



Programa de Pós-Graduação em Engenharia
de Recursos Naturais da Amazônia

**DESENVOLVIMENTO DE UNIDADE PILOTO DE
TRANSFERÊNCIA DE MASSA GÁS/LÍQUIDO: REDUÇÃO DA
REATIVIDADE DO RESÍDUO DA INDÚSTRIA DE ALUMINA
ATRAVÉS DA REAÇÃO COM GASES DE COMBUSTÃO**

Luis Carlos Alves Venancio

Tese de Doutorado apresentada ao Programa de Pós-Graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia, PRODERNA/ITEC, da Universidade Federal do Pará, como parte dos requisitos necessários à obtenção do título de Doutor em Engenharia de Recursos Naturais.

Orientadores: Emanuel Negrão Macêdo

José Antonio da Silva Souza

Belém

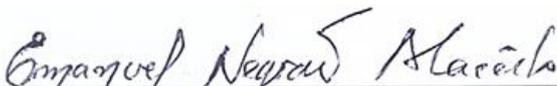
Fevereiro de 2013

DESENVOLVIMENTO DE UNIDADE PILOTO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA GÁS/LÍQUIDO: REDUÇÃO DA REATIVIDADE DO RESÍDUO DA INDÚSTRIA DE ALUMINA ATRAVÉS DA REAÇÃO COM GASES DE COMBUSTÃO

Luis Carlos Alves Venancio

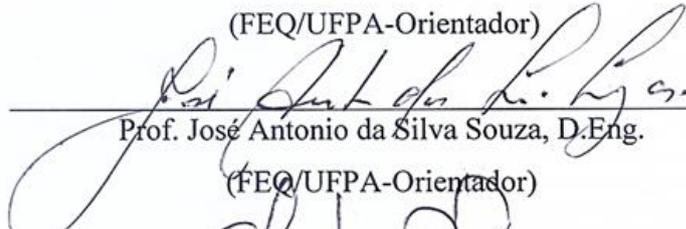
TESE SUBMETIDA AO CORPO DOCENTE DO PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA DE RECURSOS NATURAIS DA AMAZÔNIA (PRODERNA/ITEC) DA UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARÁ COMO PARTE DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA A OBTENÇÃO DO GRAU DE DOUTOR EM ENGENHARIA DE RECURSOS NATURAIS.

Aprovada por:



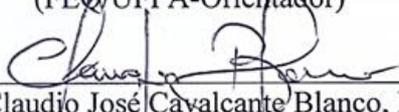
Prof. Emanuel Negrão Macêdo, D.Sc.

(FEQ/UFPA-Orientador)



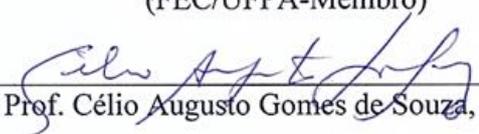
Prof. José Antonio da Silva Souza, D.Eng.

(FEQ/UFPA-Orientador)



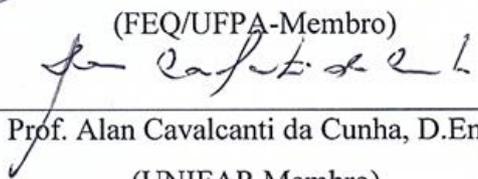
Prof. Claudio José Cavalcante Blanco, Ph.D.

(FEC/UFPA-Membro)



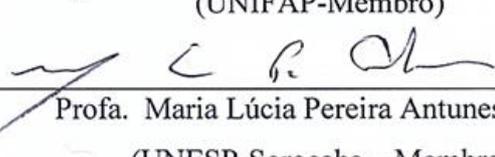
Prof. Célio Augusto Gomes de Souza, D.Eng.

(FEQ/UFPA-Membro)



Prof. Alan Cavalcanti da Cunha, D.Eng.

(UNIFAP-Membro)



Prof. Maria Lúcia Pereira Antunes, D.Sc.

(UNESP-Sorocaba – Membro)

BELÉM, PA - BRASIL

FEVEREIRO DE 2013

Dados Internacionais de Catalogação na Publicação (CIP)
Instituto de Tecnologia/Programa de Pós-graduação em
Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia

Venancio, Luis Carlos Alves

Desenvolvimento de Unidade Piloto de Transferência de Massa Gás/Líquido: Redução da Reatividade do Resíduo da Indústria de Alumina Através da Reação com Gases de Combustão/Luis Carlos Alves Venancio; orientadores, Emanuel Negrão Macêdo e José Antonio da Silva Souza. - Belém, 2013

Tese (Doutorado) – Universidade Federal do Pará. Instituto de Tecnologia. Programa de Pós-graduação em Engenharia de Recursos Naturais da Amazônia, 2013

1. Resíduo de bauxita. 2. Lama vermelha. 3. Carbonatação. 4. Dióxido de carbono. I. Título

CDD 22. ed. 660.28

Este trabalho é dedicado aos colegas, professores e todos aqueles que tornaram possível a sua realização em especial a minha família pela compreensão e apoio.

AGRADECIMENTOS

Aos amigos e Professores José Antonio da Silva Souza e Emanuel Negrão Macêdo pela orientação, incentivo e apoio nesta longa jornada.

A UFPA e ao PRODERNA por tornarem possível este trabalho.

Ao CNPQ pela bolsa.

Aos órgãos de financiamento pelos recursos que tornaram possível este trabalho.

Aos colaboradores Fernando, Gláucia, Otacílio e Iara.

Aos colegas do PRODERNA pelo apoio e acolhida.

Aos amigos que supriram a minha ausência em especial Agenor Jaguar.

A minha família pelo apoio e incentivo.

Resumo da Tese apresentada ao PRODERNA/UFPA como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Doutor em Engenharia de Recursos Naturais (D.Eng.).

DESENVOLVIMENTO DE UNIDADE PILOTO DE TRANSFERÊNCIA DE MASSA GÁS/LÍQUIDO: REDUÇÃO DA REATIVIDADE DO RESÍDUO DA INDÚSTRIA DE ALUMINA ATRAVÉS DA REAÇÃO COM GASES DE COMBUSTÃO

Luis Carlos Alves Venancio

Fevereiro/2013

Orientadores: Emanuel Negrão Macêdo e José Antonio da Silva Souza

Área de Concentração: Uso e Transformação de Recursos Naturais

O refino de bauxita utilizando o processo Bayer produz de 0,7 a 2,0 t do resíduo conhecido como lama vermelha e cerca de 1,0 t de CO₂ para cada tonelada de alumina produzida. O resíduo de bauxita apesar de não ser particularmente tóxico, apresenta riscos ao meio ambiente devido ao grande volume e a sua reatividade. De acordo com a tecnologia mais recente tem parte da umidade removida e é empilhado em depósitos impermeáveis especialmente construídos. Mais de 95% do resíduo de bauxita que já foi produzido no mundo (2,6 Bt até 2007) foi descartada, principalmente em depósitos em terra. Esta tese mostra o projeto, a construção e a operação de uma unidade de transferência de massa gás líquido em escala piloto com o objetivo de testar a redução da reatividade do resíduo de bauxita através da reação com gás de combustão. Como ganho adicional há a redução da emissão de dióxido de carbono e dióxido de enxofre. Esta unidade, composta por três reatores, foi projetada de modo a consumir o mínimo de energia, utilizar os efluentes da maneira mais eficiente possível e minimizar o custo de investimento. Foram realizados 25 experimentos com duração de 80 a 520 minutos cada um. Os gases foram analisados com o uso de sensores eletroquímicos e infravermelho não dispersivo na entrada e saída. O pH foi mensurado durante e após a reação de modo a avaliar os resultados curto e longo prazo bem como a estabilidade das reações. Foi demonstrada a viabilidade de reagir o resíduo de bauxita com os gases provenientes da combustão de fontes fósseis da própria refinaria sem processamento prévio com o pH de estabilização atingindo 10,5.

Abstract of Thesis presented to PRODERNA/UFGA as a partial fulfillment of the requirements for the degree of Doctor of Natural Resources Engineering (D. Eng.)

**DEVELOPMENT OF GAS-LIQUID MASS TRANSFER PILOT
UNIT: REACTIVITY AMENDMENT OF THE ALUMINA
INDUSTRY RESIDUE THROUGH THE REACTION WITH FLUE
GAS**

Luis Carlos Alves Venancio

Fevereiro/2013

Advisors: Emanuel Negrão Macêdo and José Antonio da Silva Souza

Research Area: Use and Transformation of Natural Resources

The bauxite refining using the Bayer process produces 0.7 to 2.0 tons of the residue known as red mud and about 1.0 ton of CO₂ for each ton of alumina produced. The bauxite residue, although not particularly toxic, poses risks to the environment due to its large volume and reactivity. According to the latest technology, part of the moisture is removed and it is stacked on sealed areas specially constructed. More than 95% of the bauxite residue that has been produced (2.6 Bt until 2007) was discarded, especially in ponds on land. This thesis shows the design, construction and operation of a pilot scale gas liquid mass transfer unity with the objective of testing the reduction of the reactivity of the bauxite residue through a reaction with flue gas. As an additional gain, there is a reduction of carbon dioxide and sulfur dioxide emissions. This unity, with three reactors, was designed in order to consume minimal power, process the effluent as efficiently as possible and minimize the investment cost. Twenty-five experiments were realized with duration from 80 to 520 minutes each. The gases were analyzed at the entry and exit with electrochemical cells and non-dispersive infrared sensors. The pH was monitored during and after the reaction in order to evaluate the short and long-term results as well as the stability of the reactions. It was demonstrated the viability of reacting the bauxite residue with the flue gas from the refinery without previous processing with the stabilization pH reaching 10.5.

SUMÁRIO

CAPÍTULO 1 – INTRODUÇÃO.....	1
1.1 - APRESENTAÇÃO DO TEMA.....	1
1.2 - ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO.....	5
CAPÍTULO 2 - REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	7
2.1 - PROCESSO BAYER PARA PRODUÇÃO DE ALUMINA.....	7
2.2 - ETAPAS DO PROCESSO BAYER.....	10
2.3 - ETAPA VERMELHA.....	10
2.3.1 – Moagem.....	10
2.3.2 – Digestão.....	11
2.3.3 - Decantação e Lavagem do RB	12
2.3.4 – Filtração.....	12
2.4 – ETAPA BRANCA.....	13
2.4.1 – Precipitação.....	13
2.4.2 - Filtração a Vácuo.....	14
2.4.3 – Calcinação.....	15
2.5 – RESÍDUO DE BAUXITA	15
2.5.1 - Geração e Composição.....	15
2.5.2 – Complementos ao Processo Bayer que Afetam a Composição do RB..	17
2.5.3 - Olhando o RB sob Diferentes Perspectivas.....	18
2.5.4 – Caracterização do RB.....	21
2.5.4.1 – Composição Química do RB.....	21
2.5.4.2 - Descrição Mineralógica do RB.....	21
2.5.4.3 - Características Físicas do RB.....	23
2.5.4.4 - Características Físico-Químicas do RB.....	23

2.5.4.4.1 - pH: A Variável Mais Importante.....	23
2.5.4.4.2 - Capacidade de Neutralização de Ácido (CNA).....	24
2.6 – OPÇÕES DE USO DO RESÍDUO.....	26
2.6.1 – Histórico.....	26
2.6.2 - Riscos da Reciclagem e do Armazenamento.....	29
2.6.3 – Aplicação de Mecanismos de Redução da Reatividade do RB.....	31
2.7 – ARMAZENAMENTO E USO DO RESÍDUO.....	31
2.8 – ABSORÇÃO GÁS LÍQUIDO.....	32
2.8.1 - Considerações Preliminares Sobre Absorção de Gases.....	32
2.8.2 - Absorção Física.....	33
2.8.2.1 – Modelo de Whitman (1924).....	33
2.8.2.2 - Modelo de HIGBIE (1935)	34
2.8.2.3 - Modelo de TREYBAL (1981)	34
2.8.3 - Absorção com Reação Química.....	35
2.8.4 - Coeficiente de Transferência de Massa.....	37
2.8.5 – Unidade de Transferência.....	40
2.8.6 - Seleção do Tipo de Equipamento Adequado ao Processo de Absorção.....	42
2.9 – REDUÇÃO DA ALCALINIDADE DO RB ATRAVÉS DA REAÇÃO COM DIÓXIDO DE CARBONO E OU GÁS DE COMBUSTÃO.....	43
2.10 – MECANISMO DE DESENVOLVIMENTO LIMPO.....	49
CAPÍTULO 3 - MATERIAIS E MÉTODOS.....	51
3.1 – CARACTERIZAÇÃO DOS MATERIAIS.....	51
3.1.1 - Características Físicas do RB.....	51
3.1.2 – Combustível.....	53
3.2 – EQUIPAMENTOS.....	53
3.2.1- Projeto, Fabricação e Montagem da Unidade de Transferência de Massa.....	53
3.2.1.1 - Diagrama de Blocos da Instalação Piloto.....	54

3.2.1.2 - Planta da Instalação e Projeto do Galpão.....	55
3.2.1.3 – Caracterização e Adaptação da Caldeira Como Fonte de Gases de Combustão.....	56
3.2.1.4 – Projeto e Construção do Trocador de Calor.....	56
3.1.2.5 – Projeto do Sistema de Manuseio de Gases.....	59
3.2.1.6 – Projeto e Construção dos Reatores.....	60
3.2.1.7 – Projeto e Construção do Sistema de Manuseio da Suspensão de Resíduo.....	63
3.2.1.8 - Projeto e Construção de Equipamentos Destinados a Testar Variáveis Específicas.....	65
3.2.2 – Seleção e Aquisição de Equipamentos Dedicados a Unidade Piloto...	67
3.2.2.1 – Analisadores de Gases.....	67
3.2.2.2 – Anemômetro.....	68
3.2.2.3 – Phmetro.....	69
3.2.3 – Utilização de Equipamentos Disponíveis nos Laboratórios da UFPA	70
3.2.3.1 – Termômetro.....	70
3.2.3.2 – Viscosímetro.....	70
3.2.3.3 – Balança Digital.....	71
3.2.3.4 – Difrátômetro de Raios X.....	71
3.2.3.5 – Espectrômetro de Fluorescência de Raios X.....	72
3.3 – PLANEJAMENTO DOS EXPERIMENTOS.....	72
3.3.1 - Testes Preliminares para Calibração dos Equipamentos.....	72
3.3.2 - Experimento com Planejamento Fatorial Fracionário 2^k para Triagem das Variáveis.....	73
3.3.3 - Repetição dos Experimentos Centrais com a Finalidade de Redução do Erro.....	74
3.3.4 - Definição dos Pontos e Grandezas de Medição.....	74
3.3.5 – Preparação da Suspensão.....	75
3.3.6 – Cálculo da Massa de CO_2 Absorvida em Cada Experimento.....	75
3.3.7 - Monitoramento do pH de Estabilização das Amostras de RB Carbonatado.....	77

CAPÍTULO 4 - RESULTADOS, ANÁLISES E DISCUSSÃO.....	78
4.1 – APRESENTAÇÃO DOS RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS MAIS IMPORTANTES.....	78
4.2 – COMPARAÇÃO DOS EXPERIMENTOS.....	90
4.2.1 – Diferença Entre Torres Incluindo Custo Benefício.....	91
4.2.2 – Evolução do pH de Longo Prazo em Frasco Fechado.....	92
4.3 – RESULTADOS DE EXPERIMENTOS COM CARACTERÍSTICAS ESPECIAIS.....	95
4.3.1 – Experimento com Aquecimento.....	95
4.3.2 – Experimento com Baixa Temperatura.....	95
4.3.3 – Experimento de Absorção de SO ₂	95
4.4 – ANÁLISES DE DIFRAÇÃO E FLUORESCÊNCIA DE RAIOS X.....	96
4.4.1 – Difração de Raios X do RB.....	96
4.4.2 - Fluorescência de Raios X.....	97
4.5– AVALIAÇÕES REALIZADAS PARA VIABILIZAR OS DEMAIS EXPERIMENTOS.....	98
4.5.1 - Comportamento Reológico da Suspensão de RB.....	98
4.5.2 – Decantação.....	99
4.6 – Uso do Programa Statistica 7 para Análise dos Resultados e Geração de Modelo Empírico.....	100
CAPÍTULO 5 - CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	104
5.1 – CONCLUSÕES.....	104
5.2 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS.....	106

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	107
APENDICE I.....	113
APENDICE II.....	117

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1	Fluxograma dos processos históricos de fabricação de alumina. Fonte: FRANÇA <i>et al.</i> (2007) com modificações.....	8
Figura 2.2	(a) Micrografia da bauxita de Paragominas (b) Mapeamento da micrografia. Fonte: FRANÇA <i>et al.</i> (2007).	9
Figura 2.3	Moagem da Bauxita. Fonte: Alunorte.....	11
Figura 2.4	Digestores. Fonte: Alunorte.	11
Figura 2.5	Desenho esquemático da patente de espessador de última geração pertencente a empresa Rio Tinto. Fonte: PELOQUIN <i>et al.</i> , patente US7,473,376 (2009).	12
Figura 2.6	Filtros de RB. Fonte: Alunorte.	13
Figura 2.7	Precipitadores. Fonte: Alunorte.	14
Figura 2.8	Filtradores à Vácuo. Fonte: Alunorte.	14
Figura 2.9	Calcinadores (Alunorte).	15
Figura 2.10	Fluxograma de formação do RB indicando locais de entradas de NaOH, Ca(OH) ₂ e floculantes. As setas azuis indicam a direção da água de lavagem contracorrente para o fluxo de resíduos de bauxita. Adotado com modificações a partir de WHITTINGTON (1996).	17
Figura 2.11	Visão metalúrgica da composição do RB. Fonte GRÄFE <i>et al.</i> (2009).	20
Figura 2.12	Visão mineralógica da composição do RB. Fonte GRÄFE <i>et al.</i> (2009).	20
Figura 2.13	Curvas de capacidade de neutralização ácida do RB de nove diferentes refinarias da Austrália. Fonte: CARTER <i>et al.</i> (2008).	25
Figura 2.14	Distribuição por categoria do total de 734 patentes de 1964 a 2008. Fonte: KLAUBER (2009).	27
Figura 2.15	Produção anual de RB e total acumulado. Fonte: POWER <i>et al.</i> (2009).	27
Figura 2.16	Evolução dos métodos de armazenamento em 17 refinarias, representando 44% da produção mundial cujas informações são disponíveis no período 1965 – 2007. Fonte: POWER <i>et al.</i> (2009).	32

Figura 2.17	Modelo de dois filmes Fonte: SHERWOOD e PIGFORD (1975).	33
Figura 2.18	Concentrações em um processo com reação química conforme modelo do filme duplo. Fonte: SHERWOOD e PIGFORD (1975).	36
Figura 2.19	Representação esquemática de uma torre de recheios. Fonte : BROWN, (1965).	39
Figura 2.20	Altura de unidade de transferência (HTUG) em função de mV/L para absorção de SO ₂ por H ₂ O utilizando anéis de 3 polegadas, com espiral interior.....	41
Figura 2.21	Coefficientes de transferência de massa para absorção de CO ₂ em solução de NaOH 4% -p utilizando diferentes recheios. Fonte: McCABE (1985).	43
Figura 2.22	Primeiro experimento de redução da reatividade de RB conforme ilustração original. Fonte: VERSIANI (1983).....	44
Figura 3.1	Análise granulométrica do RB da Alunorte. Fonte: LEMOS, (2008).....	52
Figura 3.2	Histograma da análise granulométrica do RB da Alunorte. Fonte: LEMOS (2008) com modificações.....	52
Figura 3.3	Curva da análise térmica diferencial da da lama vermelha utilizada. Fonte: HILDEBRANDO (1998).....	53
Figura 3.4	Fluxograma de processo dos equipamentos incluindo a caldeira já existente utilizada para gerar os gases utilizados na reação com o RB.....	54
Figura 3.5	Desenho esquemático dos equipamentos com a indicação dos pontos de coleta de amostras.....	55
Figura 3.6	Planta baixa do galpão com 70 m ² projetado e construído para a realização dos experimentos.....	55
Figura 3.7	Caldeira já existente utilizada como fonte de geração de gás de combustão e ponto de captação dos gases na base da chaminé da caldeira.....	56
Figura 3.8	Projeto do trocador de calor tubular de contato direto em contracorrente.....	57

