para a neutralização.

Um segundo processo que ocorre em paralelo é a adsorção de CO<sub>2</sub> pelas zeólitas<sup>21-24</sup>. Zeólitas são aluminossilicatos hidratados cristalinos de metais alcalinos e alcalino terrosos. São formadas pela alumina não dissolvida e pela sílica durante o processo Bayer. Estas zeólitas vem sendo objeto de estudos ainda não concluídos com a finalidade de medir a área superficial específica (BET) média na LV e conseqüentemente a capacidade de adsorção de CO<sub>2</sub>. Sua participação no processo, entretanto é muito menor e, portanto não foi incluída nos cálculos.

Este assunto vem sendo discutido e experimentado em diferentes escalas ao redor do mundo. Na universidade de Pittsburgh<sup>25</sup>, está sendo testada a carbonatação direta com CO<sub>2</sub> liquefeito em escala de laboratório. Já na Austrália existe uma planta em escala piloto<sup>26</sup> localizada na refinaria de Kwinanana-WA (pertencente a Alcoa Alumínio), que está experimentando a carbonatação a partir de CO<sub>2</sub> concentrado proveniente de uma fábrica de

amônia vizinha. Esta planta está reduzindo o pH para 10,5. Note-se que a LV da Austrália é diferente da do Brasil por motivos geológicos. A composição da bauxita da Austrália possui uma maior quantidade de sílica de granulometria grossa, o que dificulta sua aspensão de modo eficiente.

## 2.9 O Estado da Arte da Absorção de Gases em Fase Líquida e em Suspensão de Sólidos.

A definição de o quê está controlando o processo de absorção é fundamental para a escolha do equipamento de separação. Podemos ter essencialmente três situações: o processo pode ser controlado pela resistência da fase gasosa, pela resistência da fase líquida ou por um misto das duas.

Na situação em que a resistência da fase gasosa controla o processo, utilizam-se as torres spray conforme mostra a Figura 2.11.

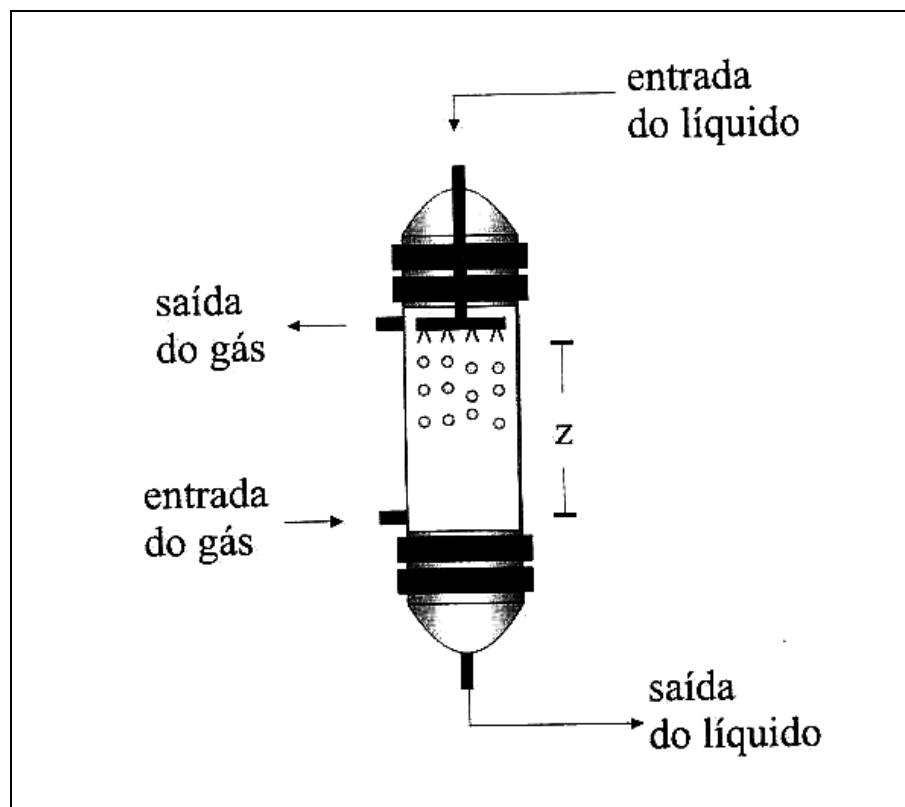


Figura 2.11- Torre spray<sup>27</sup>

As torres spray são câmaras espaçosas dentro das quais escoam a fase gasosa, denominada fase contínua, e a líquida que é introduzida por meio de atomizadores na forma de spray, caindo por gravidade em contracorrente com o gás. A fase líquida, por ser constituída de gotas, é denominada dispersa<sup>28</sup>. Quanto menores as gotas, maior a área superficial de contato, através do qual ocorre a absorção. No entanto, se as gotas forem demasiadamente pequenas, podem ser arrastadas pela corrente gasosa.

Na situação em que a resistência da fase líquida controla o processo, utilizam-se as torres de borbulhamento conforme mostra a Figura 2.12. Aqui a resistência da fase líquida controla o processo de absorção. Nesta situação podem-se utilizar as torres de borbulhamento. Estas operam ao contrário das torres spray. O gás é borbulhado na base da coluna e ascende em contracorrente ao líquido. A absorção se dá na superfície das bolhas em movimento<sup>28</sup>.

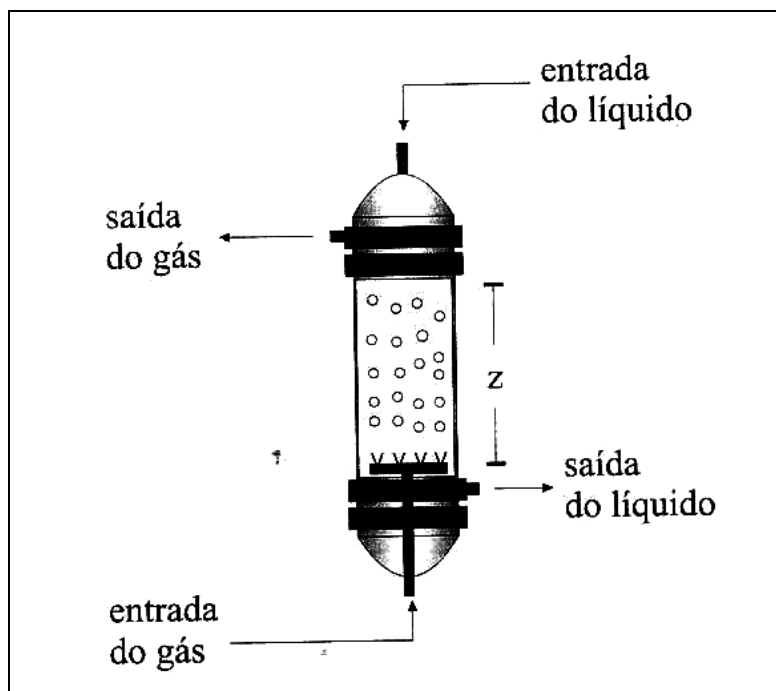


Figura 2.12 – Torre de borbulhamento<sup>27</sup>.

A figura 2.13 mostra uma torre de recheios. Utilizam-se essas torres quando as duas fases que controlam o processo de absorção operam com elevadas taxas de gás em relação ao líquido. A configuração desta coluna é de

um leito fixo recheado por particulados de formas peculiares com o objetivo de aumentar a superfície de contato líquido gás.

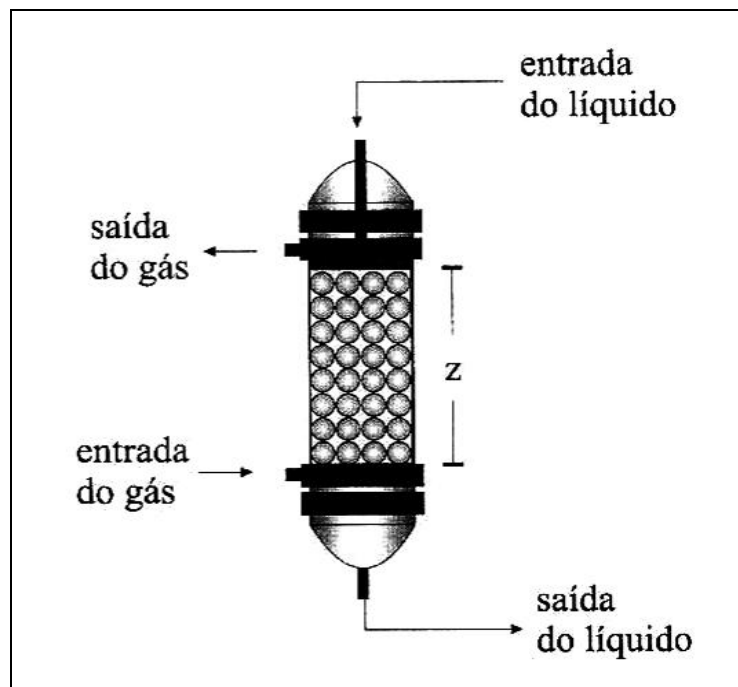


Figura 2.13 – Torre de recheios<sup>27</sup>.





### 3 MATERIAIS E MÉTODOS

#### 3.1 Materiais

##### 3.1.1 Lama vermelha (LV)

A LV utilizada neste trabalho foi cedida pela empresa Alumina do Norte do Brasil S.A. localizada em Barcarena, Pará.

##### 3.1.2 Gás carbônico (CO<sub>2</sub>)

O CO<sub>2</sub> utilizado neste trabalho foi adquirido da empresa Lindt Gases em Belém, Pará. Foram utilizados cerca de 185 kg de gás carbônico de qualidade industrial.

#### 3.2 Equipamentos

Com o objetivo de estudar a reação do CO<sub>2</sub> com a LV foram processadas composições de LV e água em névoa com fluxos de gases contendo CO<sub>2</sub> em diversas temperaturas e concentrações. Com os resultados obtidos, foram avaliados e propostos os conceitos básicos de um futuro equipamento em escala piloto.

O desenho esquemático do sistema experimental é mostrado na Figura 3.1. Consiste de um lavador misto do tipo torre-spray vertical com recheios de geometria cilíndrica, um reservatório, uma bomba, um ventilador, válvulas e equipamentos de medição descritos a seguir.

O sistema de lavagem de gases, onde foram realizados os experimentos, tem como objetivo promover a reação entre o dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) da corrente gasosa com a soda cáustica (NaOH) presente na fase líquido-sólida bem como promover a adsorção do CO<sub>2</sub> pelas zeólitas

presentes na LV. A corrente gasosa de ar misturado com  $\text{CO}_2$  é alimentada pela entrada direta de gás, na parte inferior do lavador, que entra em contato em contra-corrente com a suspensão recirculante de LV.