Figuras 3.9	Detalhes do trocador de calor tubular na fabricação e montagem.....	57
Figura 3.10	Bico gerador de névoa de água com uso de ar comprimido, selecionado entre 90000 itens para atender os requisitos de forma da pluma, vazão de água e ar.....	58
Figura 3.11	Bico gerador de névoa montado no topo do trocador e conectado ao regulador de pressão de ar e a alimentação de água.....	58
Figura 3.12	Desenho esquemático funcional do trocador de calor tubular de contato direto em contracorrente	59
Figura 3.13	Projeto do distribuidor de gases dotado de quatro válvulas tipo borboleta.....	59
Figura 3.14	Conjunto de manuseio de gases, a direita o trocador de calor, ao centro o ventilador centrífugo e na parte superior o distribuidor de gases com as válvulas.....	60
Figura 3.15	Torre de aspersão com dez bicos centrífugos em dois níveis. No detalhe, podemos ver os bicos em teste com água e com suspensão de RB.....	60
Figura 3.16	Projeto das torres de recheio que foram fabricadas em aço inoxidável.....	61
Figura 3.17	Torre de recheio que durante o processo de fabricação e montagem.....	61
Figura 3.18	Torre de recheio preenchida com selas distribuídas randomicamente, no detalhe as selas em aço inoxidável.....	62
Figura 3.19	Torre de recheio preenchida com recheio estruturado de alto desempenho, nos detalhes um módulo do recheio estruturado e as lâminas que o compõem.....	63
Figura 3.20	Vistas da caixa de preparação da suspensão de resíduo.....	64
Figura 3,21	Caixa de peneiramento pressurizado, destinada a remoção de areia.....	64
Figura 3.22	Bomba centrífuga autoescorvante adequada para recalque de lama.....	65
Figura 3.23	Conjuntos de resistências utilizados para aquecer a suspensão de RB.....	65

Figura 3.24	Vista do experimento com sobrenadante aquecido. À direita temos a caixa de retorno com dez saídas ajustáveis e o conjunto de resistências para aquecimento.....	66
Figura 3.25	Captador de sucção com baixa turbulência utilizado no experimento com sobrenadante de RB. A esquerda vemos o captador montado e a direita em operação.....	66
Figura 3.26	Vista da caixa de retorno com dez saídas ajustáveis destinadas a reduzir a reduzir a turbulência no retorno do RB.....	67
Figura 3.27	Analizador de gases por células eletroquímicas Tempest 100...	67
Figura 3.28	Analizador de gases por infravermelho não dispersivo MRU Delta.....	68
Figura 3.29	Anemômetro e sonda de medição.....	69
Figura 3.30	Phmetro portátil Hanna.....	69
Figura 3.31	Termômetro portátil digital.....	70
Figura 3.32	Viscosímetro utilizado no experimentos para analisar o comportamento reológico e definir o uso e a dosagem do dispersante.....	70
Figura 3.33	Balança e proveta utilizadas pra controlar o teor de sólidos na suspensão de RB.....	71
Figura 3.34	Difratômetro Philips (PW 3710) do Centro de Geociências da UFPA.....	71
Figura 3.35	Pontos de medição mostrados no diagrama de processo.....	74
Figura 4.1	pH e a vazão de massa de CO ₂ absorvida durante o experimento 25.....	81
Figura 4.2	Monitoramento da evolução do pH após o experimento 25 em frasco fechado.....	82
Figura 4.3	Monitoramento da evolução do pH após o experimento 25 em frasco aberto.....	82
Figura 4.4	pH e a vazão de massa de CO ₂ absorvida durante o experimento 24.....	85
Figura 4.5	Monitoramento da evolução do pH após o experimento 24 em frasco fechado.....	85

Figura 4.6	Evolução do pH e do fluxo de absorção de CO ₂ no experimento 22.....	87
Figura 4.7	Gráfico da evolução do pH no experimento 2.....	88
Figura 4.8	Evolução do pH de longo prazo do experimento 2 em frasco fechado.....	89
Figura 4.9	Evolução do pH durante o experimento 11.....	89
Figura 4.10	Evolução do pH de longo prazo em frasco fechado do experimento 11.....	90
Figura 4.11	Gráfico comparativo das médias de evolução do pH por tipo de torre e CO ₂ médio absorvido.....	92
Figura 4.12	Gráfico da evolução do pH das amostra de RB carbonatado conservadas em frasco tampado.....	93
Figura 4.13	Gráfico da evolução do pH das amostra de RB carbonatado conservadas em frasco aberto.....	94
Figura 4.14	Evolução do pH médio após os experimentos com RB em frascos tampados e abertos.....	94
Figura 4.15	Difração de raios X da amostra de RB não reagido da Alunorte. Fonte: autor.....	96
Figura 4.16	Comparação dos difratogramas do RB não reagido e carbonatado.....	97
Figura 4.17	Variação da viscosidade em função do teor de defloculante.....	99
Figura 4.18	Experimento de decantação com diferentes teores de sulfato de alumínio.....	100
Figura 4.19	Gráfico de Pareto do impacto das variáveis e suas interações....	100
Figura 4.20	Gráfico mostrando a superfície de resposta do pH longo.....	101
Figura 4.21	Perfis para valores previstos e desejabilidade, com o impacto de cada variável.....	102
Figura 4.22	Telas do Statistica 7 mostrando os coeficientes de regressão, o erro e os diferentes intervalos de confiança de cada termo da equação.....	102
Figura 4.23	Gráfico dos valores previstos versus reais utilizando a equação de simulação	103

LISTA DE TABELAS

Tabela 1.1	Consumo energético de diferentes processos de produção de alumina. Fonte: SENYUTA (2012).....	2
Tabela 2.1	Diferenças no tratamento entre diversos tipos de bauxitas no processo Bayer. Fonte: SANTOS (1989) com modificações.....	8
Tabela 2.2	Etapas do processo Bayer atual.....	10
Tabela 2.3	Composição química e mineralógica de resíduos de bauxita. Fonte: GRÄFE <i>et al.</i> (2009).....	19
Tabela 2.4	Composição química da Lama Vermelha da Alunorte por diversos métodos. Fontes: MAGALHÃES (2008 e 2012), HILDEBRANDO (1999), SOUZA, (2010).....	21
Tabela 2.5	Características físicas de RB. Fonte: GRÄFE <i>et al.</i> , (2009) com adaptações.....	23
Tabela 2.6	Reações que provocam o retorno do pH. Fonte: GUSTAFSSON (2006) e STUMM (1981) apud GRÄFE (2009).....	47
Tabela 2.7	pH de Equilíbrio para diferentes pressões parciais de CO ₂ . Fonte: KHAITAN <i>et al.</i> , (2009).....	48
Tabela 3.1	Análise granulométrica do RB da Alunorte. Fonte: LEMOS (2008).....	51
Tabela 3.2	Propriedades físicas do RB.....	52
Tabela 3.3	Planejamento fatorial fracionário destinado a triagem.....	74
Tabela 3.4	Etapas para cálculo da massa de CO ₂ absorvida.....	77
Tabela 4.1	Conteúdo do corpo da folha de experimento com registro do PH, composição e temperatura dos gases ao longo do experimento 25.....	79
Tabela 4.2	Planilha de cálculo da massa de CO ₂ reagida no experimento 25.....	80
Tabela 4.3	Dados da folha de experimento 24.....	83
Tabela 4.4	Planilha de cálculo da massa de CO ₂ reagida no experimento 24.....	84
Tabela 4.5	Dados da folha de experimento 22.....	86

Tabela 4.6	Planilha de cálculo da massa de CO ₂ reagida no experimento 22	87
Tabela 4.7	Cabeçalho do experimento 2, realizado em quatro etapas	88
Tabela 4.8	Compilação dos resultados dos 25 experimentos.....	91
Tabela 4.9	Comparação do desempenho das torres excluindo sobrenadante.	92
Tabela 4.10	Experimento de captura de SO ₂ em paralelo com gás de combustão.....	95
Tabela 4.11	Resultado das análises semiquantitativas de Fluorescência de raios X.....	97
Tabela 4.12	Valores menores das análises semiquantitativas de fluorescência de raios X.....	98
Tabela I.1	Composição mineralógica dos resíduos de bauxita. Fonte: GRÄFE, 2009.....	113
Tabela I.2	Composição dos resíduos de bauxita determinados por fluorescência de raios-X. Fonte: GRÄFE <i>et al.</i> (2009).....	115
Tabela II.1	Resultados do experimento 1.....	117
Tabela II.2	Resultados do experimento 2.....	118
Tabela II.3	Resultados do experimento 3.....	119
Tabela II.4	Resultados do experimento 4.....	120
Tabela II.5	Resultados do experimento 5.....	121
Tabela II.6	Resultados do experimento 6.....	122
Tabela II.7	Resultados do experimento 7.....	123
Tabela II.8	Resultados do experimento 8.....	124
Tabela II.9	Resultados do experimento 9.....	125
Tabela II.10	Resultados do experimento 10.....	126
Tabela II.11	Resultados do experimento 11.....	127
Tabela II.12	Resultados do experimento 12.....	128
Tabela II.13	Resultados do experimento 13.....	129
Tabela II.14	Resultados do experimento 14.....	130
Tabela II.15	Resultados do experimento 15.....	131
Tabela II.16	Resultados do experimento 16.....	132
Tabela II.17	Resultados do experimento 17.....	133

Tabela II.18	Resultados do experimento 18.....	134
Tabela II.19	Resultados do experimento 19.....	135
Tabela II.20	Resultados do experimento 20.....	136
Tabela II.21	Resultados do experimento 21.....	137
Tabela II.22	Resultados do experimento 22.....	138
Tabela II.23	Resultados do experimento 23.....	139
Tabela II.24	Resultados do experimento 24.....	140
Tabela II.25	Resultados do experimento 25.....	141

NOMENCLATURA

ALCOA	ALCOA ALUMÍNIO S.A.
ALUNORTE	ALUMINA DO NORTE DO BRASIL S.A.
ASER	ÁREA SUPERFICIAL ESPECÍFICA
Bt	BILHOÕES DE TONELADAS
CAN	CAPACIDADE DE NEUTRALIZAÇÃO ÁCIDA
CE	CONDUTIVIDADE ELÉTRICA
DRX	DIFRAÇÃO DE RAIOS X
FRX	FLUORESCÊNCIA DE RAIOS X
IAI	INTERNATIONAL ALUMINIUM INSTITUTE
MRON	MATERIAIS RADIOATIVOS QUE OCORREM NATURALMENTE
Mt	MILHÕES DE TONELADAS
PCZ	PONTO DE CARGA ZERO
PDPRS	PRODUTOS DERIVADOS DO PROCESSO DE REMOÇÃO DE SÍLICA
PF	PERDA AO FOGO
PST	PERCENTUAL DE SÓDIO TRCÁVEL
RAS	RAZÃO DE ABSORÇÃO DE SÓDIO
RB	RESÍDUO DE BAUXITA
TSD	TOTAL DE SÓLIDOS DISSOLVIDOS
USBM	UNITED STATES BUREAU OF MINES

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

1.1 APRESENTAÇÃO DO TEMA

A exploração predatória dos recursos naturais historicamente tem sido fonte de destruição da natureza e agressões aos biomas existentes na região amazônica. Somente a porção brasileira abriga um terço das espécies vivas do planeta. No subsolo o estoque de minérios foi estimado em 7,2 trilhões de dólares em jazidas de ouro, cobre, cassiterita, titânio, estanho, chumbo, tântalo, zinco, columbita, urânio e nióbio (MEIRELES FILHO, 2007).

Por outro lado exploração de minérios e o seu processamento, juntamente com a produção de energia hídrica e a produção de madeira em sistema de manejo rotativo, podem e devem fazer parte de um conjunto de atividades com potencial para ser uma importante fonte de recursos destinados a elevar o padrão de vida dos vinte milhões de habitantes da Amazônia de maneira sustentável. Entretanto é imprescindível criar as condições para garantir aplicação das tecnologias mais modernas de redução de impacto ambiental e monitorar a recuperação das áreas utilizadas bem como a obtenção benefícios para a sociedade como contrapartidas durante a fase de implantação e sob a forma de cobrança de impostos.

O alumínio tem grande importância nos setores de transportes, eletricidade, embalagens, construção civil entre outros. É produzido através da redução eletrolítica do óxido de alumínio conhecido como alumina. O Brasil tem grandes reservas de bauxita (3,5 bilhões de toneladas, 11% da reserva mundial), minério de alumínio de alto teor, sendo mais de 80% localizados na região amazônica de acordo com o DNPM (2007).

Noventa e seis por cento da alumina no mundo é produzida a partir do refino da bauxita pelo processo Bayer de acordo com SENYUTA (2012). Este fato não decorre da inexistência de alternativas. Existem várias dezenas de processos de extração, alguns atualmente em uso na Rússia e China. Entretanto como podemos observar na tabela 1.1 o consumo energético do processo Bayer cria uma vantagem econômica só superada em

condições muito particulares. Em algumas refinarias na China, há processos mistos, onde uma etapa de sinterização com calcário e carbonato de sódio precede o processo Bayer.

Tabela 1.1 – Consumo energético de diferentes processos de produção de alumina. Fonte: SENYUTA (2012)

Tecnologia	Minério	Consumo de energia em GJ/t alumina
Processo Bayer	Bauxita	8-18*
Processos com ácido clorídrico	Argila	26-37
Processos com H ⁺	Argila	27-40
Processos com ácido nítrico	Argila	48-50
Processos com ácido sulfúrico	Argila	42-46
Processos de sinterização com carbonato de sódio	Nefelina e anortósito	40-55

* ou 13-23 GJ/t incluindo a energia para a produção da soda cáustica e cal usadas no processo.

O processo Bayer consiste essencialmente na extração do óxido de alumínio através de sua dissolução em soda cáustica e na separação dos resíduos não solúveis. Este resíduo é chamado de resíduo de bauxita e também referido na literatura como lama vermelha, rejeitos do processo Bayer, ou rejeitos do processamento de bauxita. Nesta tese "resíduo de bauxita" (RB) é o termo preferido.

O RB apesar de não ser particularmente tóxico, apresenta riscos ao meio ambiente devido ao grande volume e a sua reatividade. De acordo com a tecnologia mais recente parte de sua umidade é removida e ele é empilhado em depósitos impermeáveis especialmente construídos. Até hoje a esmagadora maioria do resíduo de bauxita já produzido (2,6 Bt até 2007, CARTER, 2009) foi armazenada, não sendo integrada em processos industriais existentes em quantidade significativa. Isto implica na responsabilidade de assegurar que os resíduos armazenados não causem danos ao ambiente circundante, incluindo seres humanos e animais selvagens, nem afetem a estética da paisagem. A integridade vertical e horizontal do aterro é necessária para assegurar que resíduos de bauxita mantenham a estabilidade mecânica e que os componentes reativos permaneçam confinados. Na superfície, a formação de poeira tem de ser controlada para minimizar a dispersão de resíduo aerotransportado. Revegetação da superfície para integrar a área de disposição de resíduos de bauxita na

paisagem pode simultaneamente inibir a formação de poeira e dispersão pela erosão do vento. A alta alcalinidade do RB é a questão central em relação a revegetação sustentável, prevenção de poeira e integridade do aterro. A alcalinidade dos constituintes pode impedir vegetação de se estabelecer na superfície, causar a formação de superfícies friáveis permitindo o carregamento de pó pelo vento. A alta alcalinidade também é a principal barreira para o reaproveitamento do RB em outros processos industriais.

Desde o início da produção de alumina em larga escala no final do século XIX têm sido pesquisadas em todo o mundo tecnologias para o aproveitamento do RB. Entretanto hoje, dos 120 milhões de toneladas de RB produzidos anualmente, apenas cerca de 2% é aproveitado em outros processos industriais (PANOV, 2012; EVANS, 2012).

Alguns exemplos positivos são o aproveitamento dos resíduos dos processos de produção de alumina por sinterização a partir de outros minérios na Rússia e China (PANOV, 2012) bem como a utilização de RB na produção de cimento na Índia, China e Rússia (PANOV, 2012).

Por outro lado um objetivo estratégico foi estabelecido em 2010, pelo Comitê de Alumina e Bauxita do Instituto Internacional de Alumínio (formado pela maioria das indústrias), para reutilizar 20% do RB até 2025 (Alumina Technology Roadmap, 2010). A China estabeleceu o mesmo objetivo, mas para 2015 (PANOV, 2012).

Até o final do século XX havia uma dicotomia em que cientistas e ambientalistas postulavam a necessidade de aproveitar ao máximo os recursos minerais extraídos da natureza enquanto as empresas preferiam armazenar os resíduos devido ao menor custo.

Hoje em dia é consensual a necessidade de reduzir a geração de resíduos. Por outro lado há necessidade de avaliar as alternativas de reutilização sob a ótica da quantidade de energia que será despendida no processo e quanto haverá de emissão de gases do efeito estufa (efetuando uma análise do ciclo de vida dos projetos).

Em geral grandes indústrias produzem efluentes sólidos, líquidos e gasosos. A prioridade para encontrar uma destinação adequada em geral recai sobre os dois primeiros devido a maior visibilidade.

Nesta tese foram desenvolvidos os equipamentos, e estudada a possibilidade de reduzir substancialmente a reatividade do RB através da reação com os efluentes gasosos do próprio processo de refino. Como ganho adicional há a redução das emissões de dióxido de carbono (que poderá subsidiar um futuro enquadramento no Mecanismo de

Desenvolvimento Limpo) e dióxido de enxofre. Este processo é estudado de forma a consumir o mínimo de energia e utilizar os efluentes da maneira mais eficiente possível em equipamentos de alto rendimento, baixo consumo energético e baixo custo de investimento. REBRIK et al. (2008, apud PANOV *et al*, 2012) do instituto Vami na Rússia, onde foi criado o processo de produção de alumina a partir nefelina com aproveitamento total dos rejeitos, destaca a necessidade de projetos piloto para desenvolver a base tecnológica do reaproveitamento do resíduo de bauxita em conjunto pelos fabricantes de alumina.

A redução da alcalinidade do resíduo de bauxita através da reação com os efluentes gasosos é uma oportunidade para redução do impacto ambiental do processo Bayer além de criar condições muito mais favoráveis para o reaproveitamento do resíduo de bauxita em outros processos industriais através da redução de sua reatividade. A redução da alcalinidade também melhora as características de empilhamento, compactação, geração de poeira bem como tem influência positiva na preservação da vedação das camadas de argila utilizadas como parte do sistema de vedação dos reservatórios. Neste ponto a economia e a ecologia apontam na mesma direção. Por esta razão buscamos viabilizar o uso dos efluentes do modo como são produzidos, evitando assim o uso de altas temperaturas ou processos de separação de gases que envolvem grandes quantidades de energia que multiplicadas pelos imensos volumes envolvidos, tornam inviável a aplicação prática e aumentam o impacto ambiental.

A fim de ilustrar a importância deste ponto de vista, vale a pena conhecer o resumo desta patente: "O resíduo vermelho que contém ferro, que ocorre após a digestão decanta bem e, com suficiente prática, pode ser filtrado e lavado. Devido ao seu alto teor de ferro e baixo teor de óxido de alumínio, pode ser tratado de um modo adequado, ou misturado com outros minérios de ferro ser reduzido para ferro". (patente de KARL JOSEPH BAYER, 1887). Ou seja, este é um problema que existe há 126 anos e não deixou de ser resolvido por falta de alternativas tecnológicas e sim por falta de vontade política e viabilidade econômica.

Em função das razões expostas, foram estabelecidos os objetivos:

- Avaliar de maneira continuada as opções tecnológicas para efetuar a reação entre os gases de exaustão de uma refinaria de alumina e o resíduo de bauxita de modo a reduzir a reatividade do resíduo e capturar parte do CO₂ e SO₂ emitidos.

- Minimizar o consumo energético da operação. Realizar um teste em escala piloto, incluindo o projeto e a construção de três reatores, que forneça subsídios para uma operação em maior escala.

Foi projetado um laboratório piloto para reação de RB e gás de combustão, produzido a partir da queima de combustíveis fósseis. Foram selecionados e adquiridos equipamentos de análise de gases de modo a medir diretamente as vazões e concentrações de CO₂, SO₂, O₂. Após o planejamento do experimento, foram realizados vinte e cinco experimentos com duração de até nove horas. Os dados coletados foram inseridos em planilhas, com o cálculo do balanço de CO₂ absorvido em cada experimento. As amostras do RB reagido foram monitoradas periodicamente em diferentes condições de modo a verificar o comportamento de longo prazo do pH, sua estabilidade, e subsidiar uma futura avaliação do processo sob a ótica do Mecanismo de Desenvolvimento Limpo.

1.2 - ORGANIZAÇÃO DO TRABALHO

No presente capítulo mostrou-se as razões e objetivos que nos levaram ao estudo do tratamento dos resíduos do processo de refino da bauxita. Procuramos também apresentar os diversos aspectos que podem influenciar a redução do impacto ambiental do processo como um todo incluindo a visão do aspecto dos gases do efeito estufa.

O Capítulo 2 apresenta uma revisão da literatura com o histórico do processo Bayer. Em seguida apresentamos o resíduo de bauxita e sua caracterização bem como estado da arte em melhoramento e alternativas de emprego como matéria prima em outros processos industriais. Abordamos também as tecnologias de armazenamento dos resíduos e monitoramento dos depósitos antigos e atuais. Na sequência temos os mecanismos de absorção gás-líquido e sua utilização no sequestro de carbono. A alcalinidade do resíduo e sua química associada é abordada e finalmente a redução desta alcalinidade através da reação com gás de combustão com concomitante sequestro de carbono e dióxido de enxofre.

No Capítulo 3 são apresentados os equipamentos projetados e adquiridos bem como as metodologias utilizadas e o planejamento experimental para realizar a reação entre o resíduo de bauxita e o gás de combustão.

As análises dos resultados e suas discussões são apresentadas no Capítulo 4 incluindo a avaliação estatística e a influência das diversas variáveis estudadas.

As conclusões são apresentadas no Capítulo 5 bem como as sugestões para trabalhos futuros.

CAPÍTULO 2

REVISÃO BIBLIOGRÁFICA

2.1 – PROCESSO BAYER PARA PRODUÇÃO DE ALUMINA

Dos 250 minerais conhecidos que contém alumínio, são considerados minérios de alumínio os bauxitos, as argilas cauliníticas, a nefelina, o anortósito e a alunita. Destes o minério mais utilizado é o bauxito (também conhecido como bauxita).

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 à sinterização a 1000°C depois de misturada com carbonato de sódio, produzindo-se um clínquer contendo aluminato de sódio. Pela lixiviação do clínquer, o aluminato passava à solução, de onde se precipitava a alumina hidratada por injeção de CO₂. A produção em média 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 possibilitou a eliminação da etapa de sinterização e a reutilização do licor pobre, obtido após a precipitação da alumina tri-hidratada também chamada hidrato, para um novo ciclo de digestão de bauxita diminuindo o consumo de soda cáustica.

O processamento das bauxitas gibbsíticas, mais comuns no Brasil, se inicia com a britagem e lavagem da bauxita em processo que ocorre no local de mineração. O processo Bayer começa com a moagem em moinho de bolas a úmido. A carga do moinho contém bauxita, solução nova de hidróxido de sódio e licor pobre recirculado da cristalização de alumina tri-hidratada. Frequentemente cal virgem é adicionada para aumentar a alcalinidade por decomposição do carbonato de sódio porventura presente. A mistura de bauxita moída (diâmetro entre 0,06mm e 0,80mm) e solução de hidróxido de sódio é

submetida a temperatura entre 105°C e 170°C e pressão de 1 a 7 atmosferas para dissolver a gibsitita formando o aluminato de sódio segundo a reação reversível abaixo.



O processo de fabricação da alumina evoluiu no tempo conforme ilustram os fluxogramas na Figura 2.1.

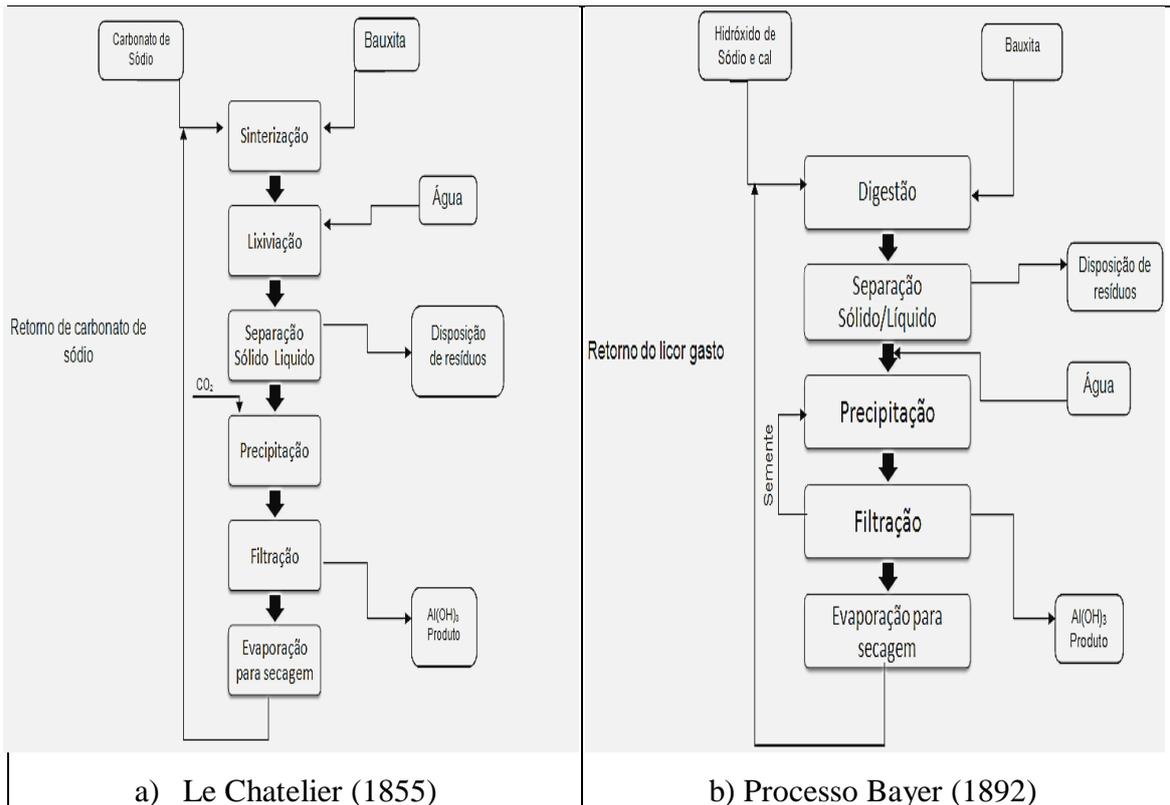


Figura 2.1: Fluxograma dos processos históricos de fabricação de alumina.

Fonte: FRANÇA *et al.* (2007) com modificações.

A digestão ou dissolução da gibsitita é feita em autoclaves capazes de suportar temperaturas de 105 a 170°C, com agitação produzida por vapor de água injetado sob pressão de 1 a 7 atmosferas. Pressão e temperatura variam conforme a Tabela 2.1 abaixo.

TABELA 2.1 – Diferenças no tratamento entre diversos tipos de bauxitas no processo Bayer. Fonte: SANTOS (1989) com modificações.

Variáveis	Bauxitos boemíticos e diaspóricos	Bauxitos gibsíticos
Temperatura (°C)	205 – 250	105 – 170
Pressão (atm)	15 – 35	1 - 7
Tempo de digestão (h)	2,0 – 2,5	1

De acordo com FRANÇA *et al.* (2007), a precipitação de gibsita da solução saturada quente do aluminato é feita pela nucleação, com cristais alumina hidratada. Adiciona-se uma quantidade de hidrato com peso variando de 25% a 100% da alumina dissolvida como aluminato. Nucleando a solução saturada e diminuindo a temperatura de 105-170°C para 40°C, o excesso de alumina dissolvida como aluminato de sódio se cristaliza como alumina tri-hidratada também chamada hidrato, restando na solução aluminato não hidrolisado e hidróxido de sódio, que são reciclados ao moinho de bauxita. O hidrato cristalizado é separado em duas frações: a grossa, que é utilizado na calcinação para produzir alumina, e a fração fina, que é usada para nuclear a precipitação de nova solução de aluminato de sódio.

A fração grossa de hidrato é calcinada em fornos aquecidos a gás ou óleo combustível em temperaturas de 950°C a 1200°C para produzir alumina. (SANTOS, 1989).

Na Figura 2.2, temos uma micrografia da bauxita produzida em Paragominas-PA, onde são identificadas a caulinita ($\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$), a gibsita ($\text{Al}(\text{OH})_3$) e o quartzo (SiO_2). O objetivo do processo Bayer é a separação da gibsita dos demais.

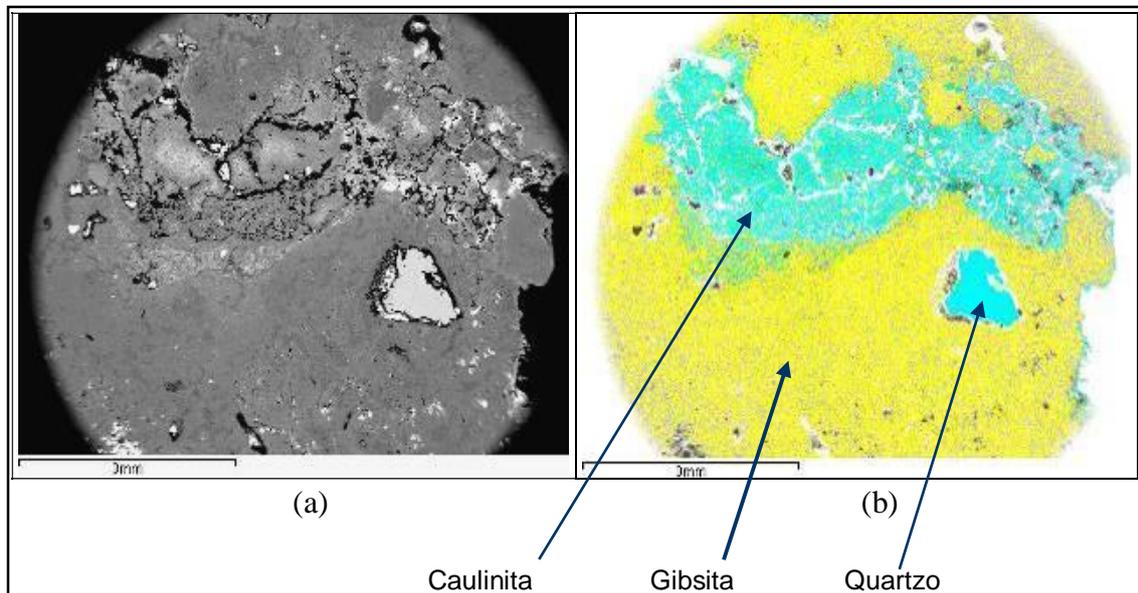


Figura 2.2 – (a) Micrografia da bauxita de Paragominas (b) Mapeamento da micrografia.
Fonte: FRANÇA *et al.* (2007).

2.2 – 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 gibsita da bauxita e separa o RB	ETAPA BRANCA Separa a alumina hidratada e remove a água
Moagem da bauxita	Precipitação da alumina hidratada
Digestão – dissolução da gibsita em soda cáustica	Filtração a vácuo
Decantação e lavagem do RB	Calcinação da alumina
Filtração	

2.3 - ETAPA VERMELHA

2.3.1 – Moagem

Compreende as operações de redução de tamanho de partículas e mistura com solução de soda cáustica formando a polpa, conforme podemos ver na Figura 2.3. 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 um tanque pulmão de onde é transferida para a digestão.



Figura 2.3 – Moagem da Bauxita. Fonte: Alunorte (2008).

2.3.2 – Digestão

Na digestão vista na Figura 2.4 abaixo, a gibsita contida na bauxita é dissolvida pela solução de soda cáustica formando aluminato de sódio (NaAlO_2), enquanto as impurezas que constituem o RB permanecem insolúveis.

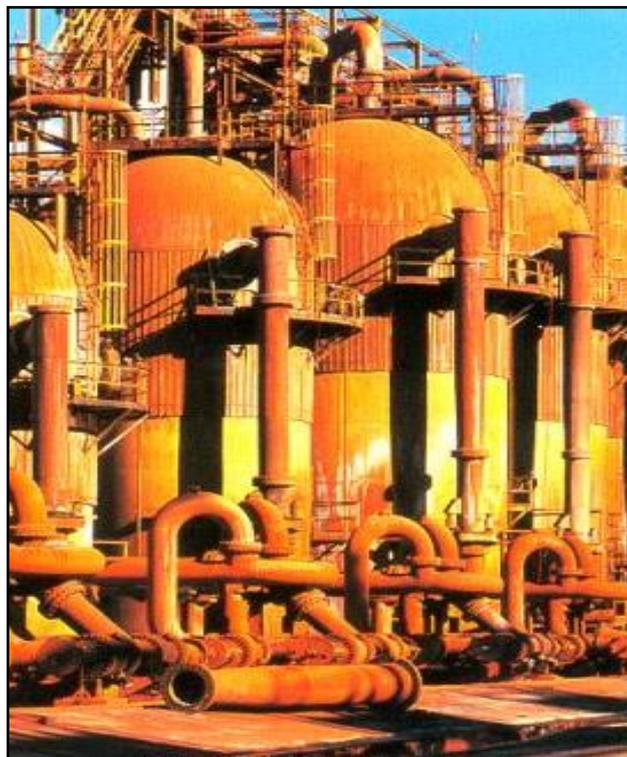


Figura 2.4 – Digestores. Fonte: Alunorte (2008).

2.3.3 - Decantação e Lavagem do RB

A separação da solução contendo aluminato de sódio do RB, através da decantação acelerada por floculantes sintéticos, poliacrilatos e ou poliamidas em um equipamento chamado espessador cujo desenho esquemático é mostrado na Figura 2.5. Uma vez decantada, o RB é bombeado para uma série de cinco lavadores em contra corrente com água adicionada no quinto estágio de lavagem. O objetivo é retirar o máximo possível da soda cáustica presente no RB.

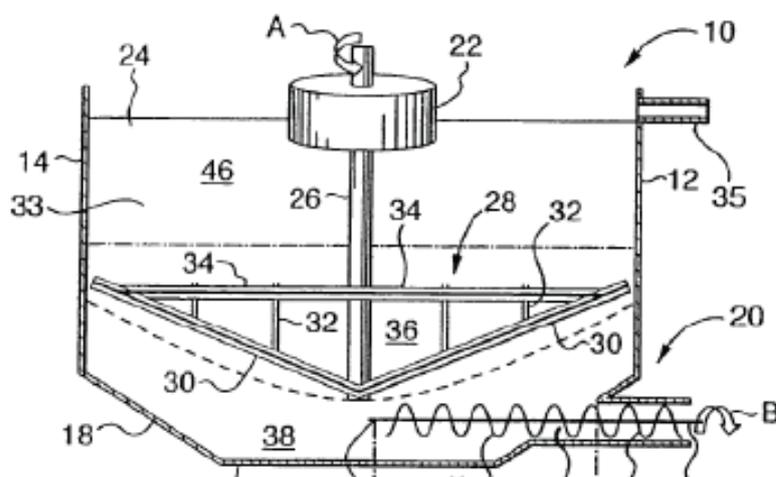


Figura 2.5 – Desenho esquemático da patente de espessador de última geração pertencente a empresa Rio Tinto. Fonte: PELOQUIN *et al.*, patente US7,473,376 (2009).

2.3.4 – 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. Neste processo, o sólido permanece retido sobre este meio e forma um depósito que se denomina torta de filtração 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 as partículas de RB e o filtro da empresa Alunorte pode ser visto na Figura 2.6. A solução de aluminato de sódio, produto da divisão vermelha, sai com cerca de 10mg/L de sólidos em suspensão para a etapa branca.



Figura 2.6 – Filtros de RB. Fonte: Alunorte (2008).

2.4 – ETAPA BRANCA

2.4.1 – Precipitação

A solução de aluminato de sódio, formada na digestão, é despressurizada e resfriada de modo a permitir a precipitação do produto do processo Bayer nesta etapa: a alumina tri-hidratada $\text{Al}(\text{OH})_3$. A redução da temperatura acentua o grau de supersaturação. A adição da fração fina de alumina hidratada produzida previamente (chamada de semente) nucleia o processo de aglomeração.

Parte da solução contendo a alumina tri-hidratada (30%) é bombeada para precipitadores aglomeradores que recebem uma descarga de semente fina. Estes, em condições adequadas de temperatura, agitação e tempo de residência, irão promover o mecanismo de aglomeração das partículas. A Figura 2.7 mostra o conjunto de precipitadores utilizados no processo da Alunorte.



Figura 2.7 – Precipitadores. Fonte: Alunorte (2008).

2.4.2 - Filtração a Vácuo

O objetivo nesta etapa é remover o máximo de soda da alumina hidratada, reduzindo assim, a perda do circuito. O licor filtrado entra em um tanque de expansão sofrendo uma queda de pressão que provoca a evaporação de parte da água com a diminuição da temperatura. Na Figura 2.8 são mostrados os filtros a vácuo.



Figura 2.8 - Filtradores à Vácuo. Fonte: Alunorte (2008).

2.4.3 – Calcinação

É o processo que promove a eliminação da água de cristalização da partícula de alumina tri-hidratada (também chamada hidrato), de modo a se obter uma superfície específica pré-determinada.

Após a filtração, o hidrato passa por secadores tipo venturi onde, em contato com gases quentes, sofrerá uma secagem com a remoção da umidade de sua superfície. Em seguida é levado aos calcinadores. Estes são alimentados através da queima do óleo combustível ou gás natural mantendo temperaturas entre 900°C a 1100°C. Neste processo há a transformação térmica dos cristais. Na Figura 2.9 são mostrados os calcinadores utilizados pela Alunorte que utilizam óleo combustível.

Após a calcinação, a alumina passa por um resfriador de leito fluidizado até atingir uma temperatura que permita seu transporte aos silos de estocagem, sem causar danos às correias transportadoras.



Figura 2.9 – Calcinadores. Fonte: Alunorte (2008).

2.5 – RESÍDUO DE BAUXITA

2.5.1 - Geração e Composição

Resíduo de bauxita (RB) é o subproduto gerado durante o refino da bauxita usando o processo Bayer para produção de alumina. Também é referido na literatura

como lama vermelha, rejeito do processo Bayer, ou rejeitos do processamento de bauxita.

A produção total de resíduo de bauxita alcançou um bilhão de toneladas (1 Bt) em 1985, 93 anos após a primeira planta da Bayer ser criada. Levou apenas 15 anos para dobrar, e provavelmente vai dobrar novamente para 4 Bt por volta de 2015 (GRÄFE, *et al.*, 2009). Em 2011 cerca de 120 Mt de RB foram produzidos. Isto faz do RB um dos maiores subprodutos industriais não reciclados da sociedade moderna (EVANS, 2012). Dado que quase todo este material é armazenado em terra, estes números destacam a importância do armazenamento sustentável e do aumento da reutilização.

O RB apesar de não ser particularmente tóxico, apresenta riscos ao meio ambiente devido ao grande volume e a sua reatividade. É classificado como resíduo classe 2 no Brasil (resíduo não inerte) não sendo também classificado como resíduo perigoso pela agência de proteção ambiental dos Estado Unidos (EPA).

A composição do RB consiste de um conjunto de substâncias herdadas da composição da bauxita que o gerou acrescidos do que foi adicionado ou modificado durante o processo Bayer. Nesta tese trataremos os componentes do RB ou modificados durante o processo como Sólidos Característicos do Processo Bayer (SCPB). COSTA *et al.*(2012), mostraram que o processamento de bauxitas gibsíticas, com alto teor de alumina, provenientes da Amazônia geram um fator de enriquecimento dos elementos em torno de 3. Mostra também que a composição do RB e sua mineralogia são matematicamente previsíveis. PARANGURU *et al* (2005) mostraram que as propriedades químicas e físicas do RB dependem primariamente da bauxita utilizada e numa menor extensão do modo como ela é refinada pelo processo Bayer. Identifica ainda os seguintes parâmetros para o manuseio, disposição e reutilização: Umidade, reologia, área superficial, tamanho de partícula, mineralogia, conteúdo de metais valiosos, conteúdo de terras raras e presença de substâncias tóxicas.

De acordo com trabalhos publicados por PHILIPSBORN (1992); SOMLAI *et al.* (2008), alguns RB podem emitir radiações ionizantes acima das taxas de fundo naturais devido à presença de Materiais Radioativos de Ocorrência Natural (MRON): ^{238}U e ou ^{232}Th e membros de suas cadeias de decaimento. Uma vez que a composição do RB é previsível, é necessário, portanto monitorar a composição da bauxita utilizada com relação ao nível de MRON. Conforme GOLDSTEIN e REIMERS (1999), traços de metais pesados podem ser motivo de preocupação e podem exceder os níveis de regulação em certas circunstâncias.

Na Figura 2.10, vemos o fluxograma do processo industrial de produção de RB em uma refinaria de bauxita moderna.