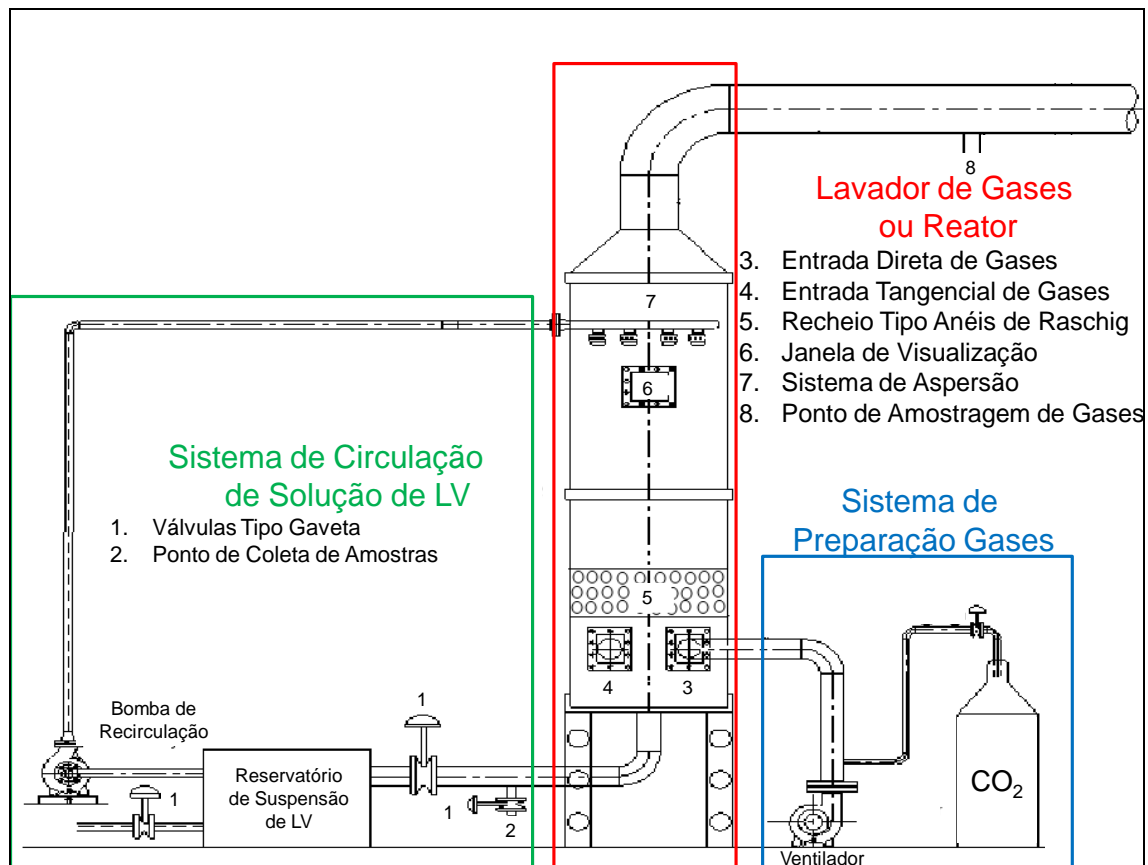


Figura 3.1 - Sistema Experimental de Lavagem de Gases

### 3.2.1 Sistema de Preparação dos Gases de Alimentação

Consiste de um ventilador radial que insufla o ar atmosférico através de uma mangueira de 100 mm de diâmetro até a entrada direta do lavador conforme é mostrado na Figura 3.2. Em um ponto a jusante do soprador o  $\text{CO}_2$  engarrafado é injetado por uma mangueira flexível a qual foi dotada de um difusor na extremidade, fazendo com que a descompressão do gás ocorra fora da mesma, permitindo uma mistura homogênea dos gases antes de entrar no lavador bem como evitar o congelamento da mangueira e o entupimento do circuito de  $\text{CO}_2$  pela formação de gelo.



Figura 3.2 – Soprador radial de ar

### 3.2.2 Lavador de Gases ou Reator

O lavador de gases utilizado neste experimento foi construído pela empresa Polifibra, com dimensões de construção de acordo com as recomendações de Perry e Caldas<sup>29,30</sup>. As Figuras 3.3 e 3.4 mostram este equipamento pertencente ao Laboratório de Engenharia Química da UFPa.

O lavador consiste de uma torre cilíndrica de fibra de vidro com 10 mm de espessura, 2 m de altura e 0,6 m de diâmetro interno. Essa torre é dividida em duas partes simétricas (1m), unidas por um flange vedado e fixado com 10 parafusos de aço inox 3/8"x 1" e uma guarnição de borracha de 1/4" de espessura.

Na base do lavador há duas janelas de entrada dos gases, sendo uma a entrada direta que direciona o gás a percorrer o centro do lavador e a outra a entrada que direciona o gás pelas paredes. Nos testes experimentais utilizou-se somente a entrada direta. Na região acima das entradas existe um sistema de recheio tipo anéis de Raschig<sup>27</sup>. O objetivo é aumentar a área de contato dos gases com a suspensão de lavagem. O lavador possui na sua base inferior

uma tubulação de PVC de 40 mm que serve de saída para a suspensão de lavagem.

Na parte superior está localizada uma janela de visualização feita de vidro com 570 cm<sup>2</sup> de área que permite a observação do sistema de aspersão. Este pode ser constituído de 10 bicos spray tipo cone oco de aço inoxidável 304 com abertura de 2 mm de diâmetro<sup>31</sup> visto na Figura 3.5 ou também por dois ou quatro bicos pulverizadores industriais tipo Niper com abertura diâmetro 3/16" tipo cone oco centrífugo visto na Figura 3.6, distribuídos de forma radial no lavador. Isto proporcionou uma distribuição de gotas na seção transversal tão homogênea quanto possível. Faz parte também do conjunto uma tubulação que serve para saída dos gases para atmosfera. Os gases contaminados seguem trajetória ascendente em contracorrente com as gotas de suspensão, fornecidas pelo sistema de líquido absorvedor. Portanto, podemos dizer que a metade superior funciona com uma torre spray, enquanto que a metade inferior funciona como uma torre de recheios.



Figura 3.3 – Lavador de gases ou reator (vista frontal)



Figura 3.4 - Lavador de gases ou reator (vista lateral)



Figura 3.5 – Bico aspersor em aço inoxidável com orifício de 2 mm de diâmetro.

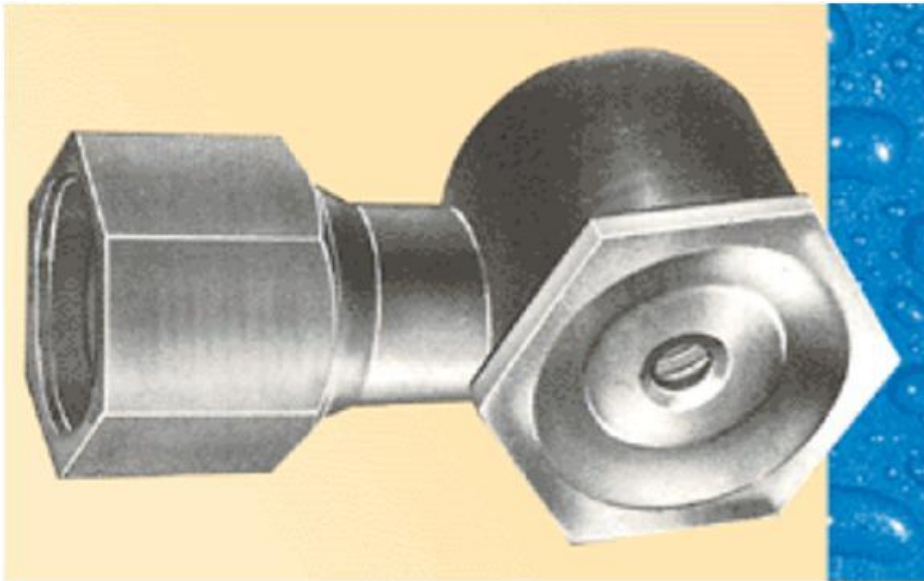


Figura 3.6 - Bico aspersor centrífugo com orifício de 4,5 mm de diâmetro.

### 3.2.3 Sistema de Circulação de Solução de LV

O sistema de circulação é composto de um tanque de recirculação com capacidade de 500 L, um tanque de água com capacidade de 100 L, uma bomba centrífuga de rotor semi-aberto auto-escorvante de marca Thebe modelo AE1 (Figura 3.7) tubulações e válvulas.



Figura 3.7 – Bomba centrífuga auto escorvante.

Para a realização destes experimentos foi projetado e construído um novo sistema de tubulação em aço galvanizado mostrado nas Figuras 3.8 a 3.14. O sistema é dotado de válvulas de alta pressão e interliga a bomba aos bicos aspersores de modo a permitir o aproveitamento da capacidade máxima de pressão da bomba obtendo assim uma aspersão mais eficiente<sup>12</sup>. Este projeto também contemplou uma redução progressiva de diâmetro de 1 ½" até ½" ao longo da tubulação. A finalidade foi promover um aumento progressivo da velocidade do fluido para evitar a criação de pontos de entupimento.

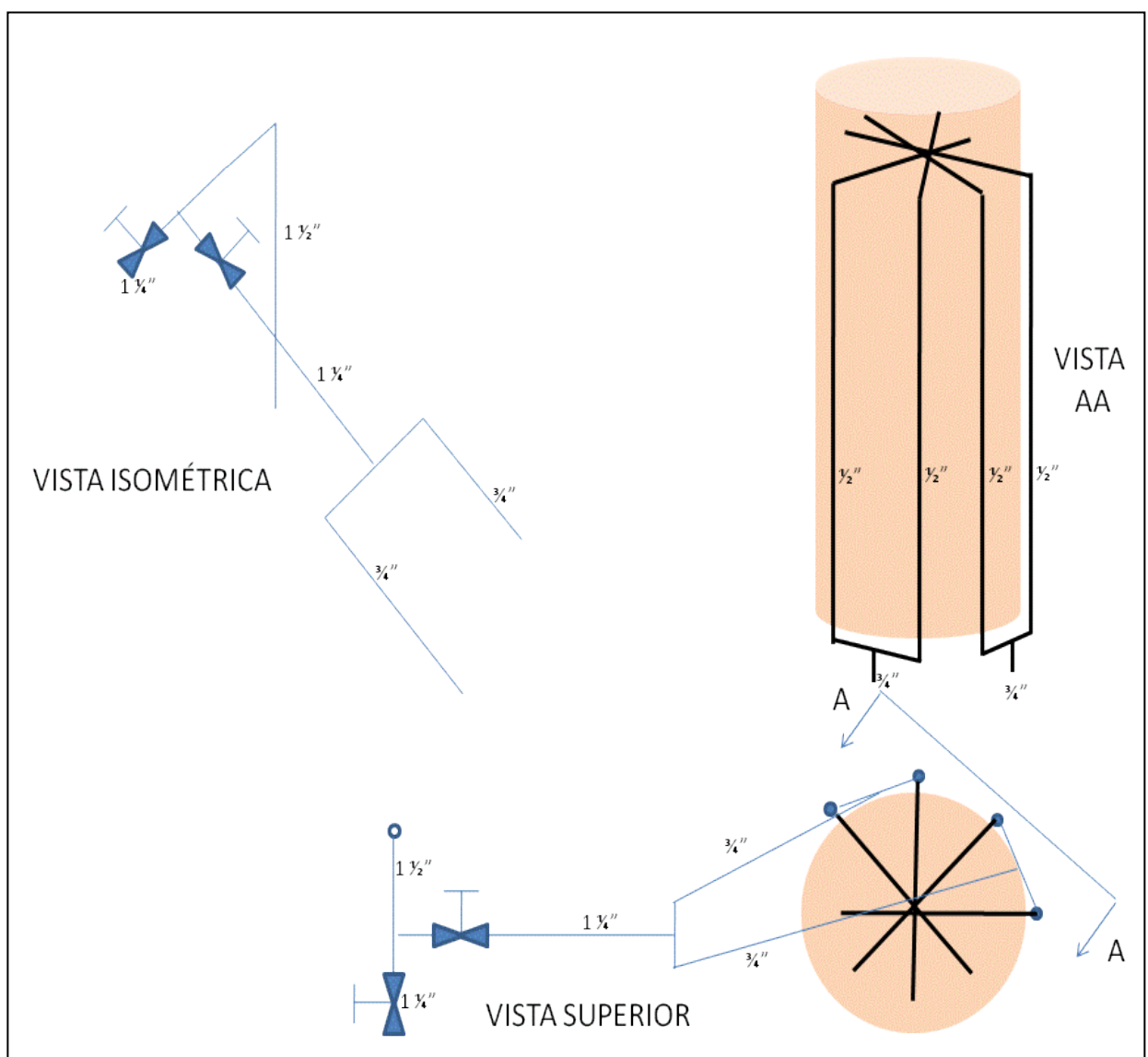


Figura 3.8 - Vista isométrica e superior da tubulação de aspersão de LV em aço galvanizado projetada para o experimento.