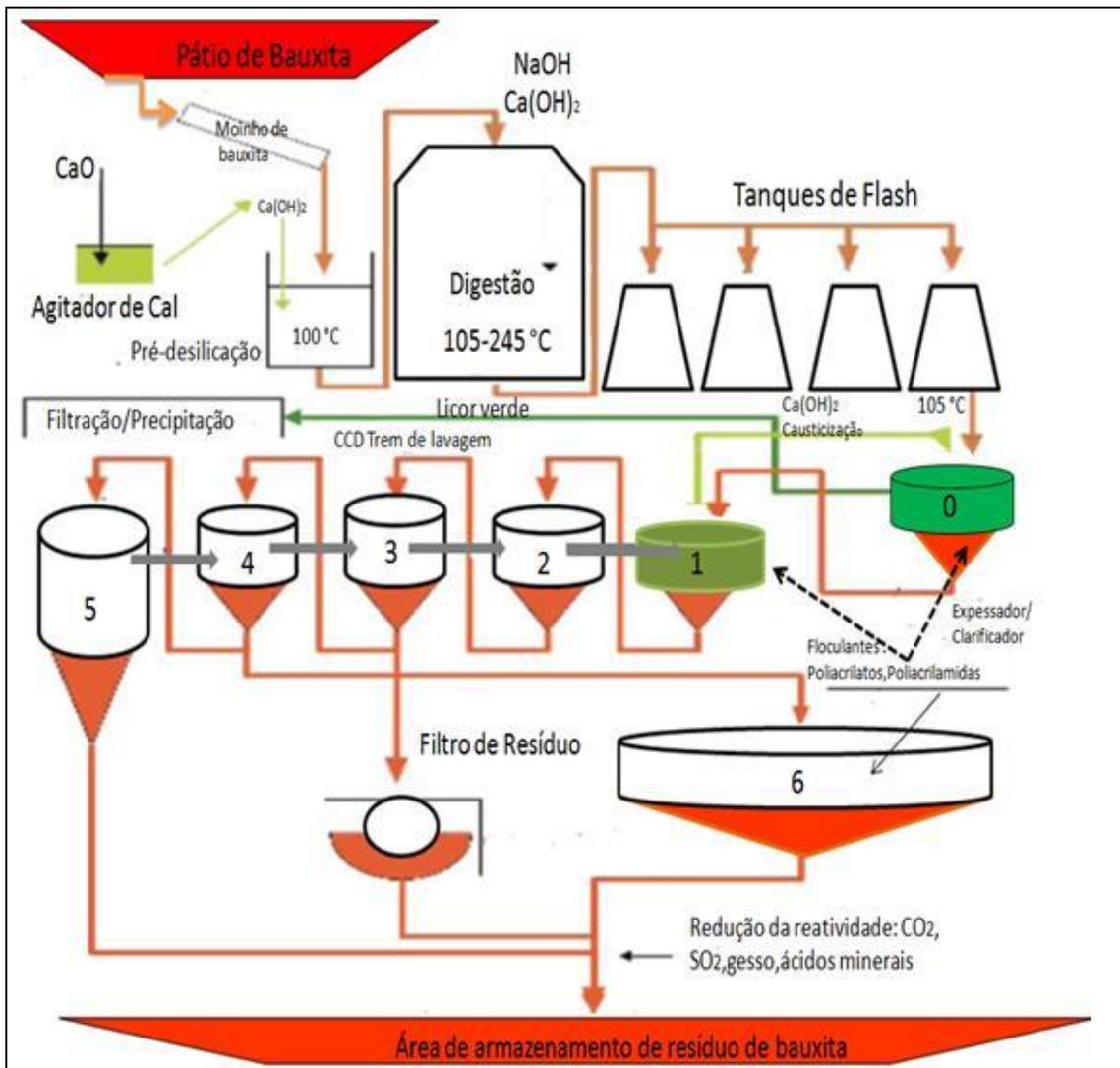


Figura 2.10 - Fluxograma de formação do RB indicando locais de entrada de NaOH, Ca(OH)_2 e floculante. As setas cinza indicam a direção da água de lavagem em contracorrente do fluxo de RB. Adotado com modificações a partir de WHITTINGTON (1996).

2.5.2 – Complementos ao Processo Bayer que Afetam a Composição do RB

Em função de a caolinita ser solúvel em NaOH, dependendo de seu teor na bauxita, é necessária sua remoção. O processo de desilicagem provoca perdas de Na^+ e Al^{3+} , devido a formação de silicatos de sódio alumínio como a sodalita. Cal hidratada (Ca(OH)_2) é adicionada antes do processo de digestão, gerando cancrinita em vez de uma

parte da sodalita. Sodalita e cancrinita são eliminados junto com o RB e geram parte significativa da sua capacidade de neutralização ácida.

Alguns aditivos têm finalidades específicas para o processo como minimizar a contaminação do licor verde por ferro solúvel e ferro coloidal com adição de $MgSO_4$ (POHLAND *et al.*, 1985), contaminação de fosfato com adição de apatita $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$ (ROACH *et al.*, 2001) além da remoção de carbonatos, orgânicos incluído oxalato. Os sólidos provenientes destas reações, por exemplo, calcita, $CaCO_3$, aluminato de tricálcio ($Ca_3Al_2(OH)_{12}$), whewelita ($CaC_2O_4 \cdot H_2O$), e ou apatita $Ca_{10}(PO_4)_6(OH)_2$ se tornam parte do resíduo (POWER *et al.*, 2009).

Após a digestão da bauxita, a solução de aluminato de sódio ($NaAl(OH)_4$) também conhecida como licor verde, é separada do RB. O processo de separação inicia-se em espessadores pressurizados com o auxílio de floculantes. Em seguida o RB é lavado sequencialmente em tanques de decantação em contracorrente. Na lavagem recupera-se $NaOH$ e $Al(OH)_4^-$, que são devolvidos ao processo Bayer. Floculantes, contendo poliacrilatos e ou poliamidas são utilizados para acelerar a separação líquido/sólido. No passo de lavagem final, o RB é espessado até formar uma pasta com uma determinada concentração de sólidos e enviado para a área de armazenamento.

2.5.3 - Olhando o RB sob Diferentes Perspectivas.

Podemos olhar o RB médio de duas diferentes perspectivas:

A primeira é o ponto de vista "metalúrgico" mostrado na Figura 2.11. Uma mistura de óxidos metálicos e outros compostos que resultariam após o aquecimento acima de $1000^\circ C$. A perda ao fogo (PF) decorre do carbono orgânico, inorgânico e água ligados quimicamente aos minerais. Este é uma análise obtida por fluorescência de raios X (FRX). Este ponto de vista aponta para processos piro e hidro metalúrgicos de separação dos metais a partir do RB.

A segunda é o ponto de vista "mineralógico" mostrado na Figura 2.12. Uma mistura de minerais em várias classes. Esta é uma análise obtida por difração de raios X (DRX) para os componentes cristalinos. Este ponto de vista aponta para como modificar a mistura de componentes químicos, físicos e mineralógicos do RB de modo a aproveitar as suas propriedades.

A Tabela 2.3 mostra mais detalhes de cada composto e suas quantidades.

Tabela 2.3 – Composição química e mineralógica de resíduos de bauxita. Fonte: GRÄFE *et al.* (2009).

Elemento(n)	Min	Conteúdo		Minerais	Fórmula de célula unitária
		Média ± desvio padrão	Max		
Fe ₂ O ₃ (63)	6,8	40,9±15,6	71,9	Hematita	α -Fe ₂ O ₃
				Goetita	α -FeOOH
				Magnetita	Fe ₃ O ₄
Al ₂ O ₃ (62)	2,12	16,3±6,4	33,1	Boemita	γ - AlOOH
				Gibsita	γ - Al(OH) ₃
				Diásporo	α - AlOOH
SiO ₂ (63)	0,6	9,6±6,7	23,8	Sodalita	Na ₆ [Al ₆ Si ₆ O ₂₄].[2NaOH,Na ₂ SO ₄] ^d
				Cancrinita	Na ₆ [Al ₆ Si ₆ O ₂₄].2[CaCO ₃].0[H ₂ O] ^e
				Quartzo	SiO ₂
TiO ₂ (61)	2,5	8,8±4,4	22,6	outros	illita,muscovita
				Rutilo	TiO ₂
				Anastásio	TiO ₂
				Perovsquita	CaTi ^{IV} O ₃
				Ilmenita	Ti ^{IV} Fe ^{II} O ₃
CaO(76)	0,6	8,6±9,4	47,2	Calcita	CaCO ₃
				Perovsquita	CaTi ^{IV} O ₃
				Whewellita	CaC ₂ O ₄ ^g
				ATC	Ca ₃ Al ₂ (OH) ₁₂
				Hidrocalumita	Ca ₃ Al ₂ (OH) ₁₂ .CO ₃ .6H ₂ O ^h
Na ₂ O(78)	0,1	4,5±3,3	12,4	Sodalita	Na ₆ [Al ₆ Si ₆ O ₂₄].[2NaOH,Na ₂ SO ₄] ^a
				Cancrinita	Na ₆ [Al ₆ Si ₆ O ₂₄].2[CaCO ₃].0[H ₂ O] ^b
				Dawsonita	NaAl(OH) ₂ CO ₃
PF(46)	4,4	10,0±2,8	21,1		

n= número de amostras

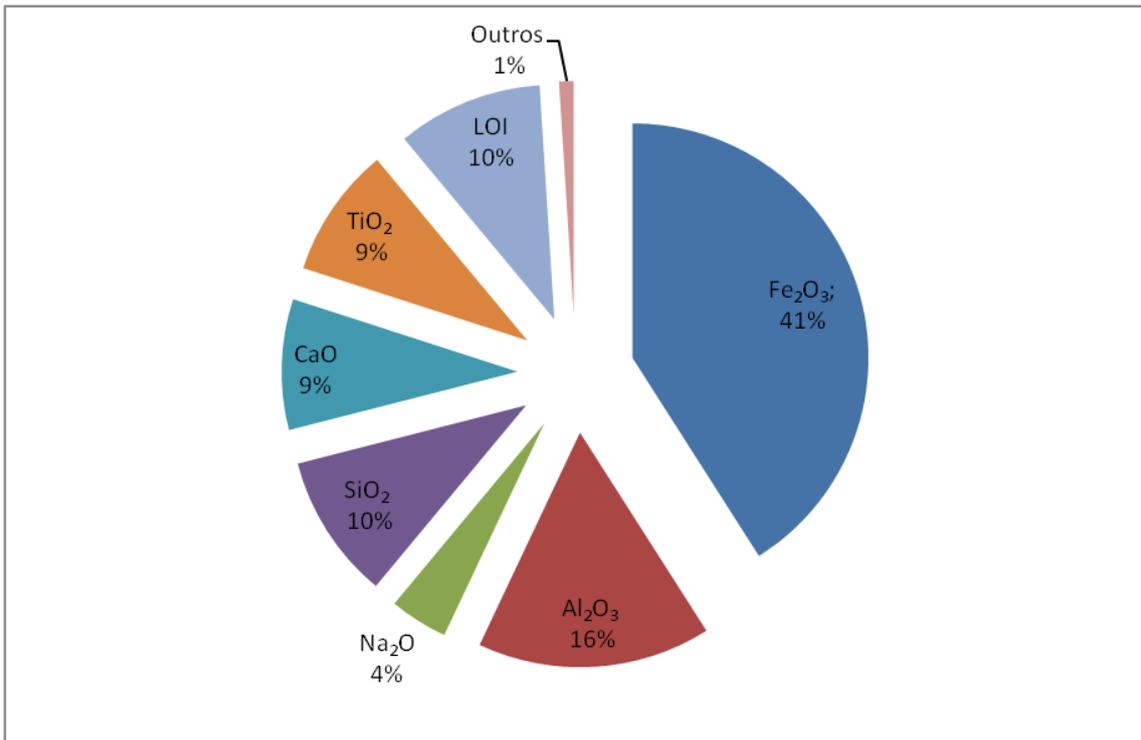


Figura 2.11 – Visão metalúrgica da composição do RB. Fonte GRÄFE *et al.* (2009)

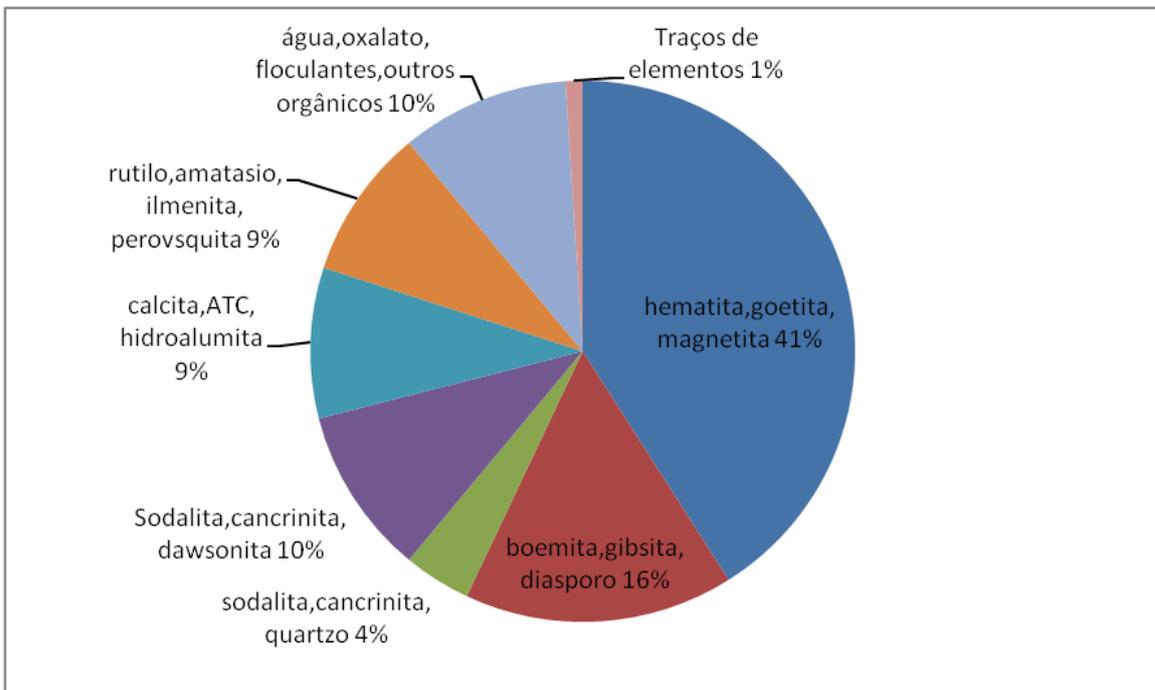


Figura 2.12 – Visão mineralógica da composição do RB. Fonte GRÄFE *et al.* (2009)

2.5.4 – Caracterização do RB

2.5.4.1 – Composição Química do RB

A Tabela 2.4 mostra diversas análises por fluorescência de raios X em diferentes amostras do RB da Alunorte. Na segunda coluna dados obtidos por MAGALHÃES (2012) Os dados da terceira coluna foram obtidos por SOUZA, 2010, os dados da quarta coluna foram obtidos por MAGALHÃES (2008). Na quinta coluna o resultado provém de HILDEBRANDO *et al.* (1999).

O resultado nos mostra que dos constituintes presentes na RB, a sílica, a alumina e o ferro são os que apresentam os maiores teores, sendo este último o constituinte majoritário. Também se observa que a RB apresenta alto teor de sódio.

Tabela 2.4 - Composição química de diferentes amostras de RB da Alunorte por FRX. Fontes: MAGALHÃES (2008, 2012), SOUZA (2010), HILDEBRANDO *et al.* (1999).

Constituintes do RB	1	2	3	4
	% - p	% - p	% - p	% - p
Fe ₂ O ₃	29, 54	39,00	34,9	38,00
SiO ₂	17, 24	17,89	18,3	19,90
CaO	1, 08	0,91	1,32	0,87
Al ₂ O ₃	22, 54	18,00	22,6	19,00
TiO ₂	4,56	4,56	5,56	3,80
Na ₂ O	12, 51	9,97	9,31	8,50
V ₂ O ₅	0,28	0,13	0,28	0,28
MgO	0, 15	-	0,04	0,04
K ₂ O	0, 03	0,18	0,13	0,12
PF (Perda ao Fogo)	12,07	9,36	7,56	9,49

Os elementos químicos V, Ga, P, Mn, Zn, Zr, Th, Cr e Nb estão presentes como traços.

1 – MAGALHÃES , 2012; 2- SOUZA, 2010; 3 - MAGALHÃES, 2008; 4 – HILDEBRANDO, 1999.

2.5.4.2 - Descrição Mineralógica do RB

RB é uma mistura sólido-líquido. O teor de sólidos varia de 20 a 80 %-p, dependendo do método de espessamento da refinaria. A parte sólida do RB tem uma média de cerca de 70%-p de fases cristalinas e 30%-p de materiais amorfos (Apêndice I.1). Hematita está presente em todos RB numa faixa de concentração de 7% a

29%. Goetita é prevalente em alguns. Magnetita está presente em RB proveniente de bauxitas ricas em boehmita ou diásporo que necessitam sinterização com soda para possibilitar a extração dos compostos de alumínio. Boehmita, gibbsita, anatásio, rutilo, ilmenita, perovskita, e SiO_2 são os outros minerais normalmente presentes no resíduo de bauxita. De acordo com CASTALDI *et al.* (2008) a análise por difração de raios X mostra a presença de oito fases diferentes. Entretanto apenas três correspondem a 78% (cancrinita 33%-p, hematita 29%-p e sodalita 16%-p). De acordo com COSTA *et al.* (2012), a composição do RB é dominado por Fe_2O_3 , Al_2O_3 , SiO_2 e Na_2O que juntos correspondem a cerca de 80% do peso total. As duas afirmações não são incompatíveis uma vez que a Sodalita é composta de Al, Si e Na.

Os sólidos característicos do processo Bayer (SCPBs), formados durante o processamento, contêm minerais incluindo sodalita, cancrinita, silicatos de cálcio hidratados, aluminatos de tricálcio, hidrocalumitas, calcita / aragonita e carbonatos de sódio (GRÄFE *et al.*, 2009). Sodalita é o produto mais comum formado durante o processo de remoção de sílica, enquanto cancrinita pode formar-se na presença de Ca. Concentrações de sodalita de 16-24% (CASTALDI *et al.*, 2008) medida em RB da Eurallumina (Itália), que processa bauxita Weipa. Na China, onde as bauxitas processadas contêm um teor substancial de Si, 90% das refinarias usam um processo de calcinação ou mais frequentemente uma combinação de calcinação com cal ou carbonato de sódio seguido do processo Bayer (LIU *et al.*, 2006). Este processo gera um RB com mais de 50% de perovskita (CaTiO_3) e calcita / aragonita (CaCO_3 ambos). Em RB de diversas procedências, silicatos de cálcio hidratados, aluminatos de tricálcio e hidrocalumitas se formam em decorrência da adição de cal hidratada durante a digestão e causticização.

A composição química e mineralógica do RB comparado com a bauxita mostram que o Fe, Ti e Si têm um fator de concentração que depende do teor de Al extraído da bauxita. Bauxitas com alto teor de Al tem um fator de concentração maior. Minerais como caulinita foram convertidos em sodalita e cancrinita, no processo de desilicação. Na é um componente substancial do RB, porque é adicionado durante o processo de Bayer. Já a quantidade de Ca varia dependendo da qualidade da bauxita e do seu teor de sílica. A adição de cal hidratada durante a pré-desilicação, digestão e filtração provoca a formação de minerais contendo Ca (calcita, aluminato de tricálcio, cancrinita, hidrocalumita e perovskita) que se incorporam ao RB.

2.5.4.3 - Características Físicas do RB

A distribuição de tamanho de partículas e conseqüentemente a área superficial específica influenciam as taxas de reações de dissolução. A densidade aparente tem relação com a condutividade hidráulica. Algumas características físicas são mostradas na Tabela 2.5. O tamanho de partícula do resíduo de bauxita depende da bauxita de origem e do processo de moagem de cada refinaria. De acordo com PARANGURU *et al.* (2005), RB tem um tamanho médio de partícula <10 com poucas partículas > 20 µm. RIVAS MERCURY, 2008 reportou 90% < 100 µm no RB da Alumar em São Luis. ROACH *et al.* (2001), reportaram um tamanho médio de partícula variando de 2 a 100 µm. Fica portanto em média na classe de textura entre o silte e a areia fina.

A densidade aparente média do RB é relatada como $2,5 \pm 0,7 \text{ g cm}^{-3}$. A Área Superficial Específica (ASE) média do resíduo de bauxita é $32,7 \pm 12,2 \text{ m}^2 \text{ g}^{-1}$.

Tabela 2.5 – Características físicas de RB. Fonte: GRÄFE *et al.* (2009) com adaptações.

	Média	Desvio padrão	Max.	Min.	n ° de amostras
Densidade aparente [g/cm^3]	2,5	0,7	3,5	1,6	13
Área superficial específica [m^2/g]	32,7	12,2	58,0	15,0	30

2.5.4.4 - Características Físico-Químicas do RB

2.5.4.4.1 - pH: A Variável Mais Importante

De acordo com EVANS *et al.* (2012), a alta alcalinidade da maior parte do resíduo de bauxita estocado nas fábricas existentes e na continuidade do fluxo de RB para armazenamento é a principal barreira para a remediação, a reutilização e a sustentabilidade de longo prazo do gerenciamento de BR. De acordo com SUCHITA *et al.* (2012), a neutralização do RB vai ajudar a reduzir o impacto ambiental causado pelo armazenamento e reduzir significativamente o esforço de gerenciamento dos depósitos depois de fechados. Também abrirá oportunidades de reutilização que foram impedidas devido ao alto pH. A necessidade de redução da alcalinidade do RB é também uma das

prioridades definidas pelo trabalho de GRÄFE *et al.* em 2009 que faz parte da Parceria Ásia Pacífico pelo Desenvolvimento Limpo e Clima. Esta parceria une os governos de Austrália, Canadá, China, Índia, Japão, Coréia e Estados Unidos. A alcalinidade tem profundas implicações em todos os aspectos do RB incluindo os requisitos de armazenagem e o uso como matéria prima.