Figura 3.9 – Tubulação de recalque em aço galvanizado.



Figura 3.10 – Vista inferior do sistema de aspersão



Figura 3.11 – Sistema de aspersão com bicos de aço inoxidável operando com água

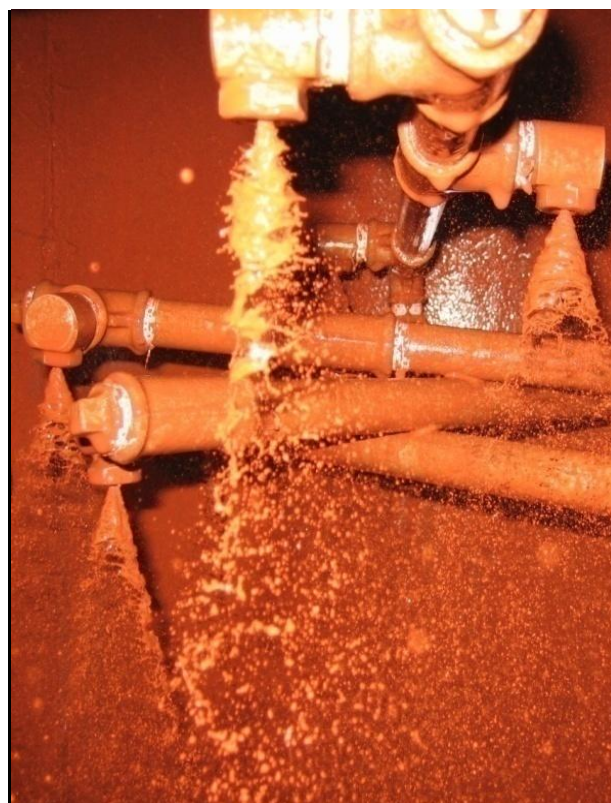


Figura 3.12 – Sistema de aspersão operando com LV e bicos de aço inoxidável.

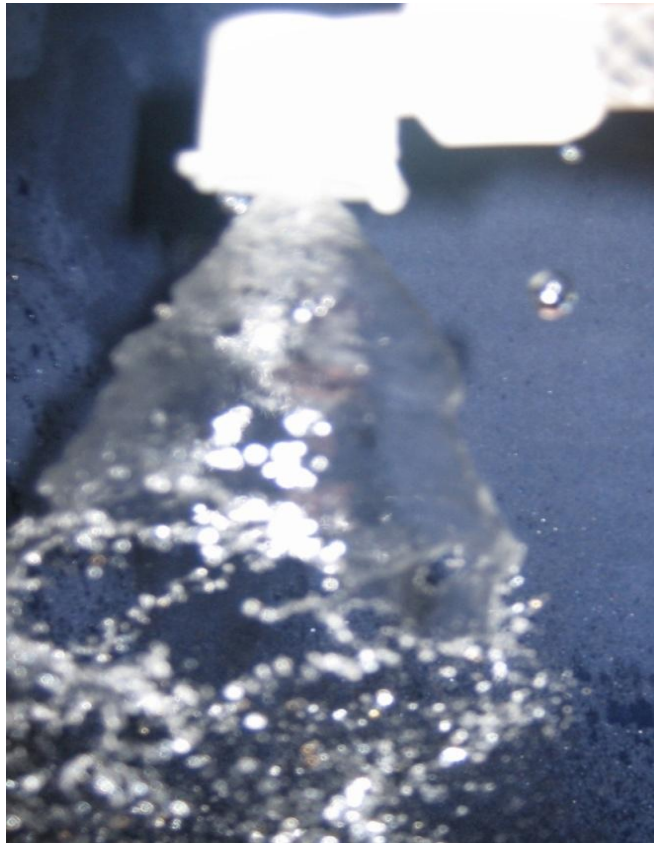


Figura 3.13 - Sistema de aspersão com bicos centrífugos operando com água.



Figura 3.14 – Sistema de aspersão com bicos centrífugos operando com LV.

### 3.2.4 Phmetro

O líquido absorvedor foi bombeado a partir do tanque de recirculação. O pH foi medido por um aparelho de pH digital portátil, modelo pHep3 é fabricado por Hanna Instruments visto na Figura 3.15 abaixo. Deste modo, foi possível monitorar a cada cinco minutos todo o experimento para identificar o ponto de saturação da suspensão. Diariamente o medidor era calibrado com soluções tampão com pH 10 e 7 em laboratório.



Figura 3.15 – Medidor de pH portátil

### 3.2.5 Picnômetro de sólidos.

A medida da densidade relativa da parte sólida da LV foi realizada com o uso de um picnômetro de sólidos com capacidade de 50 mL. Este consiste de um recipiente de vidro que permite medir com grande precisão o volume de água deslocado por uma determinada quantidade de material sólido a granel não solúvel.

### 3.2.6 Sistema de aquecimento

A Figura 3.16 mostra os detalhes do sistema de aquecimento elétrico projetado e fabricado para este trabalho. Foram montados dois módulos

contendo quatro resistores tubulares aletados em cada modulo. A potência total do sistema é de de 4 kW.



Figura 3.16 - Sistema de aquecimento elétrico

### 3.2.7 Viscosímetro

Foi utilizado um viscosímetro marca Haake Viscotester modelo 6L com o rotor numero 1 conforme mostra a Figura 3.17 abaixo.



Figura3.17 – Vicosímetro.

### 3.2.8 Termômetro digital

Foi utilizado um termômetro digital modelo FT-266C fabricado por FTG Instruments para a medição periódica das temperaturas da LV.

### 3.2.9 Anemômetro

Para a medida da velocidade do ar foi utilizado um anemômetro Digital tipo Concha marca Lutron modelo AM-4220.

### 3.2.10 Difratorômetro de raios X

Para a identificação das fases minerais, foi utilizado um difratorômetro de raios X modelo X'PERT PRO MPD (PW 3040/60), da PANalytical, com Goniômetro PW3050/60 (Theta/Theta) e com tubo de raios-X cerâmico de anodo de Cu ( $K\alpha_1$  1,5406 Å), modelo PW3373/00, foco fino longo, 2200W, 60kv. O detector utilizado é do tipo RTMS, X'Celerator. A Figura 3.18 mostra o equipamento utilizado nestas medidas.



Figura 3.18 - Difratorômetro de raios X do Laboratório de Geociências (UFPA)

### 3.2.11 Analisador de Gases

Para a análise dos gases e determinação do percentual de  $\text{CO}_2$ , foi utilizado conforme mostra a Figura 3.19 um analisador de gases marca Telegan modelo Tempest 100 com leitura em tempo real de  $\text{O}_2$ ;  $\text{CO}$ ;  $\text{CO}_2$ ;  $\text{NO}_x$ ;  $\text{SO}_2$  e temperatura dos gases..



Figura 3.19 - Analisador de gases

## 3.3 Métodos

### 3.3.1 Preparação da Suspensão de LV

O preparo das suspensões de lavagem foi realizado inicialmente pelo peneiramento manual em meio úmido da LV em peneira 35 mesh (#) de modo a eliminar os materiais incompatíveis com os bicos de aspersão. Esta escolha foi feita com a finalidade de reproduzir em pequena escala um futuro processo industrial já que seria um enorme desperdício de energia a secagem da lama vermelha.

Após o peneiramento foram retiradas amostras e secadas em estufa por 24 horas para determinação do teor de umidade.

Por último a LV foi colocada no tanque de fibrocimento de 500 L contendo o volume de água necessária para o preparo da solução.

Utilizou-se suspensões de LV com concentrações de até 27%-p de sólidos em relação ao teor de água. Essas concentrações foram testadas com o objetivo duplo de trabalhar com o maior percentual possível de LV evitando o entupimento nas tubulações e principalmente nos bicos atomizadores.

A quantidade de água necessária para a preparação da suspensão de LV foi medida com a utilização de uma proveta de polietileno com capacidade de 1000 mL. Estas medidas foram realizadas antes da preparação de todas as suspensões de LV. A homogeneização da suspensão foi feita através da recirculação da suspensão contida no tanque com auxílio da bomba por um tempo mínimo de uma hora, garantido a homogeneização da suspensão de lavagem. Parte da suspensão bombeada retorna diretamente ao tanque para promover agitação e evitar a decantação.

### 3.3.2 Preparação dos Gases

A vazão do soprador de ar foi reduzida ao mínimo através do estrangulamento da admissão a fim de minimizar a redução de temperatura do cilindro de CO<sub>2</sub> e maximizar o tempo do experimento. O controle da vazão de CO<sub>2</sub> foi feito através do ajuste da válvula do cilindro com a medição do teor de CO<sub>2</sub> na mistura de gases.

### 3.3.3 Controle do Processo

Com a finalidade de controlar o processo de reação entre a suspensão de LV e a mistura de gases contendo CO<sub>2</sub>, foi escolhido o pH como variável de



controle do processo por sua modificação ser uma das finalidades do processo bem como a facilidade de medição.

Durante cada corrida foi medida também a vazão da fase líquida a cada cinco minutos bem como o teor de CO<sub>2</sub> nos gases de exaustão. O objetivo era mantê-los constantes.

A temperatura foi medida uma vez nas corridas sem aquecimento. Na corrida com aquecimento foi medida a cada cinco minutos até a estabilização da mesma e depois apenas para controle.

### 3.3.4 Difração de raios X

A suspensão de LV após a reação foi colocada em uma bureta de 1000 mL e deixada em repouso por 48 horas para as análises de difração de raios X. Foram retiradas duas amostras que foram secadas em estufa por 24 horas a 120°C. As duas amostras foram moídas em gral com pistilo de porcelana e peneiradas em peneira de mesh 200 (#).

As amostras foram pulverizadas em gral de ágata e colocadas em porta amostra específico para a análise.

A aquisição de dados foi feita com o software X'Pert Data Collector, versão 2.1a, e o tratamento dos dados com o software X'Pert HighScore versão 2.1b, ambos da PANalytical.

Foram utilizadas as seguintes condições de análise: Voltage (kV): 40; Current (mA): 30; Scan range (° 2θ): 5-70; Step size (° 2θ): 0,02; Scan mode: Continuous; Counting time (s): 5; Divergence slit: Slit Fixed 1/2°; Mask Fixed 10 mm; Anti-scatter slit Name: Slit Fixed 1°; Sample movement type: Spinning; Rotation time (s): 1,0

### 3.3.5 Medições de Viscosidade da LV

A suspensão de LV e água contendo 27%-p de sólidos foi ensaiada no viscosímetro em rotações de 3 a 200 rpm variando-se os teores de 1 a 5 g/ton de hexametáfosfato de sódio.

### 3.3.6 Medição de Densidade

A densidade relativa foi medida com o uso do picnômetro de sólidos. Após secagem em estufa a 120°C, foi coletada uma massa 20g de LV. O picnômetro foi cheio com água destilada até a marca existente e foi medida a sua massa ( $m_1$ ). Os 20g de LV foram introduzidos no picnômetro e foi retirado água de modo a esta ficar novamente na marca. A massa do picnômetro com LV foi medida ( $m_2$ ). A massa deslocada foi calculada pela diferença  $m' = m_1 - m_2$ . A densidade relativa foi calculada dividindo 20g por  $m'$ .



## 4 RESULTADOS E DISCUSSÃO

### 4.1 Caracterização Física da Lama Vermelha

#### 4.1.1 Composição Química

A tabela 4.1 mostra o resultado da análise química realizada na LV. O resultado nos mostra que dos constituintes presentes na LV, a sílica, a alumina e o ferro são os que apresentam os maiores teores sendo esse último o constituinte majoritário. Também, observa-se que a LV apresenta alto teor de material fundente, tais como o sódio e o ferro.

Tabela 4.1 Composição química da Lama Vermelha

CONSTITUINTES	COMPOSIÇÃO %
SiO <sub>2</sub>	18,3
Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	22,6
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	34,9
TiO <sub>2</sub>	5,56
CaO	1,32
Na <sub>2</sub> O	9,31
V <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	0,28
K <sub>2</sub> O	0,13
MgO	0,04
PF	7,56

#### 4.1.2 Difração de raios X (DRX)

Na figura 4.1 pode ser visto o difratograma refinado da LV utilizada nesse trabalho. De um modo geral, podemos identificar e classificar os minerais presentes na amostra de LV em duas categorias. Na primeira, aqueles provenientes da própria bauxita, tais como: a gibsita (G), hematita (H), goetita (Go), anatásio (A), quartzo (Q) e pequenos traços do argilomineral caulinita (K).

Na segunda categoria aqueles formados durante o processo Bayer, tais como a sodalita (S) e cancrenita (C) que são zeólitas do sódio.

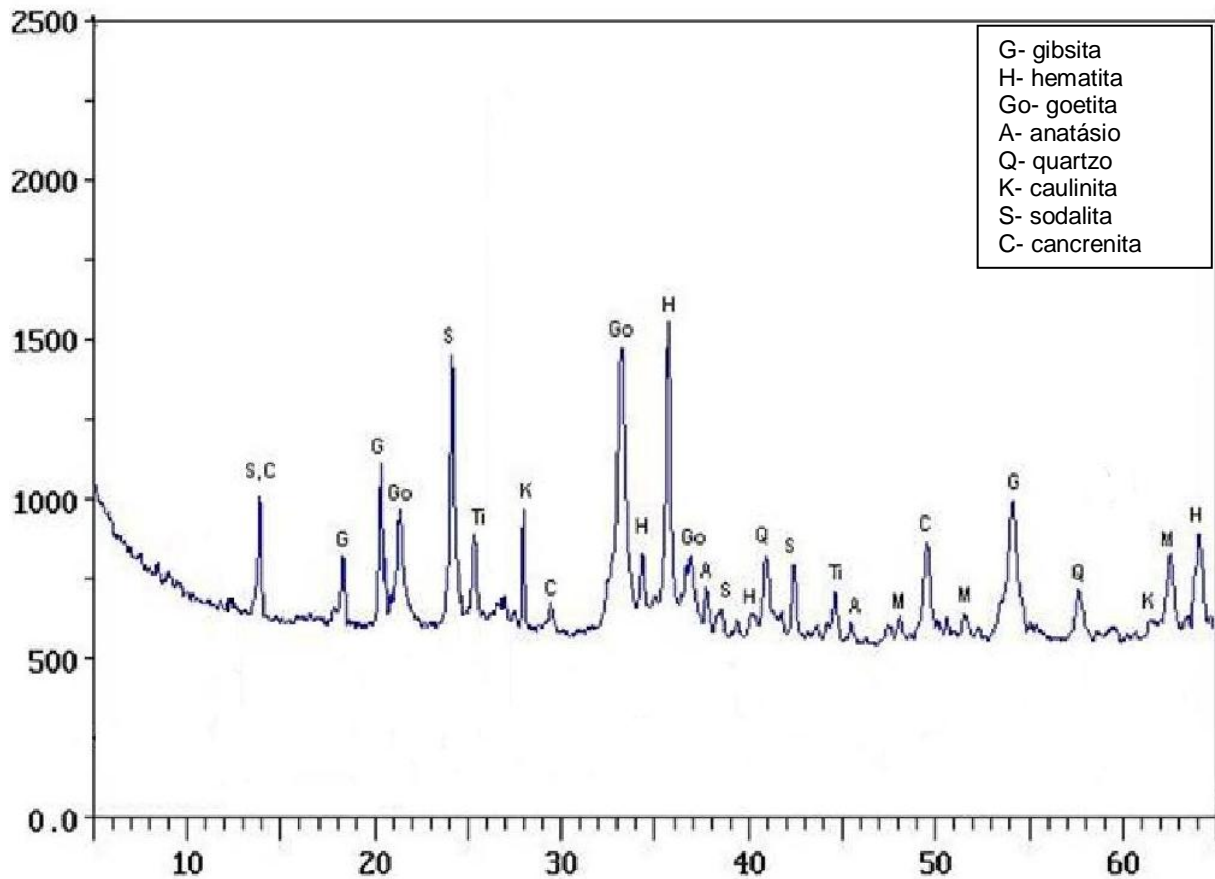


Figura 4.1. - Difração de raios X da amostra de LV

A tabela 4.2 abaixo mostra os valores iniciais do pH, teor de umidade e da densidade real da LV utilizada neste trabalho. Os valores iniciais de pH mostram que a LV possui um caráter básico e apresenta-se em forma de suspensão com concentração de sólidos de aproximadamente 50%-p.

Tabela 4.2 – Propriedades físicas da LV

pH	Umidade (%-p)	Densidade real (g/cm <sup>3</sup> )
12,80	48	2,13

## 4.2 Dióxido de Carbono

### 4.2.1 Cálculo do Percentual de CO<sub>2</sub> no Gás da Chaminé de um Calcinador Real

Com o objetivo de avaliar a reação do CO<sub>2</sub> em condições semelhantes a dos gases de exaustão de um calcinador industrial, foi obtida uma medição real do calcinador C da refinaria da empresa Alunorte. Baseado na vazão total da chaminé e no consumo de óleo BPF, foi obtido o percentual de CO<sub>2</sub> no gás de exaustão conforme a seqüência de operações mostrada na tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Cálculo do teor de CO<sub>2</sub> (%-v) nos gases de exaustão do calcinador

<p>Vazão da chaminé em condições normalizadas:            273 K, pressão 101,32 kPa e umidade relativa 0%  <math>Q_N=215989,5 \text{ Nm}^3/\text{h}</math></p>
<p>Vazão da chaminé nas condições ambientes:            300 K, pressão 101,32 kPa e umidade relativa 52,68%</p> $Q_1 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right] = \frac{Q_N}{\frac{273}{T_1} \times \frac{P_1 - (U_r \times P_v)}{1,033}} = 258484,1 \left[ \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \right]$ <p><math>T_1</math>= temperatura [K]; <math>P_1</math>=pressão [kg/cm<sup>2</sup> abs]; <math>U_r</math>= umidade relativa [%] e  <math>P_v</math>=pressão parcial de vapor [kg/cm<sup>2</sup> abs]</p>
<p>Cálculo da vazão de CO<sub>2</sub> nas condições ambientes:            300 K, pressão 101,32 kPa            Consumo de óleo BPF = 9200 kg/h            1kg de óleo BPF gera 3,015 kg de CO<sub>2</sub>  <math>9200 \times 3,015 = 27738 \text{ kg/h de CO}_2</math>  <math>Q_{\text{CO}_2} = 15367,9 \text{ m}^3/\text{h}</math></p>
<p>Teor de CO<sub>2</sub> (%-v) nos gases da chaminé:  <math>\frac{15367,9}{258484,1} = 5,95 \text{ (%-v)}</math></p>

#### 4.3 Comportamento Reológico da Suspensão de LV

Para determinar o teor ideal de dispersante hexametáfosfato de sódio capaz de reduzir a decantação da suspensão de água em LV e diminuir a potência do bombeamento foram realizados ensaios de defloculação da LV. Foram realizados ensaios em rotações de 3 a 200 RPM para encontrar a rotação ideal que minimiza o efeito de parede.

A figura 4.2 mostra a variação da viscosidade da LV em função do teor de defloculante para as rotações de 4 e 5 RPM. Os resultados estão de acordo com a literatura<sup>32,33</sup> que mostra que o defloculante a base de hexametáfosfato de sódio tem um mínimo de viscosidade, para materiais como óxido de ferro, argila, sílica e alumina em torno de 1g/ton, para ambas as rotações.

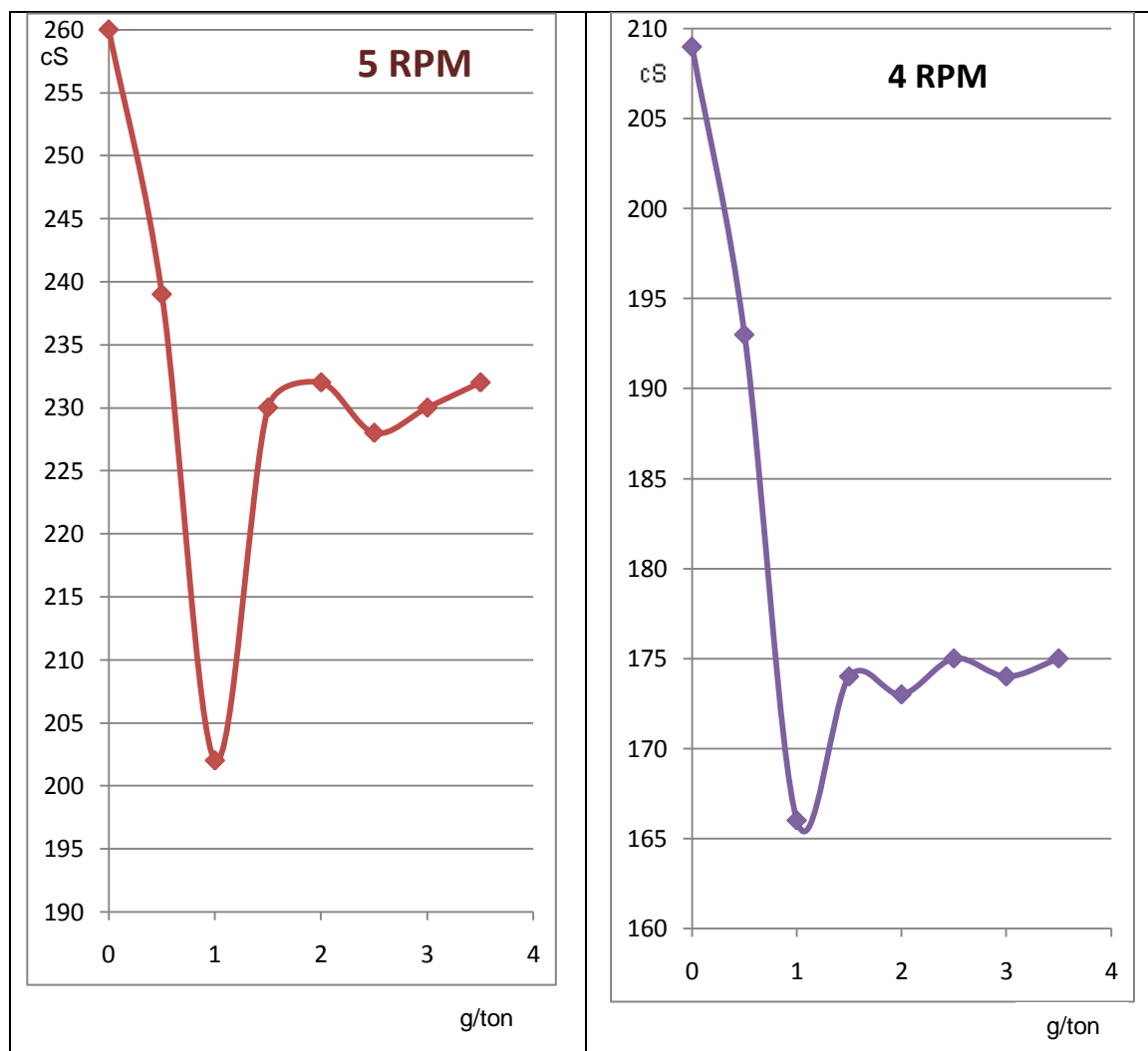


Figura 4.2 – Variação da viscosidade em função do teor de defloculante.