De acordo com GRÄFE *et al.*, (2009), o pH em soluções do RB é de $11,3 \pm 1,0$ e varia entre 9,7 e 12,85. Os ânions alcalinos em solução de resíduo de bauxita são OH^- , $\text{CO}_3^{2-}/\text{HCO}_3^-$, $\text{Al}(\text{OH})_4^-/\text{Al}(\text{OH})_3$ (aq) e $\text{H}_2\text{SiO}_4^{2-}/\text{H}_3\text{SiO}_4^-$. THORNER *et al.* (1999) lavaram sequencialmente RB com água e mostraram que a liberação de Na^+ , $\text{Al}(\text{OH})_4^-$, CO_3^{2-} e OH^- estava relacionada com a alcalinidade total da solução extraída após a lavagem. Estes íons eram liberados a partir de SCPB e PDPRS e com a continuidade das sucessivas lavagens o peso dos sólidos foi diminuindo, mas o pH e a concentração de íons ficaram inalterados na solução. Desta forma o pH da solução de RB foi estabilizado alcalino pelos sólidos, e só se alterou quando estes sólidos foram totalmente dissolvidos.

Levando-se em conta haver uma quase unanimidade entre os principais estudiosos do assunto que a alcalinidade está concentrada na parte sólida do RB, o monitoramento do comportamento do pH de estabilização ao longo do tempo é a forma mais precisa de medir a evolução da reatividade do RB.

2.5.4.4.2 - Capacidade de Neutralização Ácida (CNA)

A capacidade de neutralização ácida (CNA) mede a quantidade de ácido mineral que é necessário para alcançar um valor de pH específico. CARTER *et al.* (2008), mostraram que estas curvas variam de uma refinaria para outra, como podemos ver na Figura 2.13 onde são mostradas as curvas do RB de nove diferentes refinarias da Austrália. O CNA para pH 7 variou de 1 a $3,5 \text{ mol H}^+ \text{ kg}^{-1}$

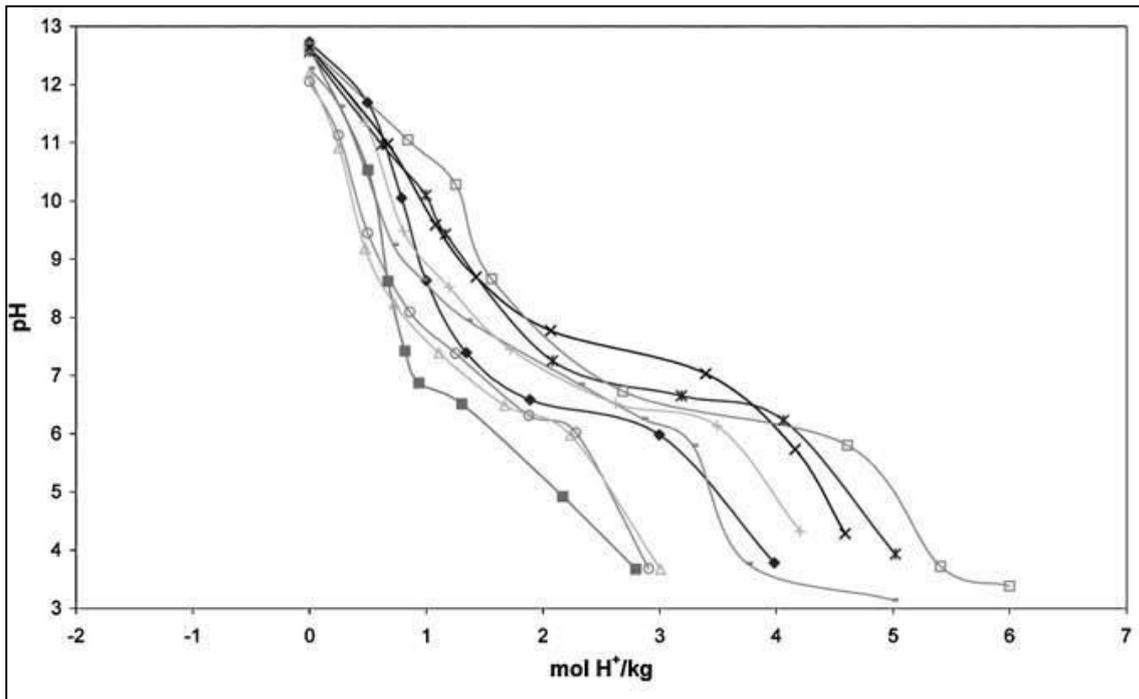


Figura 2.13 - Curvas de capacidade de neutralização ácida do RB de nove diferentes refinarias da Austrália. Fonte: CARTER, C., VAN DER SLOOT, H. *et al.* (2008).

Pontos de inflexão nas curvas de CNA indicam que a dissolução de um mineral se completa e uma nova fase assume o papel de estabilização. LIU *et al.* (2006), utilizando RB proveniente de um processo combinado de calcinação seguido de Bayer, após vários experimentos com adição de alíquotas em intervalos mais curtos, obteve um CNA para pH 5,5 de $10 \text{ mol H}^+ \text{ kg}^{-1}$, adicionando cada alíquota de ácido com um intervalo de dois dias. O experimento foi terminado após 780 dias. THORNBURGER *et al.* (1986) mostraram que quando o intervalo de adição das alíquotas variou de minuto a cinco dias a variação no pH aumentou significativamente. Desta forma, a curva de CNA foi dependente do tempo de equilíbrio. Mostraram também que quando não são limitadas pela difusão a reação do líquido foi instantânea, enquanto que as reações de neutralização dos sólidos obedeceram as taxas de dissolução dos sólidos.

Fica claro, portanto, que o processo de neutralização dos RB é bastante complexo, controlado por múltiplos sólidos, por diversas reações que interagem e são dependentes da velocidade de adição de ácido. As curvas de CNA do RB são bastante diferentes das de minerais puros.

2.6 – OPÇÕES DE USO DO RESÍDUO

2.6.1 - Histórico

O processo patenteado por Bayer em 1892 representou um grande progresso no processamento de minério de alumínio permitindo a extração de alumina a partir da bauxita em grande escala e baixo custo. O hoje chamado "processo Bayer", tornou-se a base da indústria do alumina que desde então tem crescido exponencialmente.

O próprio Bayer observou que o seu processo produzia quantidades significativas de resíduos que poderiam ser utilizados para a produção de ferro: "O resíduo vermelho que contém ferro, que ocorre após a digestão decanta bem e, com suficiente prática, pode ser filtrado e lavado. Devido ao seu alto teor de ferro e baixo teor de óxido de alumínio, pode ser tratado de um modo adequado, ou misturado com outros minérios de ferro ser reduzido para ferro " (patente registrada por KARL JOSEPH BAYER, 1887).

Ou seja, este é um problema que existe há 126 anos, foi testado por um sem número de cientistas e não deixou de ser resolvido por falta de alternativas tecnológicas e sim por falta de vontade política e viabilidade econômica.

O procedimento seguido foi sempre lidar com o RB da forma mais barata e conveniente quanto possível para o local. Até 1980, a destinação da indústria era principalmente pela criação de lagos de lama vermelha, Uma parte menor era eliminada pela descarga marítima ou em rios.

Durante a Segunda Guerra Mundial RB foi usado nos EUA como matéria prima para obter alumina em função das dificuldades do tráfego marítimo para aquisição de bauxita. Após o fim da guerra os processos de sinterização foram abandonados. Em 1966, o Ministério de Minas dos EUA (USBM) iniciou um programa de investigação "para determinar as utilizações possíveis de lama vermelha... desenvolver métodos para utilizar diretamente ou para recuperar valores minerais a partir de lama vermelha... RB apresenta um problema de armazenamento onde acumulado em lagoas de lama e um problema de poluição onde lançado nos rios" (FURSMAN, 1970). Apesar de ter identificado diversos usos como fonte de metais, aditivo em materiais de construção e agricultura, gerado um conjunto de patentes, vasta literatura acadêmica, do ponto de vista prático nenhuma reciclagem foi iniciada. Por outro lado o exame das patentes relacionadas ao RB nas últimas décadas nos fornece uma fotografia bastante interessante do andamento das pesquisas ao redor do mundo como podemos ver na Figura 2.14.

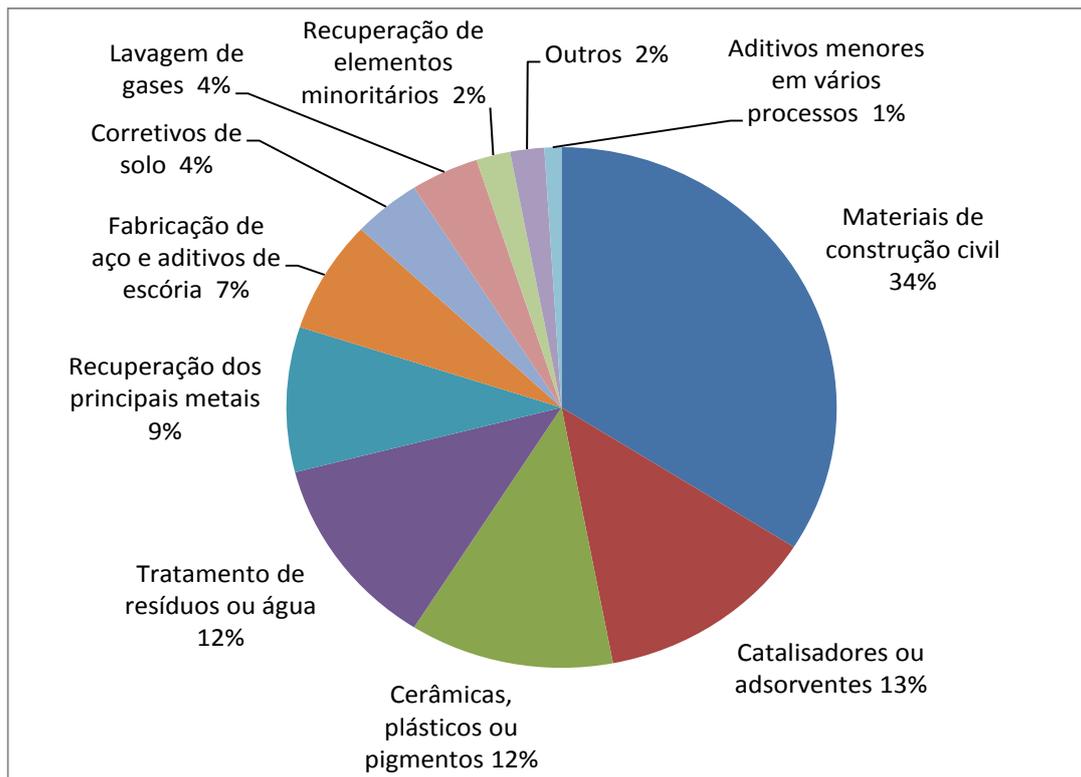


Figura 2.14 – Distribuição por categoria do total de 734 patentes de 1964 a 2008. Fonte: KLAUBER, 2009.

De acordo com POWER *et al.*, (2009), o estoque global de resíduo de bauxita tem continuado a aumentar em proporção direta com a produção de alumina, de modo que a quantidade total de resíduo de bauxita armazenado em terra em 2008 era estimado em mais de 2,7 bilhões toneladas (Figura 2.15).

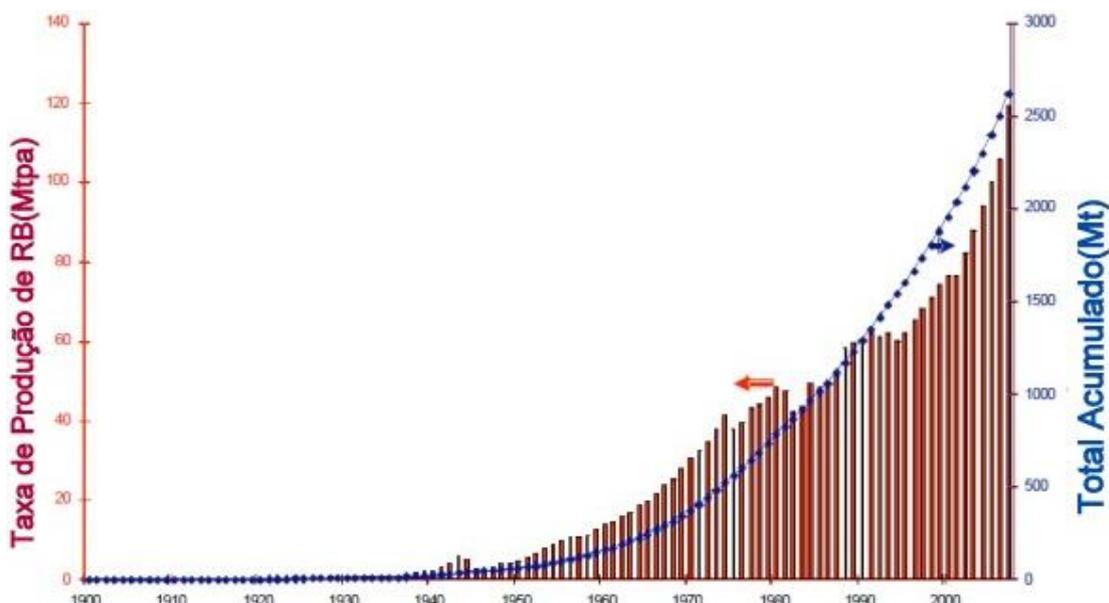


Figura 2.15 – Produção anual de RB e total acumulado. Fonte: POWER *et al.*, 2009.

Por outro lado, uma tecnologia para a produção de alumina livre de resíduos foi implementada em escala industrial na URSS desde 1952, quando o método para a sinterização nefelina com calcário, para a produção de alumina, soda, materiais de potássio, cimento, materiais de construção e gálio foi desenvolvido (SMIRNOV, 1996). Atualmente, a tecnologia é utilizada em Pikalevo e refinarias de alumina em Átchinsk. “O alto custo de produção do produto básico, alumina, é mais do que compensada pela produção dos subprodutos. De fato, o uso complexo de recursos garante produção de alumina de nefelina com menor custo do que o processamento da bauxita pelo processo Bayer” (TIKHONOV *et al.*, 2010). Tecnologia para produção de cimento Portland com resíduo de nefelina como um componente mistura crua foi implementado nas plantas de cimento próximas às refinarias de Pikalevo e Átchinsk. Atualmente investigações estão em progresso para a utilização de resíduo de belita como um aditivo mineral ativo em outras fábricas de cimento (até 20% de lama pode ser adicionado ao clínquer após a moagem) e como um material de carga ativo em argamassas de construção secas (até a 15% da massa), com resultados mostrando novas perspectivas nessa direção. Desenvolvimentos similares ocorreram na China, onde o governo estabeleceu uma meta de reciclagem de 20% do RB já em 2015 e RB é usado nestas e outras aplicações, com crescente sucesso industrial (LIU *et al.*, 2006). Deve-se destacar que 80% das refinarias da China usam um processo misto em que a sinterização com calcário ou carbonato de sódio precede o processo Bayer gerando um resíduo de diferente composição, mais rico em Ca e com maior CNA (LIU *et al.*, 2006).

Alguns autores ressaltam a necessidade de iniciar a avaliação dos projetos de reutilização de RB com uma análise técnico econômica global. Nossa opinião, entretanto é que a avaliação deve ser muito mais abrangente. A cada ano as legislações vão se tornando mais severas em relação aos rejeitos produzidos pelo homem. Por exemplo, diversos países da Europa e na América do Norte cobram taxas por tonelada armazenada em aterro de US\$60 a US\$100 por ano (PANOV *et al.*, 2012). Esta é uma tendência que deve crescer em outros países. A China contribuiu com 78% da expansão de 55 Mt para 92 Mt da produção global de alumina nos últimos dez anos. Entretanto 80% das refinarias chinesas processam bauxitas de alta sílica e outras que exigem um processo de sinterização prévio que evidentemente tem um custo adicional considerável, já que os grandes depósitos de bauxita gibbsítica estão disponíveis somente nas regiões tropicais e subtropicais. Outro aspecto a ser levado em conta na avaliação de processos de reciclagem é o aspecto energético e de geração de gases do efeito estufa, O uso de

processos intensivos em energia pode não fazer sentido nem do ponto de vista econômico nem do ambiental. Outro aspecto importante a ser analisado são melhorias no processo Bayer por exemplo na remoção de soda do RB, seja através de filtros hiperbáricos e ou espessadores de alto desempenho que tem ganhos econômicos pela redução da perda de soda cáustica e ao mesmo tempo reduzem a reatividade do RB facilitando a sua reutilização.

2.6.2 - Riscos da Reciclagem e do Armazenamento

Os principais riscos relacionados a reciclagem são três:

O primeiro é a alcalinidade do RB que precisa ser equacionado industrialmente de diversas maneiras. A lavagem do RB nas refinarias é feita com água o que é extremamente ineficiente (THORNER, 1999) para a recuperação da soda e portanto uma melhoria nesta área traria retorno financeiro pela redução da perda de soda. O processo de desaguamento do RB vem tendo avanços técnicos substanciais nas últimas décadas com o melhoria dos equipamentos de espessamento e filtragem e dos floculantes. Entretanto o consumo de energia ainda é muito alto (PARAMGURU, 2005) para atingir os níveis ideais de sólidos o que dificulta e aumenta o risco do transporte.

Já a presença de metais pesados e ou Material Radioativo de Ocorrência Natural (MRON), com exceção de alguns casos específicos como na Hungria (SOMLAI *et al.*, 2008) na imensa maioria dos casos não tem justificativa técnica já que os valores são muito pequenos embora pela própria natureza do risco necessita monitoramento constante (PHILIPSBORN, 1992). Entretanto há um componente de risco social que é a aceitação pela comunidade da opção de utilização. De acordo com a ONU (UNSCEAR, 2000) a exposição anual média humana a partir de fontes de fundo é de 2,0mSv. Entretanto dependendo da localização geográfica, a exposição local pode ser de 1 a 10 mSv.

Os riscos envolvidos no armazenamento envolvem o extravasamento da contenção do material através do rompimento dos diques ou a contaminação do lençol freático pela lixiviação. Além destes fatores há a poeira carregada pelo vento na superfície que afeta plantas e animais vizinhos.

Embora haja uma enorme quantidade de RB sendo armazenada globalmente, isso não significa que seja um problema similar a outros poluentes (gases do efeito estufa, CFCs, ou sacos de plástico, por exemplo). A distinção fundamental é que o RB não

é espalhado de forma descontrolada, mas armazenado em depósitos que são geralmente controlados e sujeitos a regulação.

A redução da reatividade do RB reduz os riscos tanto para o armazenamento como para a reciclagem.

Apesar de haver mais de 1000 patentes e 3000 artigos técnicos abordando a utilização de RB globalmente, a falta de implementação, claramente mostra a necessidade de um critério para obter sucesso. De acordo com REBRIK *et al.* (2008, apud PANOV *et al.*, 2012) do instituto Vami onde foi criado o processo de nefelina na Rússia, os critérios deverão ser:

- A possibilidade de processar todo o RB de pelo menos uma refinaria.
- Assegurar que a desempenho da refinaria e do consumidor de RB não está deteriorada.
- A tecnologia utilizada é provada em escala industrial.
- Há contratos de consumidores para todos os produtos gerados.
- Todas as licenças ambientais estão disponíveis.
- A necessidade de projetos piloto para desenvolver a base tecnológica em conjunto pelos fabricantes de alumina.
- A necessidade de projetos de demonstração para inspeção por grupos de pesquisa e autoridades.
- Desenvolvimento de pequenas aplicações com alto valor agregado ajudando a viabilizar as aplicações em larga escala.
- Implantação em etapas autossuficientes que gerem produtos comercializáveis.
- O consumidor deverá estar envolvido em todas as etapas, da pesquisa a industrialização. O fornecedor de RB deverá ser responsável pela continuidade do fornecimento. O interesse econômico do fornecedor pode ser prejudicial.
- Há necessidade do envolvimento das autoridades para financiamento de pesquisa, isenções de impostos, licenciamentos para produção e transporte e ajuda na formação da percepção da reciclagem como uma evolução tecnológica benéfica para todos.

De acordo com VENANCIO *et al.* (2010), uma das premissas para obter sucesso em processos de reciclagem de alta complexidade, é o estabelecimento de parcerias de

longo prazo entre o produtor do resíduo, o potencial usuário, as autoridades regulatórias e instituições de pesquisa.

A alternativa é a afirmação de THAKUR *et al.* (1974), "Apesar da pesquisa prolongada e um número de patentes disponíveis, nenhuma grande indústria surgiu com base na utilização da lama vermelha", e "exceto para pequeno uso em cimento e estradas, lama vermelha quase não vem sendo utilizada ... como matéria-prima importante " continuar a ser tão verdadeira no futuro como há 38 anos.

2.6.3 – Aplicação de Mecanismos de Redução da Reatividade do RB

A redução da reatividade é benéfica para o armazenamento pela redução do risco de contaminação das águas subterrâneas e ou derramamento de RB. Da mesma forma que é benéfica para a reciclagem, pela eliminação do principal risco do RB que é a sua alta reatividade.

Diversos métodos vêm sendo utilizados para reduzir o pH do RB e do sobrenadante. Os mais consolidados envolvem: (1) A mistura com água do mar para precipitar íons de hidróxido, carbonato e aluminato com magnésio e cálcio. (2) A reação com dióxido de carbono para produzir carbonatos de cálcio /magnésio e carbonatos de alumínio /cálcio (EVANS, 2012). A neutralização com ácidos minerais tem tido menos sucesso pela influência dos hidróxidos sólidos e da piora das propriedades dos RB.

Em outros casos RB é filtrado até atingir baixa umidade como, por exemplo, em Renukoot na Índia com 70%-p sólidos (DAS *et al.*, 2003).

2.7 - ARMAZENAMENTO E USO DO RESÍDUO

Como podemos ver na Figura 2.16, em 2007, a maioria (~ 65%) dos produtores de alumina utilizava empilhamento a seco dos resíduos de bauxita em áreas terrestres (WAGH *et al.*, 1986). Um segundo grupo menor utilizava disposição em lagos (com cerca de 20-30 %-p sólidos) como seu método de disposição, mais recentemente este método foi proibido na China que produziu em 2011 34 Mt ou 37% da produção global de alumina (SUCHITA *et al.*, 2012). Pelo menos dois (Gardanne na França e Aluminium de Greece na Grécia), eliminavam seus resíduos para o ambiente marinho a certa distância da costa (SUCHITA *et al.*, 2012).

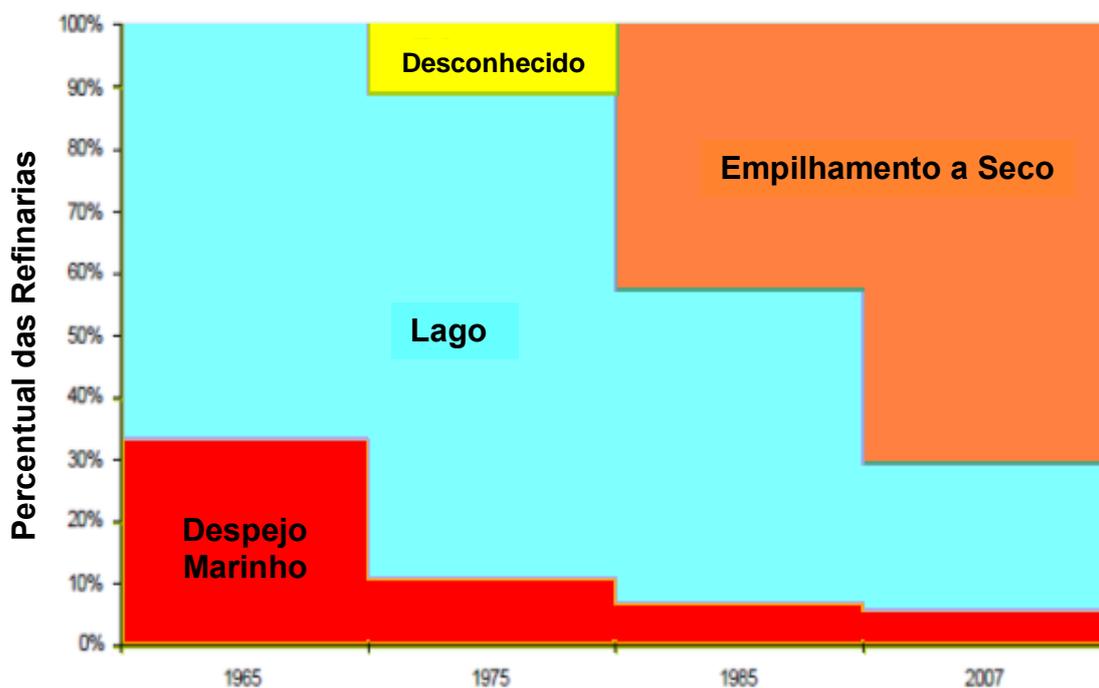


Figura 2.16 – Evolução dos métodos de armazenamento em 17 refinarias, representando 44% da produção mundial cujas informações são disponíveis no período 1965 – 2007. Fonte: POWER *et al.*, 2009.

Apesar das metas de reciclagem ousadas na China e menos ousadas no ocidente, certamente teremos de conviver com armazenamento por bastante tempo.

2.8 – ABSORÇÃO GÁS-LÍQUIDO

2.8.1 - Considerações Preliminares Sobre Absorção de Gases

A absorção de gases é um processo em que um ou mais componentes de uma mistura gasosa são dissolvidos em uma corrente líquida relativamente não volátil. Este processo pode ser puramente físico ou ser seguido de reação química com um ou mais constituintes no meio líquido (PERRY, 1997). Na maioria dos casos a reação química aumenta a velocidade de absorção e a capacidade do líquido (solvente) em dissolver o gás (soluto), em comparação com sistemas onde a absorção é puramente física.

A velocidade de absorção do gás é determinada pelas condições físico-químicas (solubilidade; difusividades; cinética da reação) e pelas condições hidrodinâmicas do

sistema (vazão e geometria do equipamento). Apresentamos a seguir, os principais conceitos referentes à absorção física e química.

2.8.2 - Absorção Física

A absorção física de um gás em um líquido pode ser dividida em três etapas:

- a) Difusão e convecção do gás na direção da superfície líquida;
- b) Solubilização no líquido;
- c) Difusão e convecção do gás dissolvido da superfície para o restante do líquido.

2.8.2.1 – Modelo de Whitman (1924)

Considera a existência de dois filmes estagnados, representados na Figura 2.17. Sendo um na fase gasosa e outro na fase líquida. Estes formam a interface gás – líquido, através da qual a transferência de massa ocorre por difusão. No filme líquido, de espessura δ_L , a concentração do gás solúvel decresce de C_{A_i} até C_{A_b} , permanecendo igual a C_{A_b} no seio do líquido.

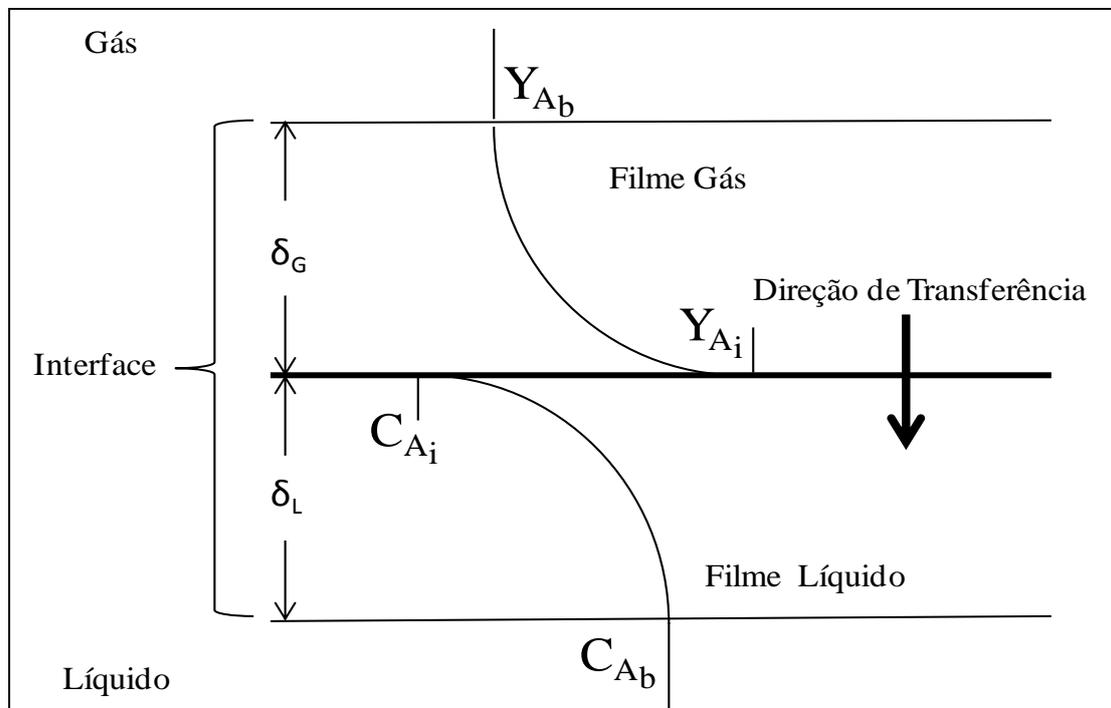


Figura 2.17 – Modelo de dois filmes Fonte: SHERWOOD e PIGFORD (1975)

O coeficiente de transferência de massa é expresso por:

$$k_L = \frac{D_{A-B}}{\delta_L} \quad (2.2)$$

Este modelo mostra k_L proporcional à difusividade de A em B dividido pela espessura do filme (δ_L).

2.8.2.2 - Modelo de HIGBIE (1935)

Considera frações de líquido transportadas continuamente do líquido até a interface, onde ficam em contato com o gás durante o tempo de contato, t_c , no qual ocorre a transferência de massa por difusão. Voltam então para o líquido, onde se misturam. Todos os elementos atingem a interface, e contatam o gás pelo mesmo intervalo de tempo, t_c , e absorvem a mesma quantidade de gás por unidade de superfície. Neste modelo, o coeficiente k_L é expresso por (FLORES, 2011):

$$k_L = 2 \sqrt{\frac{D_{A-B}}{\pi \cdot t_c}} \quad (2.3)$$

Portanto k_L é proporcional à $D_{A-B}^{1/2}$.

2.8.2.3 - Modelo de TREYBAL (1981)

O fluxo de transferência do componente A do gás para o líquido é:

$$N_A = k_G' P (y_{A_b} - y_{A_i}) = k_L (C_{A_i} - C_{A_b}) \quad (2.4)$$

Onde;

y_{A_b} e y_{A_i} são a fração molar do componente A no gás e na interface.

C_{A_i} a concentração molar do componente A na interface.

C_{A_b} a concentração molar de A dissolvido no líquido.

k_G' , é o coeficiente de transferência de massa individual no gás.

k_L é o coeficiente de transferência de massa individual no líquido.

P é a pressão total do sistema.

O fluxo de transferência de massa também pode ser expresso pelo coeficiente global de transferência de massa, K_G , e a fração molar do componente A, y_{A*} , que está em equilíbrio com a fase líquida:

$$N_A = K_G P (y_{A_b} - y_{A*}) \quad (2.5)$$

y_{A_b} e y_{A*} são as frações molares de A no gás em equilíbrio com o líquido.

Nestas teorias as variáveis: δ_L e t_c , dependem das condições hidrodinâmicas do sistema. Estão relacionadas com o coeficiente de transferência de massa individual referente à fase líquida: k_L .

2.8.3 - Absorção com Reação Química

Quando ocorre reação química na fase líquida, somam-se as seguintes etapas:

- d) Reação química do soluto com os componentes presentes na fase líquida;
- e) Difusão dos produtos, na fase líquida.

A ocorrência de reação química na fase líquida gera um aumento da velocidade de absorção do gás. Supondo-se que o soluto A é absorvido por uma solução líquida de uma substância B reagindo de acordo com a reação:



O componente A difunde-se até a interface, onde se dissolve. Deste ponto em diante A se difunde no líquido em sentido inverso à difusão de B, com a formação de C se difundindo na direção do restante do líquido. O rápido consumo de B em razão da reação química próximo à superfície permite que o soluto A difunda-se em uma parte do filme líquido, reagindo rapidamente com B. Esta região onde acontece a reação entre A e B, próximo da interface gás – líquido, ocupa uma posição estacionária segundo o modelo do filme duplo. Deste modo a velocidade de difusão de A é igual à velocidade de difusão de B (SHERWOOD e PIGFORD, 1975).

A Figura 2.18 mostra um esquema simplificado do perfil das concentrações dos diferentes componentes que participam da absorção com reação química.

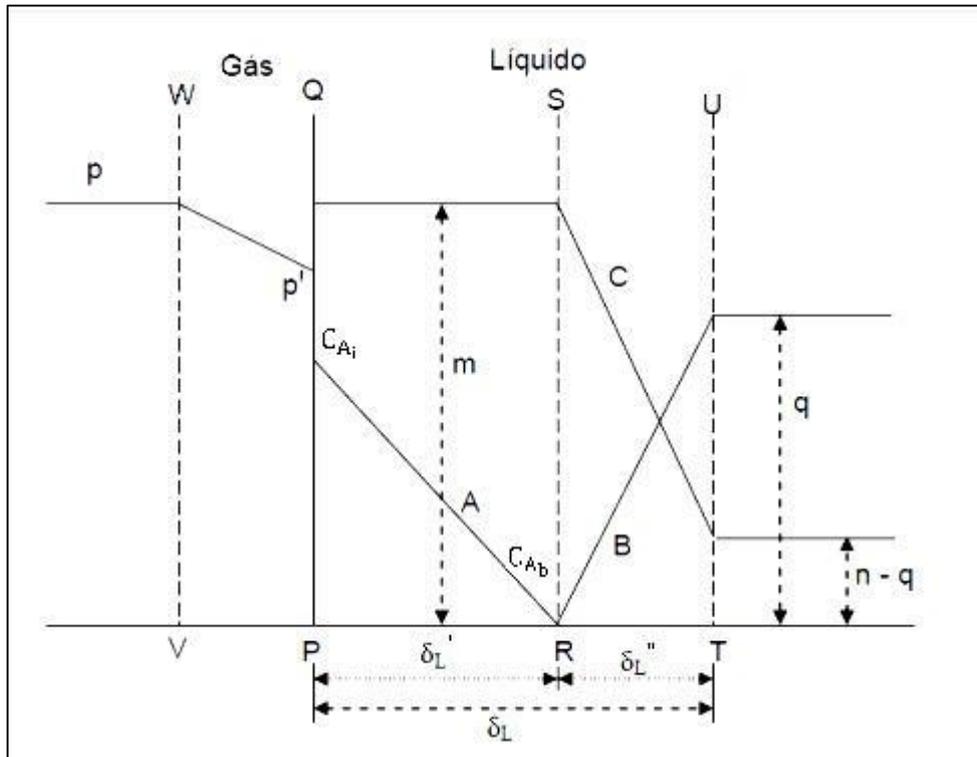


Figura 2.18 – Concentrações em um processo com reação química conforme modelo do filme duplo. Fonte: SHERWOOD e PIGFORD (1975).

- A ordenada pode representar tanto a pressão ou os componentes A, B e C.
- A abscissa mostra a posição dentro do filme.
- PQ mostra o plano da interface entre a fase do gás e a fase líquida.
- VW e UT mostram os limites dos filmes do gás e do líquido.
- SR representa a área de reação, onde A e B reagem formando C.

O componente A difunde-se através do filme do gás devido à força motriz $(p - p')$, e do filme líquido devido a força motriz $(C_{a_i} - C_{a_b})$. A concentração C_{A_b} é igual a zero, por causa da reação química instantânea. O componente B difunde-se para a zona de reação, pela força motriz q ; e, o produto da reação, C, difunde-se para o líquido, pelo efeito da força motriz $m - (n - q)$. (SHERWOOD e PIGFORD, 1975).

Em geral, o fluxo molar do componente transferido para a fase líquida é igual ao produto do coeficiente de transferência de massa pela força motriz:

$$N_a = k_L(C_{A_i} - C_{A_b}) \quad (2.7)$$

A relação entre a velocidade de absorção com reação química e a velocidade de absorção física é denominada “fator de aumento”, E:

$$\frac{(N_A)_{\text{qui}}}{(N_A)_{\text{fis}}} = \frac{(k_L)_{\text{qui}}(C_{A_i} - C_{A_b})}{(k_L)_{\text{fis}}(C_{A_i} - C_{A_b})} = \frac{(k_L)_{\text{qui}}}{(k^{\circ}L)_{\text{fis}}} \quad e \quad (2.8)$$

$$E = \frac{(k_L)_{\text{qui}}}{(k^{\circ}L)_{\text{fis}}} \quad (2.9)$$

Portanto o fluxo de transferência de massa N_A , passa a ser expresso por:

$$N_A = E k^{\circ}L (C_{A_i} - C_{A_b}) \quad (2.10)$$

O fator de aumento é uma função do processo reativo e de difusão na fase líquida, ou seja dos fatores concentração, constante cinética, difusividade e o coeficiente de transferência de massa (ZARZYCKI e CHACUK, 1993).

2.8.4 - Coeficiente de Transferência de Massa

A velocidade da absorção do gás é função das condições físico-químicas. A equação 2.11 relaciona o coeficiente global de transferência de massa e os coeficientes individuais de transferência de massa:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L} \quad (2.11)$$

- H, a constante da lei de Henry
- k_L , o coeficiente de transferência de massa no lado do líquido
- K_G , o coeficiente global de transferência de massa
- k_G o coeficiente de transferência de massa individual na fase gasosa

Quando há reação química, tal como absorção de CO_2 em soluções, o coeficiente global pode ser representado como uma função do fator de aumento E:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{H}{Ek_L^{\circ}} \quad (2.12)$$

- k_L° é o coeficiente de transferência de massa sem reação química.

Em equipamentos de absorção como as torres de recheio, a área de interface efetiva (a) é também um importante parâmetro. Assim, podemos apresentar as taxas de absorção como coeficientes de transferência em unidades de volume da torre de recheio:

$$\frac{1}{K_G a} = \frac{1}{k_G a} + \frac{H}{E k_L^\circ a} \quad (2.13)$$

As condições hidrodinâmicas são representada pelas velocidades de transferência de massa no líquido e no gás bem como pela área de interface efetiva (a). Para uma determinada condição hidrodinâmica, estes parâmetros puderam ser obtidos a partir de correlações semi-empíricas disponíveis na literatura (PERRY, 1997).

Aparentemente, o coeficiente global ($K_G a$) pode ser diretamente obtido da equação (2.13). Entretanto a determinação experimental dos coeficientes individuais de transferência não é trivial. Por esta razão, uma abordagem mais direta é usada para determinar o coeficiente global. Por exemplo, com a medição o perfil de concentração do absorvido ao longo da torre ou a medição da concentração do soluto nas fases gasosa e líquida, na entrada e na saída da torre. Desta forma, considerando-se um elemento de volume diferencial da torre com área de seção transversal constante e altura dz , o balanço de massa do componente A na fase gasosa pode ser expresso por:

$$N_A \cdot dA_i = \tilde{G}_I \cdot A \cdot d\left(\frac{y_A}{1-y_A}\right) \quad (2.14)$$

$$N_A \cdot a \cdot A \cdot dz = \tilde{G}_I \cdot A \cdot d\left(\frac{y_A}{1-y_A}\right) \quad (2.15)$$

Onde \tilde{G}_I é a vazão molar do inerte na corrente do gás. Utilizando-se a equação (2.9), para o fluxo de transferência de massa em função do coeficiente volumétrico global de transferência de massa, tem-se:

$$K_G a \cdot P \cdot (y_A - y_A^*) \cdot dz = \tilde{G}_I \cdot d\left(\frac{y_A}{1-y_A}\right) \quad (2.16)$$

Explicitando-se, o coeficiente de transferência de massa global por unidade de volume do recheio ($K_G a$) tem-se:

$$K_G a = \frac{\tilde{G}_I}{P(y_{A,G} - y_{A,G}^*)} \frac{d\left(\frac{y_A}{1-y_A}\right)}{dz} \quad (2.17)$$

Desta forma, a equação 2.17 mostra o coeficiente volumétrico global de transferência de massa em função da fração molar do gás ao longo da torre.

Segundo BROWN (1965), devem-se empregar torres de recheio para aumentar a superfície e o contato das fases entre as quais tem lugar o fluxo de massa. Considerando a absorção de um soluto de uma fase gasosa em um solvente não volátil, o coeficiente de transferência de massa em torres de recheio é mostrado de forma esquemática na Figura 2.19.

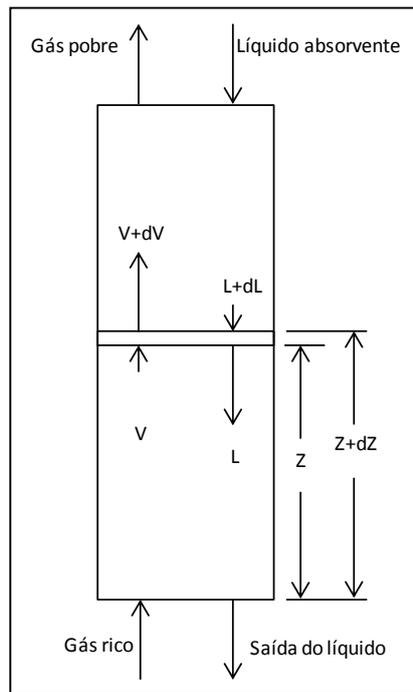


Figura 2.19 – Representação esquemática de uma torre de recheios. Fonte: BROWN G.G., (1965)

$$dV=dL \quad (2.18)$$

$$d(Vy) = d(Lx) \quad (2.19)$$

- V e L são as vazões de gás e líquido (moles/h).
- y e x são as frações molares de soluto nos fluxos de gás e líquido.