Como a variação de viscosidade é muito sensível ao teor de defloculante, o torque escolhido, deve ser aquele que proporcione o menor efeito de parede possível na presença da tensão de cisalhamento e que, também, seja capaz de ser medida pelo equipamento e reproduza a viscosidade após a estabilização do movimento. As velocidades de 4 e 5 RPM



mostraram melhores resultados e com maior reprodutibilidade sem interferência nos resultados subseqüentes.

#### 4.4 Determinação da Vazão da Fase Líquida da LV

A figura 4.3 mostra os dispositivos para a realização da medição da vazão da suspensão da LV. Foi realizada com o uso de um béquer graduado de 2L e um cronômetro digital. Mediu-se o tempo para completar dois litros e foi feita a conversão de unidades. Esta medição foi repetida ao longo de cada corrida para avaliar a ocorrência de entupimentos.



Figura 4.3 – Medição da vazão da fase líquida

Os resultados da medição da vazão da suspensão da LV para as 4 corridas são mostrados na tabela 4.4. Observa-se que as vazões permaneceram constantes ao longo de cada corrida.

Tabela 4.4 - Vazão da suspensão de LV em cada corrida

CORRIDA	1	2	3	4
VAZÃO (L/min)	40,0	13,3	13,3	13,3

#### 4.5 Coleta das Amostras

As amostras da solução de lavagem foram coletadas diretamente na tubulação de retorno do lavador e as medições de pH foram feitas diretamente no reservatório (onde foi admitida uma perfeita agitação da suspensão). Foi medido periodicamente o pH para determinar a variação da alcalinidade da suspensão. O pH foi tomado como parâmetro de controle da operação.

#### 4.6 Ensaio Preliminares de Funcionamento do Lavador de Gases

Foram realizados testes preliminares com a finalidade de verificar o funcionamento do lavador e a estratégia de medidas ao longo do experimento, o que permitiu a otimização e aperfeiçoamento do planejamento inicial.

Durante os testes foi verificado um problema de entupimento da mangueira de CO<sub>2</sub> devido ao congelamento (formação de gelo seco) como é mostrado na figura 4.4. Este problema foi solucionado com a instalação de um difusor na extremidade da mangueira flexível de CO<sub>2</sub>. Este difusor foi projetado de modo a manter a mangueira pressurizada, fazendo com que a queda de pressão ocorresse somente na saída da mesma. Como essa queda de pressão ocorre em alta velocidade, isto permitiu transferir o fenômeno de redução de temperatura para fora da mangueira, eliminando o problema de entupimento.

Foi realizada uma medição de vazão no ventilador utilizando uma placa de estrangulamento de diâmetro 60 mm na admissão. A vazão encontrada foi de 5,46m<sup>3</sup>/min. Esta vazão foi considerada alta demais para o teste por diversas razões. Primeiro por provocar o esgotamento do cilindro de CO<sub>2</sub> em cerca de 20 minutos o que tornaria o experimento rápido demais para uma adequada coleta de dados. Segundo provocaria uma rápida redução da

temperatura do cilindro de CO<sub>2</sub> alterando a pressão interna e tornando o controle de vazão praticamente impossível.



Figura 4.4 - Cilindro contendo CO<sub>2</sub> com uma camada de gelo na parte inferior

Em função destes dados foi decidido fazer um estrangulamento maior na admissão de modo a provocar uma restrição de vazão mais rigorosa. Chegou-se então a uma vazão de 0,848 m<sup>3</sup>/min. Este valor foi o mínimo possível de se obter com o equipamento existente. Mesmo com a vazão mínima se tornou impossível trabalhar com um regulador de vazão convencional que produz um máximo de 25 l/min para uma necessidade de 50,9 L/min (0,06 x 848 L/min). Em função destes dados decidiu-se controlar o teor de CO<sub>2</sub> na saída do reator e realizar o balanço de massa em função do massa de gás e do tempo de

descarga. As figuras 4.5 a 4.7 mostram os detalhes do sistema experimental utilizado para realizar essas medidas

Apesar da redução de vazão de ar, nas corridas contínuas, realizadas cada uma com uma garrafa contendo 25kg de CO<sub>2</sub> não foi possível o descarregamento completo das mesmas devido ao resfriamento excessivo do conteúdo conforme mostrado na figura 4.4. Em média utilizou-se cerca de 20 kg de CO<sub>2</sub> em cada corrida.



Figura 4.5 - Analisador de gases em utilização

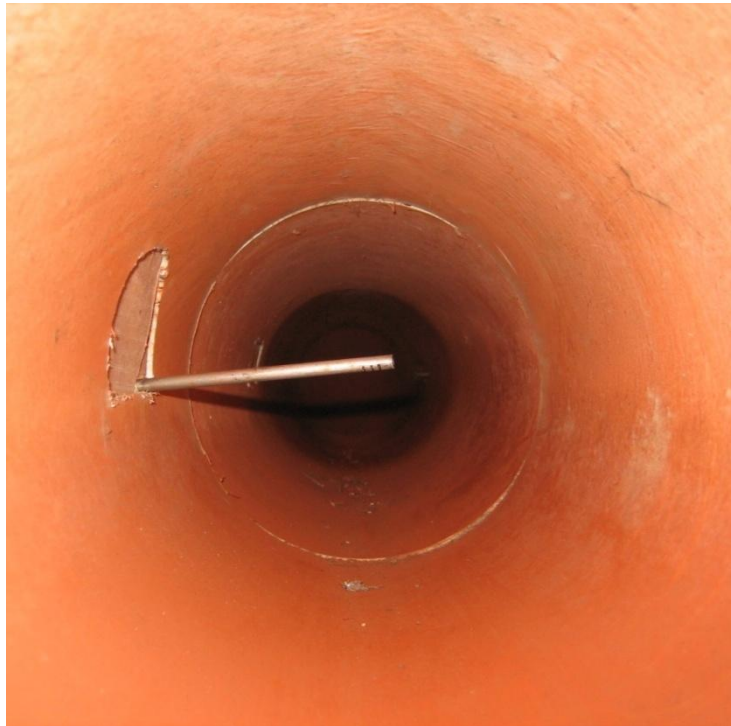


Figura 4.6 - Sonda do analisador no interior do duto de exaustão



Figura 4.7 – Analisador de gases em operação

A figura 4.8 mostra o dispositivo de aquecimento elétrico desenvolvido neste trabalho. O sistema é composto por dois módulos de resistores elétricos contendo quatro resistores tubulares aletados em cada módulo. A potência total do sistema é de 4 kW.

O sistema de aquecimento desenvolvido neste trabalho permitiu a elevação da temperatura da suspensão de LV de 27°C para 48°C e sua manutenção em condições de estabilidade no experimento.



Figura 4.8 – Tanque de LV com o sistema de aquecimento.

#### 4.7 Resultados do pH da LV Durante a Reação com o CO<sub>2</sub>

A figura 4.9 mostra o método utilizado para a medição do pH da LV na reação com 5,95 (%-v) de CO<sub>2</sub>, utilizando-se um conjunto de quatro bicos pulverizadores centrífugos Niper em temperatura ambiente. O objetivo de trabalhar com esse teor de gás foi simular o gás efluente de um calcinador real.

A figura 4.10 mostra a variação do pH da LV em função do tempo de reação á temperatura ambiente. É mostrado que o uso experimental com quatro bicos pulverizadores Niper conseguiu reduzir o pH da LV para o mínimo de 7,8 em aproximadamente 155 minutos. Isto mostra que o dispositivo montado nesse trabalho promoveu a reação da LV com o CO<sub>2</sub> e

conseqüentemente a redução do pH a teores próximos a 7. É importante notar que esta corrida foi realizada ao longo de cinco dias o que pode ter influenciado o resultado.



Figura 4.9 - Medição de pH no tanque de LV

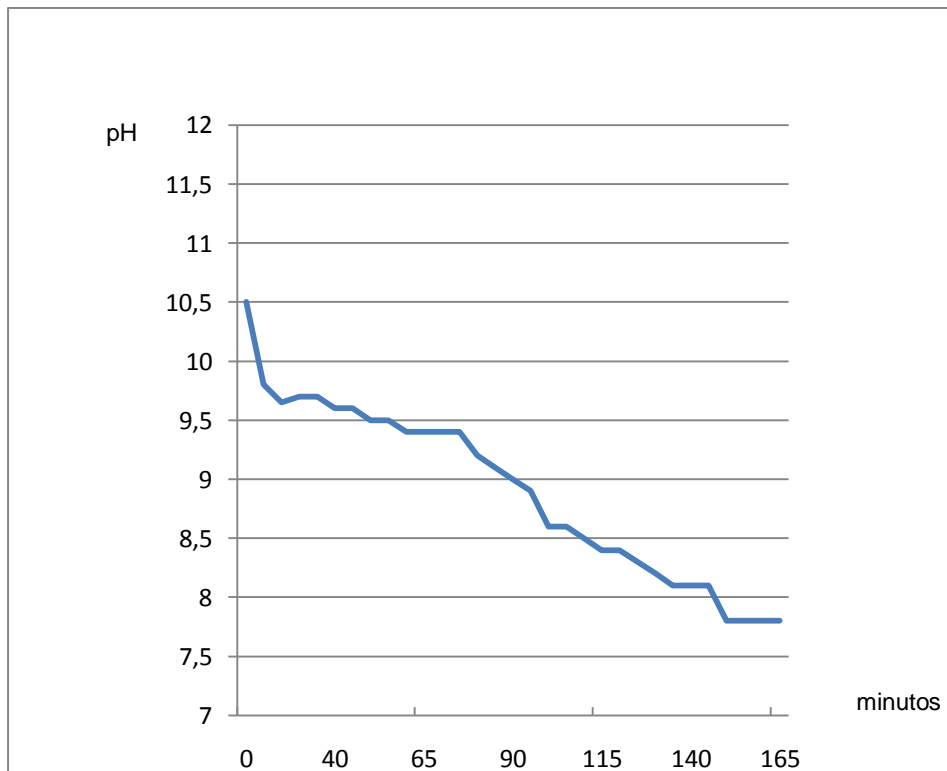


Figura 4.10 – Resultados da Neutralização da LV com  $\text{CO}_2$ , utilizando-se quatro bicos pulverizadores centrífugos tipo Niper.

Para mostrar a influência da temperatura no tempo de reação da LV com o  $\text{CO}_2$ , as figuras 4.11 e 4.12 mostram a variação do pH em função do tempo de reação para as temperaturas de  $28^\circ\text{C}$  e  $48^\circ\text{C}$  respectivamente. Em ambos, foram utilizados dez bicos aspersores cone oco em aço inoxidável.

Observa-se por estas figuras que o aumento da temperatura em  $20^\circ\text{C}$  provocou uma redução de 50% no tempo de reação, mostrando assim que esse processo é fortemente influenciado pela temperatura. Observa-se, também, uma estabilização dos valores de pH no final do processo em 8,8 acima portanto do valor de 7,8 quando utilizou-se 4 bicos Niper tipo cone oco centrífugo. Isto se deve provavelmente a maior vazão dos bicos Niper bem como a aspersão com uma maior superfície de contato entre fases como pudemos observar nas Figuras 3.13 e 3.14.