Admitindo o gás não solúvel e o líquido não volátil:

$$V' dY = L' dX = k_g \cdot a \cdot S \cdot dZ (f_g - f_i) = k_l \cdot a (f_i - f_l) S \cdot dZ \quad (2.20)$$

- V' e L' são as vazões de gás e líquido isentos de soluto (moles/h).
- Y e X são a composição das fases gasosa e líquida (moles de soluto /mol)

A velocidade de absorção também pode ser expressa em função da fugacidade:

$$\text{Velocidade de absorção} = K.a.S.dZ(f_g - f_l) \quad (2.21)$$

- K é o coeficiente global de transferência de massa (moles/h.m².atm).
- a é a área superficial de contato gás líquido (m²/m³).
- S é a seção transversal da torre (m²).
- Z é a altura da torre (m).
- f_g e f_l são a fugacidade do soluto no gás e no líquido.

Supondo V' e L' constantes, temos portanto:

$$- V' dY = - L' dX = K.a.S.dZ(f_g - f_l) \quad (2.22)$$

Supondo que k_g e k_l são proporcionais a V e L:

$$- \int \frac{dy}{(1-y)(f_g - f_l)} = \frac{k_g.a.S.Z}{V} \quad (2.23)$$

Supondo que K é constante para pequenas variações de L e V:

$$- \int \frac{dy_j}{(1-y_j)(f_g - f_l)} = \frac{K.a.S.Z}{V} \quad (2.24)$$

K_j = y_j/x_j = constante de volatilidade de equilíbrio.

2.8.5 - Unidade de Transferência

Supondo um gás ideal, o número de unidades de transferência n_g é definido por:

$$n_g = - \int \frac{dy}{(1-y)(y-y_i)} = \frac{k_g.a.P.S.Z}{V} \quad (2.25)$$

A altura de um elemento da unidade de transferência referente à fase gasosa é dada por:

$$(\text{HTU})_g = \frac{Z}{n_g} = \frac{V/S}{k_g.a.P} = \frac{G_g}{k_g.a.P.M_{med}} \quad (2.26)$$

De maneira análoga:

$$n_l = - \int \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)} \quad (2.27)$$

$$-L'dX = k'_l.a.C(x_i - x).S.dZ \quad (2.28)$$

- k_l'a é o coeficiente de transferência em unidades de concentração [(moles/h.m³.(moles/m³)).
- C é a concentração molar média (moles totais/m³ de solução)

- y^* é a fração molar de soluto no gás em equilíbrio com o líquido que contém a fração molar x de soluto.

Portanto:

$$n_l = - \int \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)} = \frac{k'_{l.a.C}}{L/S} Z \quad (2.29)$$

$$(HTU)_l = \frac{Z}{n_l} = \frac{L/S}{k'_{l.a.C}} \quad (2.30)$$

$$(HTU)_l = \frac{L/S}{k_{l.a..P.m}} \quad (2.31)$$

Onde m é a inclinação média da curva de equilíbrio $y=\varphi(x)$ entre x_i , y e x .

Na Figura 2.20 podemos obter dados experimentais para HTU.

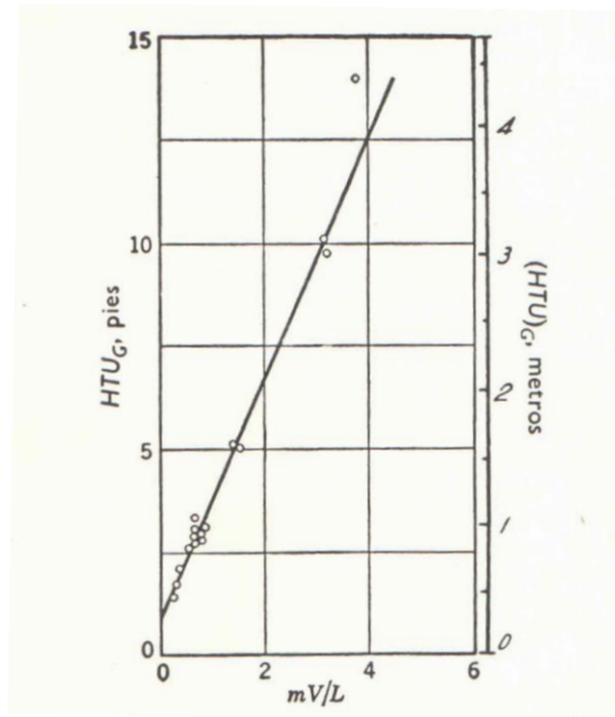


Figura 2.20 – Altura de unidade de transferência (HTU_G) em função de mV/L para absorção de SO_2 por H_2O utilizando anéis de 3 polegadas, com espiral interior. Fonte: BROWN, G.G. (1965).

2.8.6 – Seleção do Tipo de Equipamento Adequado ao Processo de Absorção

A definição do parâmetro controlando o processo de absorção é fundamental para a escolha do equipamento de reação. 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 (CREMASCO, 2002).

Na situação em que a resistência da fase gasosa controla o processo, utilizam-se as torres de aspersão. As torres aspersão são reatores dentro dos quais escoam a fase líquida, que é distribuída por meio de atomizadores, caindo por gravidade, e a fase gasosa, também chamada fase contínua, em contracorrente com o líquido. Quanto menores as gotas, maior a área superficial de contato na qual ocorre a absorção. Se as gotas forem muito pequenas, serão arrastadas pela corrente gasosa.

Na situação em que a resistência da fase líquida controla o processo, utilizam-se as torres de borbulhamento que operam de maneira inversa às torres de aspersão. O gás é borbulhado na base do reator e ascende enquanto o líquido é introduzido pela parte superior do reator saindo pela inferior. A absorção se dá na superfície das bolhas em movimento (WELTY *et al.*, 1976).

As torres de recheios são utilizadas quando o processo de absorção é controlado pelas duas fases ou quando há uma elevada taxa de gás em relação ao líquido. A configuração deste reator é de um leito fixo recheado por peças de formas produzidas com o objetivo de aumentar a superfície de contato líquido gás.

2.8.6.1 - Correlações para Cálculo do Coeficiente de Transferência de Massa Individual do Gás

De acordo com McCABE (1985), diversos recheios foram testados para absorção de CO₂ em solução de NaOH, um sistema onde o filme líquido tem o controle da resistência mas o filme gasoso tem uma resistência não desprezível. Os valores de K_{g,a} são de 20 a 40 vezes os valores normais de absorção do CO₂ em água, porque a reação química entre o CO₂ e o NaOH ocorre muito perto da superfície tornando o gradiente de concentração do CO₂ muito acentuado. Na Figura 2.21 são mostradas curvas experimentais para absorção de CO₂ em solução de NaOH a 4%-p, com diversos tipos de recheios.

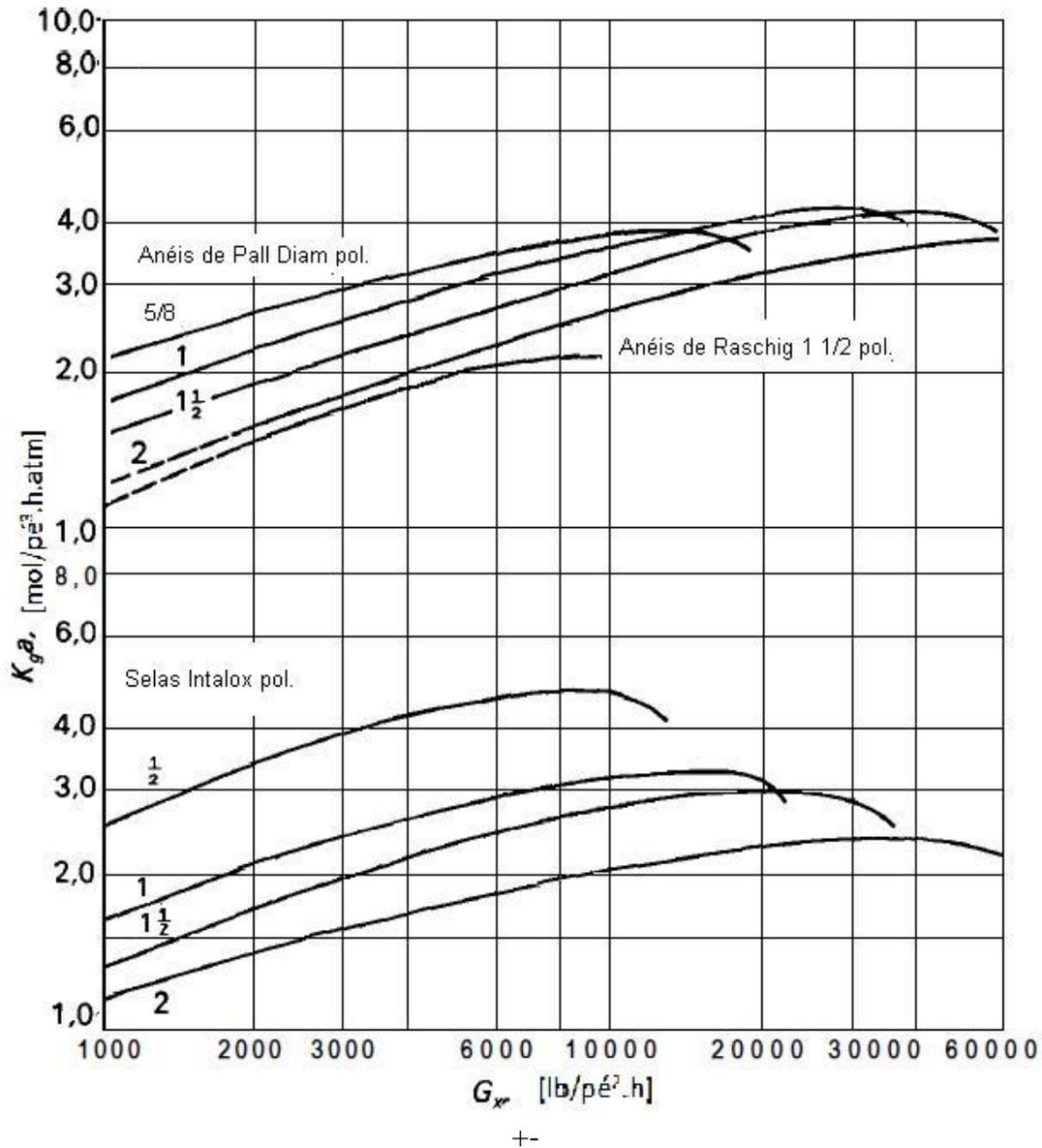


Figura 2.21- Coeficientes de transferência de massa para absorção de CO₂ em solução de NaOH 4%-p utilizando diferentes recheios. Fonte: McCABE (1985).

2.9 – REDUÇÃO DA ALCALINIDADE DO RB ATRAVÉS DA REAÇÃO COM DIÓXIDO DE CARBONO E OU GÁS DE COMBUSTÃO

A primeira notícia que se conhece no mundo do uso de um processo para reação de resíduo de bauxita com gás de combustão contendo dióxido de carbono em escala industrial foi o experimentado pela empresa Alcan na fábrica de Saramenha (a mais antiga refinaria de alumina do Brasil), mostrado em trabalho apresentado no congresso do TMS (VERSIANI, 1983). Este experimento pioneiro consistia de borbulhar o gás

proveniente da exaustão da caldeira da refinaria no RB com a finalidade de reduzir o seu pH conforme a Figura 2.22.

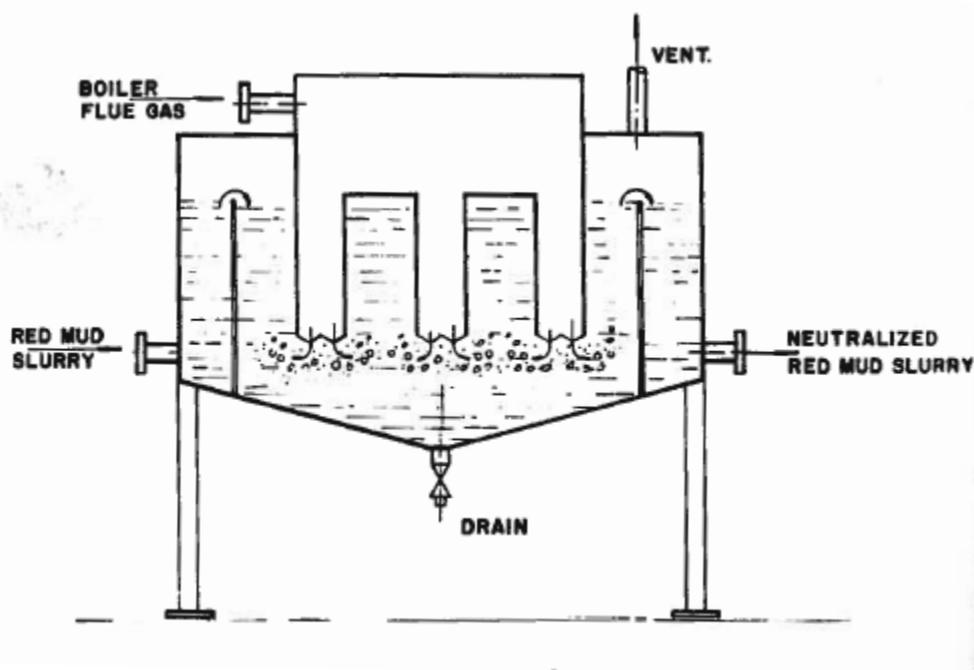


Figura 2.22 – Primeiro experimento de redução da reatividade de RB conforme ilustração original. Fonte: VERSIANI, 1983.

Posteriormente o conceito de carbonatação do RB tem sido desenvolvido com o uso de dióxido de carbono concentrado proveniente de uma planta química vizinha, pela refinaria de Kwinana (Alcoa, Austrália) como um meio de reduzir o pH do RB antes do empilhamento (COOLING *et al.*, 2002). Após testes em escala piloto, foram feitos ensaios de campo, onde RB carbonatado, produzido através do borbulhamento de CO₂ concentrado em tanques especiais, foi depositado em camadas sucessivas de modo que seu comportamento em longo prazo fosse estudado em condições reais de empilhamento a seco. A taxa de adição de 25kg de CO₂ por m³ de RB 48%-p foi considerada ideal. O pH do lixiviado, coletado pelo sistema de drenagem de fundo, do material carbonatado se estabilizou em 10,5 comparado com 13 do material não carbonatado. Em função destes resultados a referida refinaria estendeu a carbonatação para 100% do RB produzido.

- COOLING, *et al.* (2002) enumeraram ainda os seguintes benefícios da carbonatação de RB.
- Redução do risco de danos ao material de vedação (argila ou sintético) e, portanto, redução do risco de contaminação das águas subterrâneas.

- Melhoria no escoamento da água e drenagem.
- Redução do potencial de geração de poeira.
- Captura gases de efeito estufa.
- Redução do risco de futura classificação do RB como resíduo perigoso.
- Facilitação do desenvolvimento de usos produtivos para o resíduo no futuro.
- Redução do impacto do RB no custo total do ciclo de vida da produção de alumínio.

COOLING *et al.* (2002) identificaram as seguintes reações durante a carbonatação:

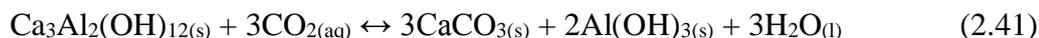
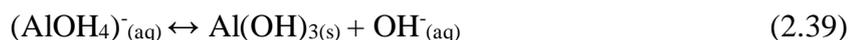


NIKRAZ *et al.* (2007), compararam as propriedades físicas de RB não tratado e tratado com carbonatação e ou adição de água do mar concentrada. O RB carbonatado sem adição de concentrado aumentou a resistência mecânica mais rapidamente e atingiu valores finais maiores, obtendo uma eficiência de armazenamento maior. Concluiu entretanto que há espaço para o uso de carbonatação e água do mar concentrada no armazenamento a longo prazo com a continuidade das pesquisas e otimização dos métodos de homogeneização.

GUILFOYLE *et al.* (2005) relataram diversos experimentos em escala piloto na refinaria de Kwinana, na Austrália, com o objetivo de viabilizar a carbonatação utilizando gás de combustão obtido na chaminé da caldeira com 9,4%-v de CO₂. Foram testados borbulhadores de gás de combustão em uma suspensão de RB e torres de recheio com diversos enchimentos trabalhando com gás de combustão e o sobrenadante do RB que em seguida retornava para ser novamente misturado ao RB.

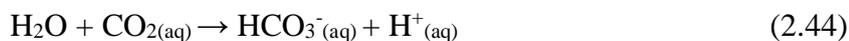
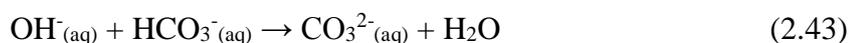
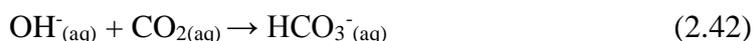
De acordo com JONES *et al.* (2006), que avaliaram a capacidade de captura de dióxido de carbono do RB, foram identificadas as seguintes reações durante a carbonatação do RB:





Foi identificado ainda que o aluminato tricálcico (ATC) é o componente alcalino dominante do RB e que durante a carbonatação este se dissolve combinando com o dióxido de carbono e reprecipitando como calcita e hidróxido de alumínio. A quantidade de CO₂ reagida foi calculada em 7,84 g de CO₂ para cada 10 g de RB ou 784kg /ton.

JOHNSTON *et al.* (2010) avaliaram a geoquímica de três diferentes processos de redução da reatividade do RB. A carbonatação, o processo Basecon (este é um processo patenteado similar ao tratamento com água do mar porém usa brines artificiais ricos em Ca e Mg para aumentar a eficiência e favorecer a precipitação mineral) e a carbonatação seguida do Basecon. Segundo Johnston *et al.* (2010) os dados indicam que as técnicas de neutralização formam dois grupos geoquímicos distintos: tratamentos com ou sem precipitação da alcalinidade. No caso da carbonatação eles identificaram as seguintes reações:



Ainda segundo Johnston as duas últimas equações sugerem que carbonatação afeta principalmente a especiação da alcalinidade ao invés da sua solubilidade. Desta forma a combinação da carbonatação com o processo Basecon tem possibilidade de precipitar a alcalinidade residual de acordo com a equação:



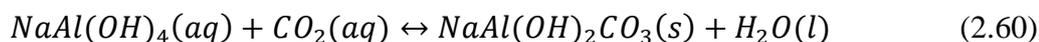
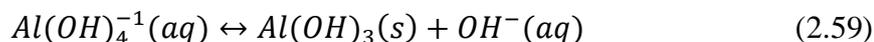
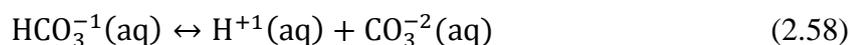
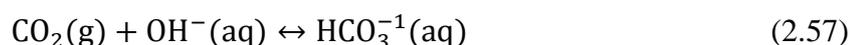
Johnston *et al.* (2010) discordam de Jones *et al.* (2006) quanto a precipitação de 80% da alcalinidade sob a forma de Dawsonita (NaAlCO₃(OH)₂) e concluem que as diferentes técnicas de redução da reatividade do RB formam dois grupos geoquímicos distintos: os que precipitam alcalinidade que são o Basecon e a carbonatação seguida do Basecon e os que não precipitam que é a carbonatação simples. Todas as alternativas produzem a redução da reatividade de diferentes formas e a carbonatação consome 17g de CO₂ por kg de RB seco (17kg /ton).

De acordo com GUSTAFSSON (2006) e STUMM (1981) apud GRÄFE (2009), a principal contribuição para o retorno do pH do RB após a sua redução está na capacidade dos sólidos manterem a concentração de ânions alcalinos na solução. Acima de pH 10,2, na ausência de excesso de Ca^{2+} , Na_2CO_3 controla a reação $\text{HCO}_3^-/\text{CO}_3^{2-}$ na solução porque a calcita (CaCO_3) é insolúvel. O retorno do pH é provocado pelas seguintes reações com diferentes constantes de dissociação ácida, mostradas na Tabela 2.6:

Tabela 2.6 – Reações que provocam o retorno do pH. Fonte: GUSTAFSSON (2006) e STUMM (1981) apud GRÄFE (2009).