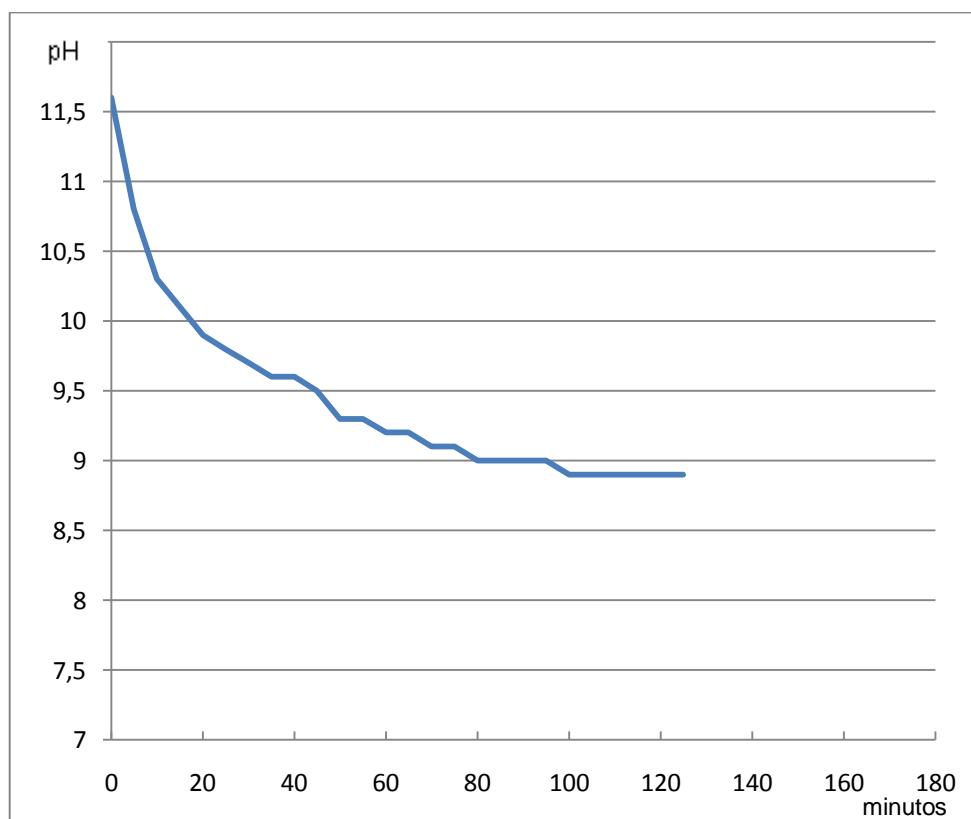


Figura 4.11 – Resultados da Neutralização da LV com  $\text{CO}_2$  na temperatura de  $28^\circ\text{C}$ , utilizando-se dez bicos aspersores cone oco em aço inoxidável



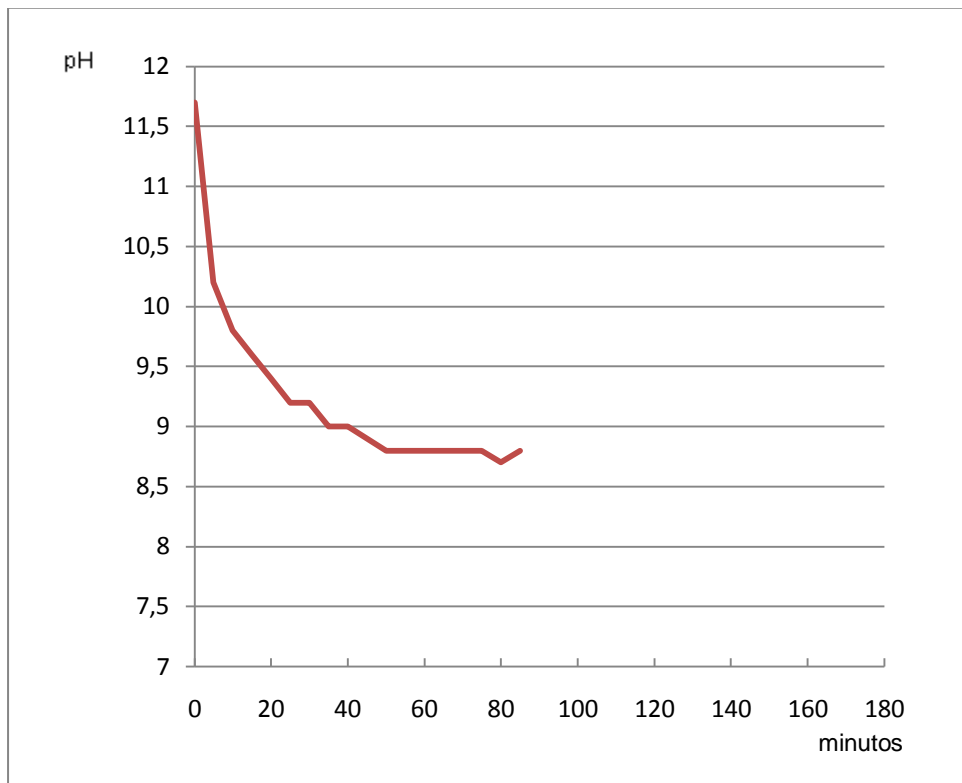


Figura 4.12 – Resultados da Neutralização da LV com  $\text{CO}_2$  na temperatura de  $48^\circ\text{C}$ , utilizando-se dez bicos aspersores cone oco em aço inoxidável

#### 4.8 Difratoograma da LV Após a Neutralização

A figura 4.13 mostra o difratograma de uma amostra confeccionada a partir do sobrenadante da suspensão de LV. O difratograma dessa amostra apresentou picos bem evidentes, indicando a presença das fases minerais Natrita ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ), em vermelho no difratograma, cujo melhor ajuste foi obtido com a ficha 37-0451 (ICDD-PDF); e a fase Dawsonite ( $\text{NaAlCO}_3(\text{OH})_2$ ), em azul no difratograma, ficha 45-1359. Este resultado confirma a formação dos compostos de carbono provenientes da reação da LV com o  $\text{CO}_2$ .

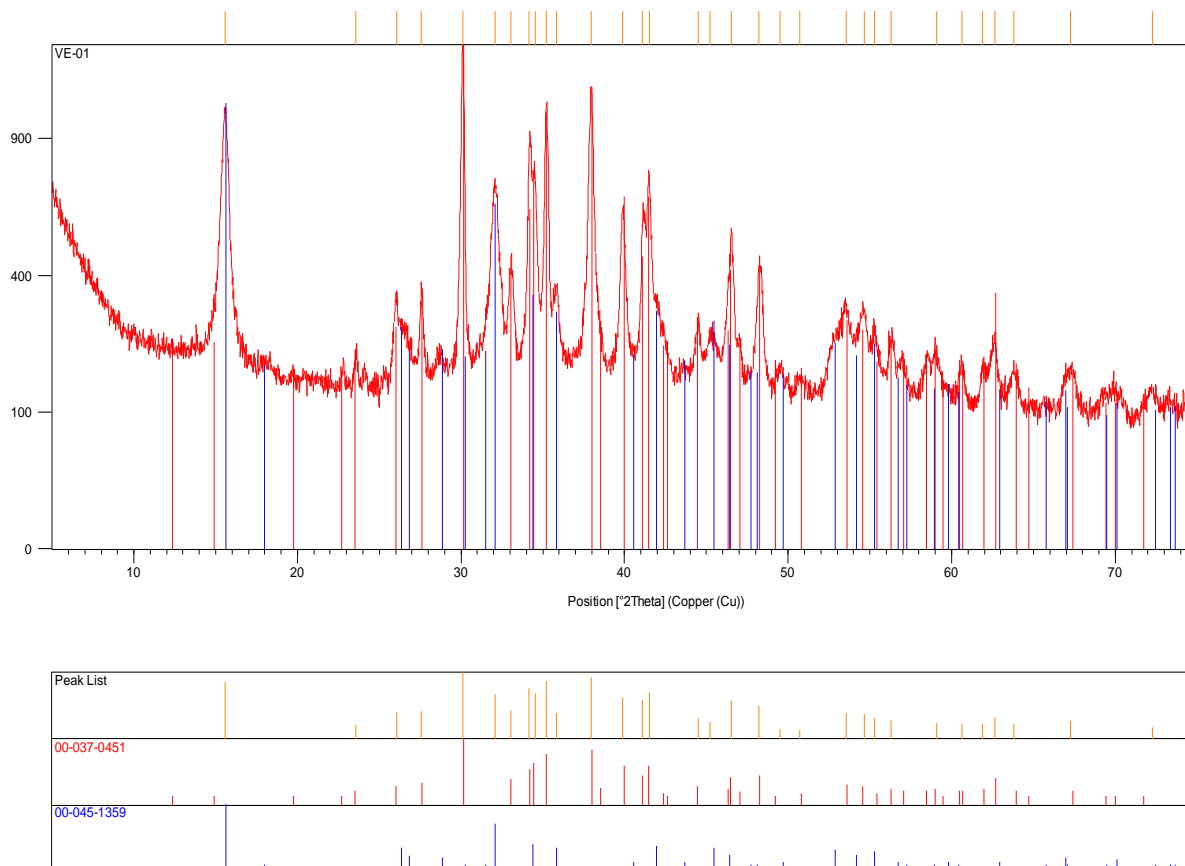


Figura 4.13 - Difração de raios X da parte sobrenadante da LV após a reação com o  $\text{CO}_2$  na corrida com temperatura de  $48^\circ\text{C}$ ..

A figura 4.14 mostra o difratograma de uma amostra confeccionada a partir do material decantado. O difratograma dessa amostra apresentou picos bem evidentes, indicando a presença das fases minerais, como a sodalita, hematita, anatásio, goethita e gibbsita. Entretanto, há um pico identificado em  $3,03\text{\AA}$  ( $2\theta \approx 30^\circ$ ) como sendo o pico principal da calcita ( $\text{CaCO}_3$ ). A amostra apresenta um background elevado em função do alto conteúdo de Fe (fluorescência).

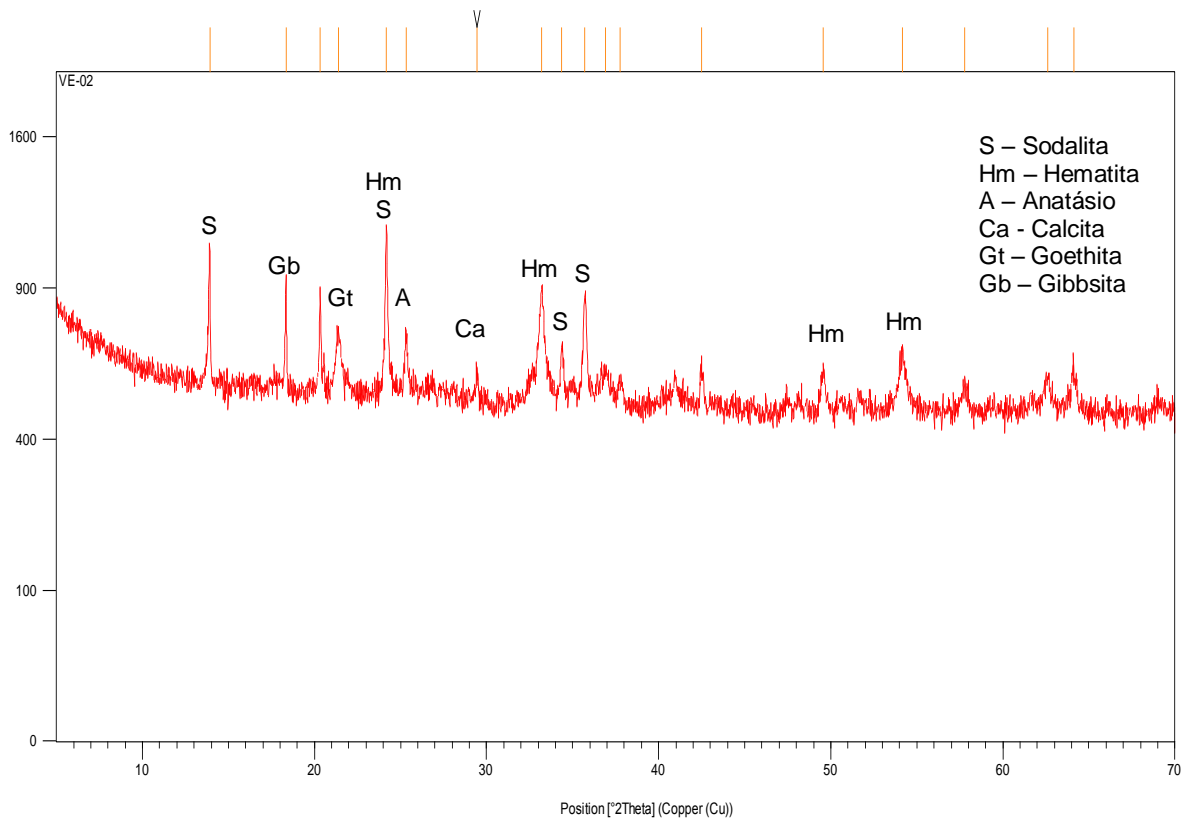


Figura 4.14 – Difração de raios X da parte decantada da LV após a reação com o  $\text{CO}_2$  na corrida com temperatura de  $48^\circ\text{C}$ ..

No presente trabalho, a identificação de várias fases minerais responsáveis pelo seqüestro do dióxido de carbono e a neutralização da LV foi estudada usando a técnica de difração de raios X conforme mostram as figuras 4.1, 4.13 e 4.14 para as amostras de LV como recebida, porção sobrenadante de LV carbonatada e porção decantada de LV carbonatada respectivamente.

A comparação entre os difratogramas dessas amostras de LV é mostrada na figura 4.15. Hematita, sodalita e goethita são as fases mineralógicas majoritárias para a amostra de LV como recebida e da porção decantada de LV carbonatada. Na amostra de LV como recebida também se observa a presença da fase mineral cancrenita ( $3\text{NaAlSiO}_4 \cdot \text{CaCO}_3$ ). Na amostra decantada de LV carbonatada, os picos da cancrenita desapareceram. Entretanto, o aparecimento da fase calcita ( $\text{CaCO}_3$ ) nessa amostra é devido a dissociação do  $\text{CaCO}_3$  presente na cancrenita durante a carbonatação da LV. Isto mostra que a concentração da cancrenita e de fases minerais a base de

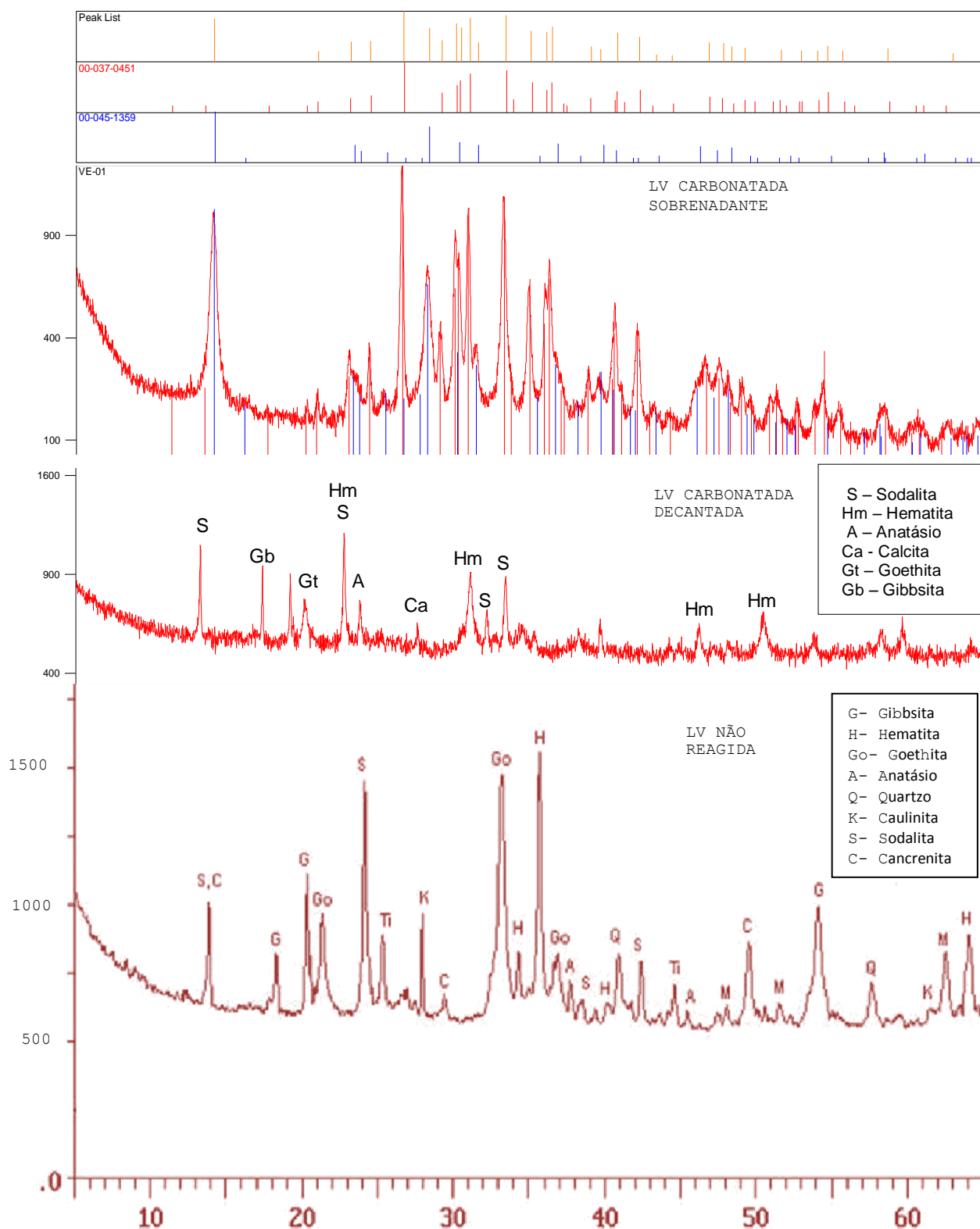


Figura 4.15 - Comparação entre os difratogramas da LV como foi recebida e após a reação com o  $\text{CO}_2$

aluminossilicatos de sódio podem ser os responsáveis na carbonatação da LV pela reação com o  $\text{CO}_2$  para formar carbonatos.

Entretanto, observa-se no material sobrenadante a evidencia do efeito de absorção do  $\text{CO}_2$  pela presença dos picos característicos das fases minerais Natrita ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) e Dawsonite ( $\text{NaAlCO}_3(\text{OH})_2$ ). A Natrita é obtida da reação do  $\text{NaOH}$  (aq) +  $\text{CO}_2$  (g)  $\rightarrow$   $\text{NaHCO}_3$  em presença de  $\text{H}_2\text{O}$ , com a devida dissociação do hidrogênio (H).

#### 4.9 Balanço de Massa

Cada corrida foi realizada com 200 kg de suspensão de LV a 27%-p. Para neutralizar os 5 (%-p) de  $\text{NaOH}$  existentes ou 2,7kg, foram necessários 2,97kg de  $\text{CO}_2$ . Foram utilizados na realidade 20 kg de  $\text{CO}_2$ . O processo de recirculação adotado no experimento também reduz a eficiência conforme o pH vai se reduzindo. Estes fatos apontam pra a necessidade de incrementar o tempo de residência ou a superfície de contato entre a fase gasosa e a líquida em cerca de seis vezes. Portanto a coluna deverá ter uma altura maior e trabalhar em processo contínuo.

#### 4.10 Deposição de Material nas Paredes da Tubulação

A figura 4.16 mostra a deposição de material na tubulação durante o processo de carbonatação da LV. Foi observada a deposição de material na tubulação, com a obstrução de cerca de 20% da seção transversal.



Figura 4.16 – Deposição de material na tubulação.

A ocorrência de deposição de material na superfície das tubulações, fenômeno chamado de “build up” na indústria, traz diversas conseqüências:

- A necessidade de ensaiar diversos materiais quanto à suscetibilidade a deposição.
- Neste experimento foi utilizado um reator misto de torre spray e de recheios. Com a necessidade de uma altura consideravelmente maior como visto no item anterior, a torre de recheios pode representar um problema de manutenção de razoável proporção com a necessidade de limpeza química dos recheios e conseqüentemente o problema de deposição dos rejeitos. Este fator induz fortemente a escolha de uma torre spray.

#### 4.11 Presença de Outros Gases na Exaustão do Calcinador

Nos gases de exaustão do calcinador real estão presentes outros gases, provenientes da combustão do óleo, especialmente  $\text{SO}_2$  e  $\text{NO}_x$ . Este fato, entretanto não perturba a reação com o  $\text{CO}_2$  porque estes gases estão presentes em uma proporção muito menor (cerca de cem vezes menos<sup>12</sup>) e por serem muito mais reativos se esgotam rapidamente. Esta é uma vantagem adicional deste processo, pois poderá substituir sistemas de lavagem de gases já existentes para  $\text{SO}_2$  que usam cal hidratada.



## 5 CONCLUSÕES.

Neste trabalho, duas ferramentas que permitem estudar o processo de neutralização da lama vermelha e a redução da emissão de CO<sub>2</sub> foram desenvolvidas: a) modificação no arranjo experimental existente em escala laboratorial para simular o processo de redução do pH da lama vermelha; b) utilização de CO<sub>2</sub> puro e engarrafado para simular o uso dos gases efluentes do calcinador para, ao mesmo tempo, reduzir o pH da lama vermelha e capturar uma quantidade de CO<sub>2</sub>.

Ambas as ferramentas se mostraram adequadas para simular o estudo da neutralização da lama vermelha através da redução do pH de 11,5 a 7,8, aproximadamente, e também para evidenciar a redução na emissão de CO<sub>2</sub> pela presença de fases cristalinas a base de carbono verificada nas amostras de lama vermelha depois de reagidas com o CO<sub>2</sub>.

A análise dos resultados mostra que, no reator utilizado, apenas 15% de CO<sub>2</sub> do total adicionado, participou efetivamente da reação de neutralização da lama vermelha.

Para se obter uma melhor eficiência da reação do CO<sub>2</sub> com a lama vermelha no reator, os resultados obtidos apontam para a necessidade de se aumentar o tempo de residência no reator. Isto pode ser realizado através do aumento da altura do mesmo em aproximadamente seis vezes.

A influência da temperatura de 48°C na reação de neutralização da lama vermelha também ficou evidenciada pela redução do tempo de reação em aproximadamente 50% em relação a reação realizada a 28°C.

A deposição de resíduos de lama vermelha nas paredes da tubulação, observada neste trabalho, evidencia a necessidade da realização de testes com outros tipos de materiais, bem como a avaliação da viabilidade do uso de torres spray em vez de torres de recheio de modo a minimizar o problema da formação de depósitos nas paredes e componentes.

Os resultados da variação da viscosidade em função do teor de defloculante mostraram que o teor de apenas 1g/ton do dispersante a base de hexametáfosfato de sódio é adequado para se obter uma viscosidade mínima



da suspensão de lama vermelha de modo a minimizar a potência de bombeamento.

Devido à impossibilidade de se trabalhar com uma vazão do cilindro de  $\text{CO}_2$  de 50,9 L/min com um regulador de pressão comercial, os resultados obtidos neste trabalho mostraram a necessidade de se controlar a vazão de  $\text{CO}_2$  através do equipamento analisador de gases, ao invés de pelo sistema de regulação do cilindro de gás.

Como os compostos de carbono formados são solúveis em água, são lixiviáveis. Portanto, a realização desta reação de neutralização do resíduo de bauxita não torna o produto possível de ser disposto na natureza indiscriminadamente. Entretanto, torna-o muito menos reativo, o que certamente abrirá todo um leque de novas aplicações possíveis em larga escala, como por exemplo: sub-base para estradas, matéria prima para produção de agregados de uso na construção civil, adsorção de metais pesados em águas contaminadas ou neutralização de chorume em aterros sanitários.

A presença de  $\text{SO}_2$  e  $\text{NO}_x$  nos gases reais não será um problema uma vez que estes reagirão em primeiro lugar e como estarão em proporções muito menores se esgotarão rapidamente, vindo em seguida a reação do  $\text{CO}_2$ . A carbonatação da lama vermelha é uma oportunidade rara de combinar dois resíduos de um mesmo processo com ganhos ambientais e operacionais.

## 6 SUGESTÕES PARA FUTUROS TRABALHOS

A investigação do efeito da temperatura em níveis mais elevados, na faixa de até 150°C é um campo importante de ser verificado.

A utilização de métodos mais eficientes de homogeneização da LV no tanque para aumentar a eficiência do processo deve ser investigada.

O balanço dos outros gases (SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>, etc) que serão capturados neste processo e que deverão ser incluídos como CO<sub>2</sub> equivalente em um balanço de crédito de carbono depende do sistema de tratamento de gases já existente em cada refinaria e deverá ser calculado individualmente.

A avaliação da incrustação (build up) de carbonato de sódio nos recheios e tubulações para diversos materiais é altamente recomendável antes da escolha dos componentes.



## 7 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1 ALUMAR - CONSÓRCIO DE ALUMÍNIO DO MARANHÃO. **Refinaria**. Disponível em: < <http://www.alumar.com.br> >. Acesso em 15 dez. 2009.

2 ALUNORTE – ALUMINA DO NORTE DO BRASIL S. A. **Histórico**. Disponível em: < <http://www.alunorte.net> >. Acesso em 15 dez. 2009.

3 LONDON METALS EXCHANGE. **Non Ferrous Metals, Aluminium**. Disponível em: < <http://www.lme.co.uk> >. Acesso em 2 jan. 2010.

4 SOUZA Santos, P., **Ciência e tecnologia das argilas**, 2ª edição, São Paulo, Editora Edgard Blucher, 1989.

5 BARRAND & GADEAU. **Enciclopedia Del Aluminio**, 2ª edição Bilbao, Editora Urmo, 1967.

6 FRANÇA, Silvia Cristina Alves, SAMPAIO, João Alves ; BRAGA, P. F. A. . **Tratamento de Minérios**, 1ª edição, Rio de Janeiro: CETEM/MCT, 2007.

7 ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS – **ABNT NBR10004: Resíduos sólidos – classificação**, Rio de Janeiro – RJ, 2004.

8 RAO, R. B., BHATTACHARYA, K. K. and ANSARI, M. I., **Benificiation of ferruginous bauxite ore**, IM&EJ, Rayzman, V. L., 1991.

9 RAO, R. B., BESRA, L., REDDY, B. R. and BANERJEE, G. N., **The effect of pretreatment on magnetic separation of ferruginous minerals in bauxite**, Magnetic Eletric Separation, 1997.

10 BANVOLGYI, G. and SIKLOSI, P., **The improved low temperature digestion (ILTD) process: an economic and environmentally sustainable of processing gibbsite bauxites**, Light Metals, pp 45-53, 1998.

11 PARAMGURU, R. K., RATH, P. C., MISRA, V. N., **Trends in red mud utilization – a review**, Mineral Processing & Extractive Metall., Rev., 26:1-29, 2005.

12 GALARRAGA, R. A., CARNEIRO, R. R., KEANE, R. E., and NGUYEN, G. **CVG-bauxilum red mud neutralization**, Light Metals, pp 133-137, 2002.

13 MARTINET-CATALOT, V., LAMERANT, J. M., TILMANT, G., BACOS, M. S. and AMBROSI, J. P., **Bauxaline: A new product for various applications of Bayer process red mud**, Light Metals, pp 125-131, 2002.

14 BROWN, S. O. and KIRKPATRICK, D. B., **Red mud product development**, Light Metals, pp 25-30, 1999.

15 THARKUR, R. S. and DAS, S. N., **Red Mud Analysis and Utilization, Publication & Information Directorate**, ND and Wiley Eastern Limited, ND, India, 1994.

16 GUCCIONI, E., **Red mud, a solid waste, can now be converted to high quality steel**, Eng. Min. Journal, 172(9), pp. 136-138, 1971.

17 MISRA, B., KIRKPATRICK, D. and SLAVIK, M., **Pyrometallurgical extraction of aluminum and iron from red mud**, In P. R. Taylor (Eds.), EPD Congress (TMS-AIME 2000), pp. 369-381, 2000.

18 LIU, P., HUO, Z., GU, S., DING, J., ZHU, J. and LIU, G., **Magnetic dressing iron mineral concentrate from Bayer red mud**, Light Metals, pp. 149-153, 1995.

19 AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO (ANP), portaria 080/99, Brasília, Brasil (30/04/1999);

20 HILDEBRANDO, E.A., **Aplicação do Rejeito do Processo Bayer (Lama Vermelha) como Matéria-Prima na indústria de Cerâmica Estrutural**, Dissertação de Mestrado, Curso de Mestrado em Engenharia Química - CMEQ/UFPA, defesa em 28/12/1998.

21 COUILLARD, D. **Use of red mud, a residue of alumina production by the Bayer process, in water treatment**. The Science of The Total Environment, v.25, Issue 2 , p.181-191, 1982

22 KOUMANOVA, B.; DRAME; M.; POPANGELOVA, M. **Phosphate removal from aqueous solutions using red mud wasted in bauxite Bayer's process**. Resources, Conservation and Recycling, v.19 , p.11-20, 1997.

23 LI, Y. et al.; **Phosphate removal from aqueous solutions using raw and activated red mud and fly ash**. Journal of Hazardous Materials, v.137, p.374–383, 2006.

24 LÓPEZ, E. et al. **Adsorbent properties of red mud and its use for wastewater treatment**, Water Research. V. 32, n. 4, pp. 1314-1322. 1998.

25 ENICK Robert M.; BECKMAN Eric J.; CHUNMEI SHI; JIANHANG XU. **Remediation of metal-bearing aqueous waste streams via direct carbonation**, University of Pittsburgh, Pittsburgh, 2001.

26 COOLING David; SMITH Peter. Revista Ecos novembro 2005. Disponível em: < [http://www.publish.csiro.au/?act=view\\_file&file\\_id=EC127p35.pdf](http://www.publish.csiro.au/?act=view_file&file_id=EC127p35.pdf)> Acesso em 15 dez. 2009.

27 CREMASCO, MARCO AURÉLIO, **Fundamentos de Transferência de Massa**, 2ª edição, Editora da Unicamp, 2002.

28 WELTY, J. R., WILSON, R. E., WICKS, C. G., **Fundamentals of Momentum, heat and mass transfer**, 2ªedição, New York, John Wiley, 1976.

29 PERRY e CHILTON. **Manual de Engenharia Química**, 5ª edição, Rio de Janeiro: Editora Guanabara Dois, 1980.

30 CALDAS e LACERDA, **Torres Recheadas**, 1ª edição, JR Editora, Rio de Janeiro. 1988.

31 LOBATO, Ivan da Costa. **Estudo do lavador de gases centrífugo no controle das emissões de SO<sub>2</sub>**, Dissertação (Mestrado em Engenharia Química) – Universidade Federal do Pará, Belem, 1998.

32 FARIAS, W. M., CARDOSO, F. B. F., MARTINS, E. S. E GASPAR, J. C., **Seminário Estudos sobre métodos de defloculação em solos profundamente intemperizados**, **Geotecnia dos Solos Tropicais**, UnB, 1997.

33 SANTOS, P. S., **Tecnologia das argilas aplicada as argilas brasileiras**, **Fundamentos**, Ed. Universidade de São Paulo, São Paulo, 1975.

## APÊNDICE A

Tabela A.1 - Resultados da corrida com quarto bicos Niper e 28°C.

Neutralização de Resíduos de Bauxita com Seqüestro de Carbono							
DATA 28/05/ 2009							
% LAMA SECA _31,1_pp			BICO TIPO NIPER		QUANT. BICOS _04_		
HORA	Ph	%CO <sub>2</sub>	Vazão (l/m)	HORA	Ph	%CO <sub>2</sub>	VAZÃO
0	10,5	16,3	17,1	175	7,8	9,1	40,0
16	9,8	8,6	17,1	180	7,8	8,6	40,0
23	9,7	6,7	17,1	185	7,8	7,2	40,0
30	9,8	3,8	17,1				
DATA 29/05/ 2009							
35	10	9,1	17,1				
40	9,9	7,2	17,1	%med	7,3		
45	9,7	9,1	17,1				
50	9,7	7,2	17,1				
55	9,6	4,3	17,1				
60	9,6	6,2	17,1				
65	9,5	5,7	17,1				
70	9,5	3,8	17,1				
75	9,4	3,8	17,1				
80	9,4	1,9	17,1				
85	9,4	0,5	17,1				
DATA 01/06/ 2009							
90	9,5	6,7	40,0				
95	9,4	2,4	40,0				
100	9,2	10,0	40,0				
105	9,1	11,5	40,0				
110	9,0	7,7	40,0				
115	8,9	6,7	40,0				
Troca de cilindro							
120	8,6	11,5	40,0				
125	8,6	8,1	40,0				
130	8,5	9,1	40,0				
135	8,4	2,4	40,0				
Troca de cilindro							
140	8,4	7,7	40,0				
145	8,3	8,1	40,0				
150	8,2	9,1	40,0				
155	8,1	7,2	40,0				
160	8,1	8,6	40,0				
Troca de cilindro							
165	8,1	7,2	40,0				
170	7,8	12,9	40,0				







# Livros Grátis

( <http://www.livrosgratis.com.br> )

Milhares de Livros para Download:

[Baixar livros de Administração](#)

[Baixar livros de Agronomia](#)

[Baixar livros de Arquitetura](#)

[Baixar livros de Artes](#)

[Baixar livros de Astronomia](#)

[Baixar livros de Biologia Geral](#)

[Baixar livros de Ciência da Computação](#)

[Baixar livros de Ciência da Informação](#)

[Baixar livros de Ciência Política](#)

[Baixar livros de Ciências da Saúde](#)

[Baixar livros de Comunicação](#)

[Baixar livros do Conselho Nacional de Educação - CNE](#)

[Baixar livros de Defesa civil](#)

[Baixar livros de Direito](#)

[Baixar livros de Direitos humanos](#)

[Baixar livros de Economia](#)

[Baixar livros de Economia Doméstica](#)

[Baixar livros de Educação](#)

[Baixar livros de Educação - Trânsito](#)

[Baixar livros de Educação Física](#)

[Baixar livros de Engenharia Aeroespacial](#)

[Baixar livros de Farmácia](#)

[Baixar livros de Filosofia](#)

[Baixar livros de Física](#)

[Baixar livros de Geociências](#)

[Baixar livros de Geografia](#)

[Baixar livros de História](#)

[Baixar livros de Línguas](#)

[Baixar livros de Literatura](#)  
[Baixar livros de Literatura de Cordel](#)  
[Baixar livros de Literatura Infantil](#)  
[Baixar livros de Matemática](#)  
[Baixar livros de Medicina](#)  
[Baixar livros de Medicina Veterinária](#)  
[Baixar livros de Meio Ambiente](#)  
[Baixar livros de Meteorologia](#)  
[Baixar Monografias e TCC](#)  
[Baixar livros Multidisciplinar](#)  
[Baixar livros de Música](#)  
[Baixar livros de Psicologia](#)  
[Baixar livros de Química](#)  
[Baixar livros de Saúde Coletiva](#)  
[Baixar livros de Serviço Social](#)  
[Baixar livros de Sociologia](#)  
[Baixar livros de Teologia](#)  
[Baixar livros de Trabalho](#)  
[Baixar livros de Turismo](#)