Reação	Constantes de acidez	Nº eq.
$\text{OH}^- + \text{H}_3\text{O}^+ \leftrightarrow 2\text{H}_2\text{O}$	$\text{pK}_w = 14,0$	(2.48)
$\text{Al}(\text{OH})_4^- + 2\text{H}_2\text{O} + \text{H}_3\text{O}^+ \leftrightarrow \text{Al}(\text{OH})_3 + 3\text{H}_2\text{O}(\text{s}) + 2\text{H}_2\text{O}$	$\text{pK}_{a4} \sim 10,2$	(2.49)
$\text{CO}_3^{2-} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{HCO}_3^- + \text{OH}^-$	$\text{pK}_{a2} = 10,2$	(2.50)
$\text{HCO}_3^- + \text{H}_3\text{O}^+ \leftrightarrow \text{H}_2\text{CO}_3 + \text{OH}^-$	$\text{pK}_{a1} = 6,35$	(2.51)
$\text{H}_2\text{SiO}_4^{2-} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_3\text{SiO}_4^-$	$\text{pK}_{a2} = 12,95$	(2.52)
$\text{H}_3\text{SiO}_4^- + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_4\text{SiO}_4$	$\text{pK}_{a1} = 9,85$	(2.53)
$\text{PO}_4^{3-} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{HPO}_4^{2-} + \text{OH}^-$	$\text{pK}_{a3} = 12,35$	(2.54)
$\text{H}_2\text{PO}_4^{2-} + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_2\text{PO}_4 + \text{OH}^-$	$\text{pK}_{a2} = 7,2$	(2.55)
$\text{H}_2\text{PO}_4^- + \text{H}_2\text{O}^+ \leftrightarrow \text{H}_3\text{PO}_4 + \text{OH}^-$	$\text{pK}_{a1} = 2,25$	(2.56)

De acordo com SMITH *et al.*, (2003), o pH do RB está geralmente na região de 13, equivalente a uma concentração de OH^- de 0,1 molar. A carbonatação de soluções cáusticas de aluminato ocorre de acordo com as seguintes equações:



A equação 2.57 indica que o equilíbrio bicarbonato/carbonato existe, porém no pH em que a reação ocorre é favorecida a formação do íon bicarbonato. Bicarbonato então pode ser visto como um estoque de CO_2 que participa das reações seguintes.

SAHU *et al.* (2010) conduziram uma pesquisa em laboratório para investigar a neutralização do RB utilizando três ciclos de cinco horas de reação com CO_2 concentrado em pressão e temperatura ambiente. O pH foi reduzido de 11,8 para 8,45 ao final do

terceiro ciclo. O CO₂ saturado foi transformado em Na₂CO₃, NaHCO₃ e H₂CO₃ como componentes sólidos ou estáveis.

DILMORE *et al.* (2008), pesquisaram a capacidade de sequestro de CO₂ proveniente de fontes industriais utilizando uma mistura de RB com água salobra proveniente de poços de petróleo. Utilizando uma mistura de RB e água salobra 90/10 em volume, a capacidade de sequestro de CO₂ ultrapassou 9,5 g/L, utilizando CO₂ puro a 0,689 MPa e 20°C. Foi realizado um modelamento geoquímico que previu a formação de calcita e dawsonita como produtos dominantes da carbonatação da mistura. Foi demonstrado que a captura de CO₂ foi ampliada com a adição de RB como agente cáustico à água salobra ácida e a captura é obtida através de solubilização e mineralização.

Uma das características da carbonatação do RB é que o pH cai durante a reação e depois volta a subir lentamente até se estabilizar em determinados patamares. Isto é explicado pela presença de hidróxidos sólidos na suspensão de RB que não reagem imediatamente com o dióxido de carbono, mas começam a dissolver-se quando o pH da solução na qual eles estão em contato é reduzido. Estas observações são consistentes com um trabalho recente de KHAITAN *et al.*, (2009). Neste trabalho, foram avaliados os mecanismos de neutralização do RB em amostras de 5 g de RB em atmosferas com diferentes pressões parciais de CO₂ variando de 10^{-3,5} até 1 atm. Foram obtidos pH de equilíbrio conforme a tabela 2.7.

Tabela 2.7 – pH de Equilíbrio para diferentes pressões parciais de CO₂. Fonte: KHAITAN *et al.*, (2009a)

Pressão parcial de CO ₂	pH de Equilíbrio
10 ^{-3,5}	9,8
0,01	9,3
0,1	8,6
1	7,7

(KHAITAN *et al.*, 2009a) apresentaram uma modelagem do equilíbrio da capacidade de neutralização ácida (CNA) de longo prazo, demonstrando que a maior parte da CNA provém da parte sólida do RB e somente uma pequena parte da fase líquida, principalmente devido a OH⁻ e Al(OH)₄⁻. A capacidade de captura de CO₂ via carbonatação foi estimada em 21 mg/g de RB sólido que equivale a 21kg /ton., considerando o uso de CO₂ com pressão parcial de 1 atm. Foi também observado que a

quantidade de aluminato tricálcico (ATC) presente é um fator importante na determinação da capacidade de sequestro de carbono de um resíduo de bauxita (KHAITAN *et al.*, 2009). Ao longo do tempo, o ATC se dissolve para liberar hidróxido de sódio e íons de aluminato para a solução. ATC está presente em RB como resultado da utilização de cal no processo Bayer. ATC é um hidróxido de alumínio-cálcio com a fórmula estequiométrica $\text{Ca}_3\text{Al}_2(\text{OH})_{12}$. A dissolução do ATC resulta na liberação de íons OH^- para a solução, aumentando assim o pH. Isto é acompanhado pela formação de novas fases sólidas, incluindo carbonato de cálcio (calcita), hidroxí-carbonato de alumínio sódio (dawsonita) e hidróxido de alumínio (gibsita). Deve-se ressaltar que o percentual de Ca nos diferentes RB varia bastante e outros compostos podem estar influenciando esta reação.

Por outro lado a disponibilidade de dióxido de carbono concentrado é uma condição excepcional se considerarmos as demais refinarias de alumina em todo o mundo. Os processos em uso industrial de separação de CO_2 de outros gases, especialmente o de amina, são intensivos em consumo de energia e conseqüentemente inadequados do ponto de vista ambiental e de custo. As refinarias em geral produzem cerca de 1 tonelada de CO_2 para cada tonelada de alumina de acordo com o IAI (2012). Portanto, foi decidido investigar a reação de gás de combustão contendo CO_2 em diferentes tipos de reatores a fim de verificar primeiro a viabilidade desta reação e em seguida quais os fatores mais importantes que influenciam os resultados.

2.10 – MECANISMO DE DESENVOLVIMENTO LIMPO

O Mecanismo de Desenvolvimento Limpo (MDL) foi criado pela Conferência das Nações Unidas sobre mudança climática (UNFCCC - United Nations Framework Convention on Climate Change) com a finalidade de viabilizar o cumprimento das metas do Protocolo de Quioto. A proposta de MDL consiste na implantação de projetos em países em desenvolvimento com o objetivo de reduzir as emissões de gases do efeito estufa e contribuir para o desenvolvimento sustentável local. Cada tonelada de CO_2 equivalente não emitida ou retirada da atmosfera se transforma em uma unidade de crédito de carbono, chamada Redução Certificada de Emissão (RCE), que poderá ser negociada no mercado mundial.

Considerando que estamos lidando com um processo que reage dióxido de carbono com RB, estamos capturando carbono. A questão básica que se coloca para permitir o

enquadramento de um projeto deste tipo no MDL, e portanto permitir sua habilitação a créditos de carbono, consiste de ponto críticos: mensuração de captura de carbono apresentada nos resultados de cada um dos experimentos de número cinco a vinte e cinco e estabilidade desta captura. Ou seja, conforme mostrado no item 2.9, a reação de carbonatação é reversível. A medição da quantidade de CO₂ que é liberada durante o processo de estabilização do pH exige uma maior compreensão do complexo processo de redução da alcalinidade e sua posterior estabilização de modo a permitir a medição da quantidade do dióxido de carbono capturado na carbonatação que foi transformado em compostos estáveis e a quantidade que retornou à atmosfera no processo de equilíbrio das equações reversíveis. Com o nível de conhecimento atual destes componentes não é possível estabelecer com a necessária precisão a capacidade de sequestro de carbono de modo a enquadrá-lo no MDL.

CAPÍTULO 3

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 – CARACTERIZAÇÃO DOS MATERIAIS

3.1.1 – Características Físicas do RB

Na Tabela 3.1, mostrada em gráficos nas Figuras 3.1, Figura 3.2 podemos observar as características físicas do material utilizado com destaque para cerca de 90% do material menor que #300.

Tabela 3.1 – Análise granulométrica do RB da Alunorte. Fonte: LEMOS, 2008.

# Tyler	Diâmetro Médio Dp (µm)	Massa retida (g)	%Retida	%Passante	%Retida Acumulada	% Passante Acumulada
+30	500	0,00	0,00	100,00	0,00	100,00
-30+42	413	0,09	0,09	99,91	0,09	99,91
-42+60	283	1,07	1,07	98,93	1,16	98,84
-60+100	205	2,10	2,10	97,90	3,26	96,74
-100+115	143	2,35	2,35	97,65	5,61	94,39
-115+150	113	1,23	1,23	98,77	6,84	93,16
-150+170	90	0,40	0,40	99,60	7,24	92,76
-170+200	76	0,00	0,00	100,00	7,24	92,76
-200+250	67	1,10	1,10	98,90	8,34	91,66
-250+270	58	0,50	0,50	99,50	8,84	91,16
-270+325	49	2,90	2,90	97,10	11,74	88,26
-325+400	41	0,15	0,15	99,85	11,89	88,11
-400	37	88,11	88,11	--	100,00	0,00
		100g	100%			

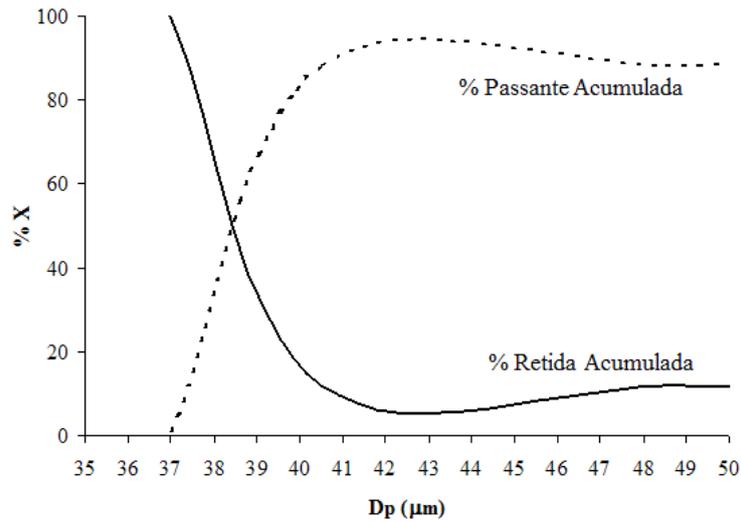


Figura 3.1 - Análise granulométrica do RB da Alunorte. Fonte: LEMOS, 2008.

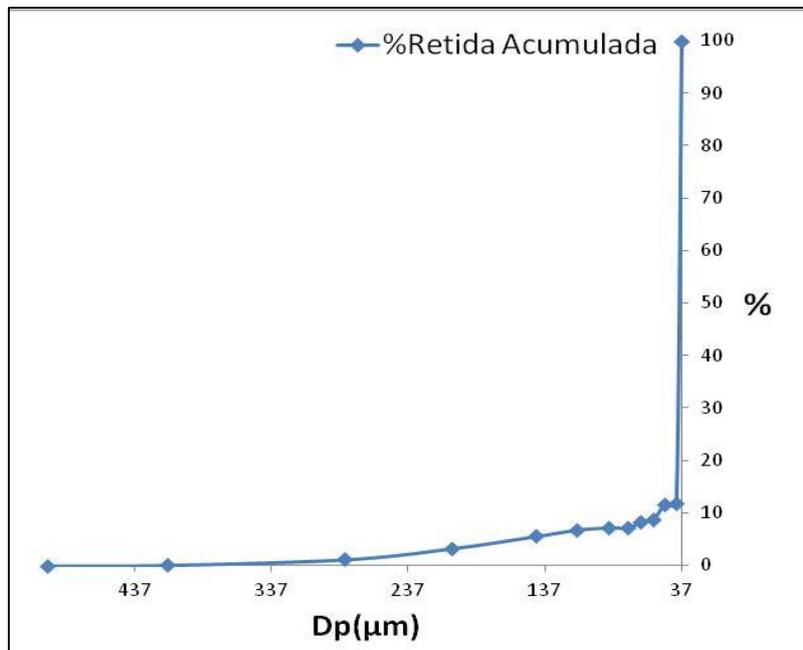


Figura 3.2 – Histograma da análise granulométrica do RB da Alunorte. Fonte: LEMOS,, 2008 (modificado).

Na Tabela 3.2 podemos observar outras propriedades físicas do RB como umidade, densidade real e área superficial.

Tabela 3.2 – Propriedades físicas do RB. Fonte: SOUZA (2010).

Umidade (%-p)	Densidade real (g/cm ³)	Área superficial (m ² /g)
48	2,13	13

A análise termodiferencial do RB da ALUNORTE, mostrada na Figura 3.3, apresenta uma grande banda endotérmica na região de 100 a 280°C, a qual pode ser atribuída até 150°C à perda de água de umidade. A região da banda endotérmica entre 150 e 280°C pode ser atribuída à perda de água zeolítica e a desidroxilação dos compostos de ferro presentes na lama vermelha. O pico endotérmico a 310°C corresponde à temperatura de decomposição do hidróxido de alumínio gibbsita (HILDEBRANDO, E. A., SOUZA, J. A. S., 1998).

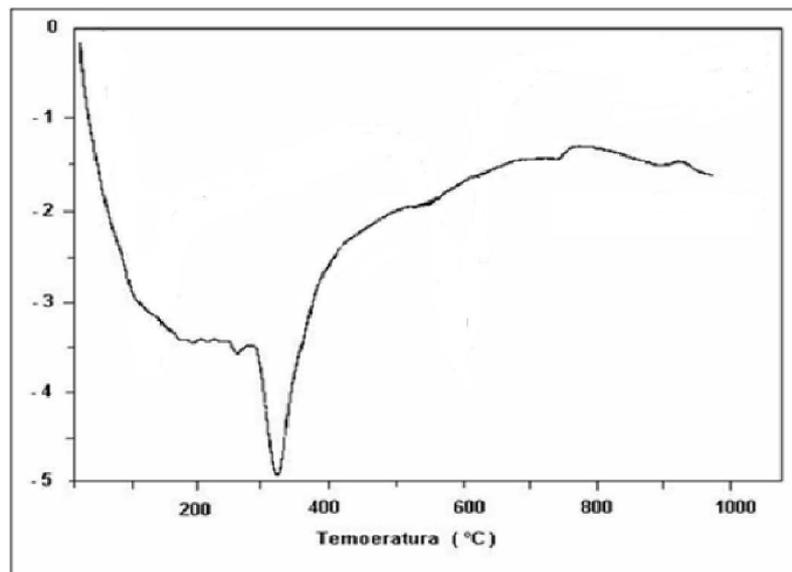


Figura 3.3 - Curva da análise térmica diferencial do RB da Alunorte. Fonte: HILDEBRANDO, 1998

3.1.2 – Combustível

Óleo diesel Petrobras S 500, adquirido no varejo.

3.2 – EQUIPAMENTOS

3.2.1 – Projeto, Fabricação e Montagem da Unidade de Transferência de Massa

3.2.1.1 - Diagrama de Blocos da Instalação Piloto

A concepção da instalação de experimentação surgiu a partir da necessidade de dispor de uma fonte de gás de combustão abundante e barata. Esta necessidade foi uma consequência natural da opção de fazer experimentos em escala piloto (cada experimento processava cerca de 37kg de lama seca). Esta opção foi escolhida com a finalidade de obter resultados mais realistas, reduzindo a margem de erro e preparar as condições para projetar um reator em escala industrial no futuro.

A fonte de gás disponível foi uma caldeira integrante da usina de biodiesel pertencente ao ITEC-UFPA. A partir destas premissas definimos o fluxograma do processo (Figura 3.4), o desenho esquemático (Figura 3.5) e projetamos um galpão industrial (Figura 3.6) bem como os equipamentos mostrados nos itens seguintes.

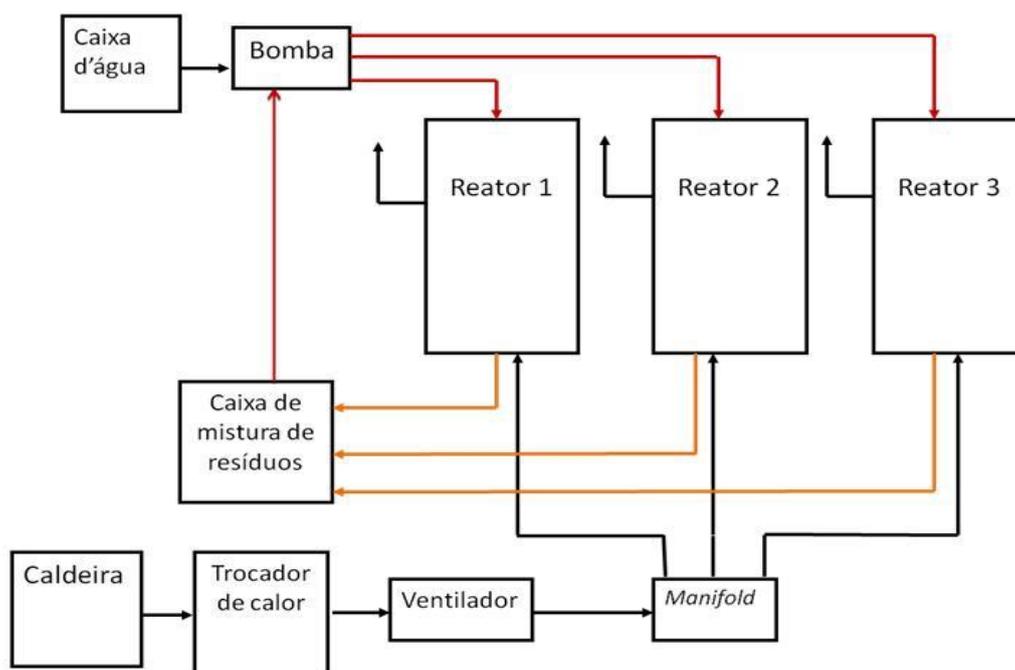


Figura 3.4 – Fluxograma de processo dos equipamentos incluindo a caldeira já existente utilizada para gerar os gases utilizados na reação com o RB.

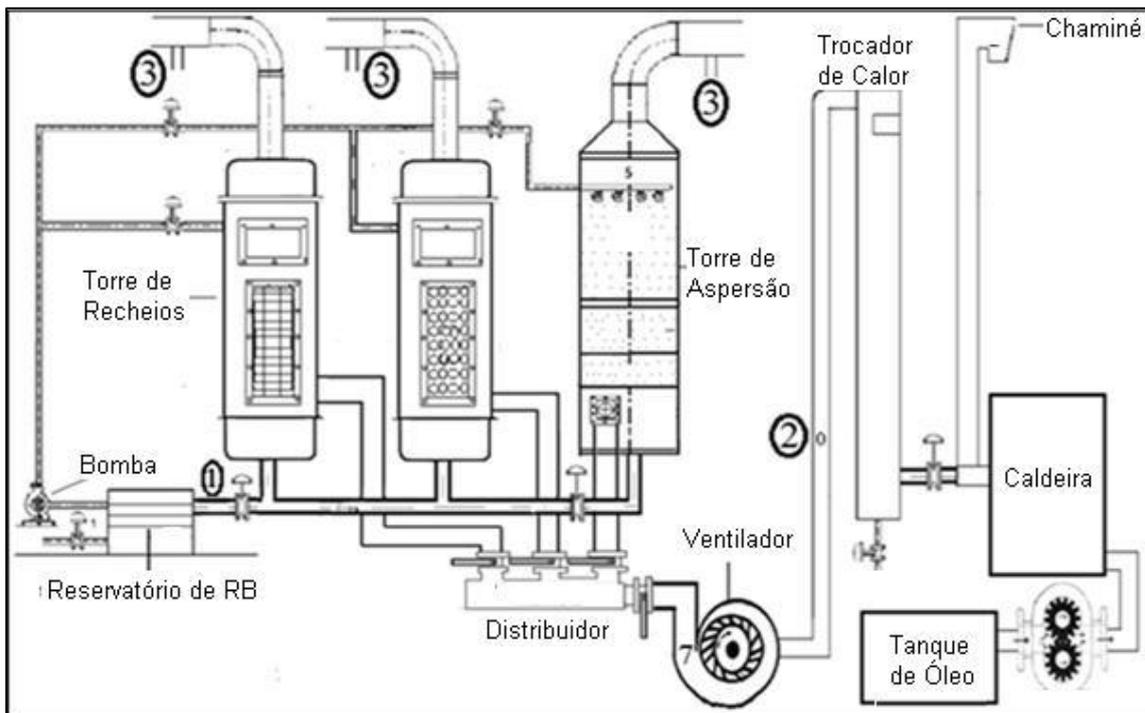


Figura 3.5 – Desenho esquemático dos equipamentos com a indicação dos pontos de coleta de amostras.

3.2.1.2 - Planta da Instalação e Projeto do Galpão

Com a finalidade de montar uma instalação piloto de absorção que permitisse a utilização de gases de caldeira já existente na usina piloto de biodiesel, foi projetado e construído pelo autor um galpão de 70m² com estrutura de madeira, piso em concreto e cobertura de fibrocimento cuja planta baixa é vista na Figura 3.6.

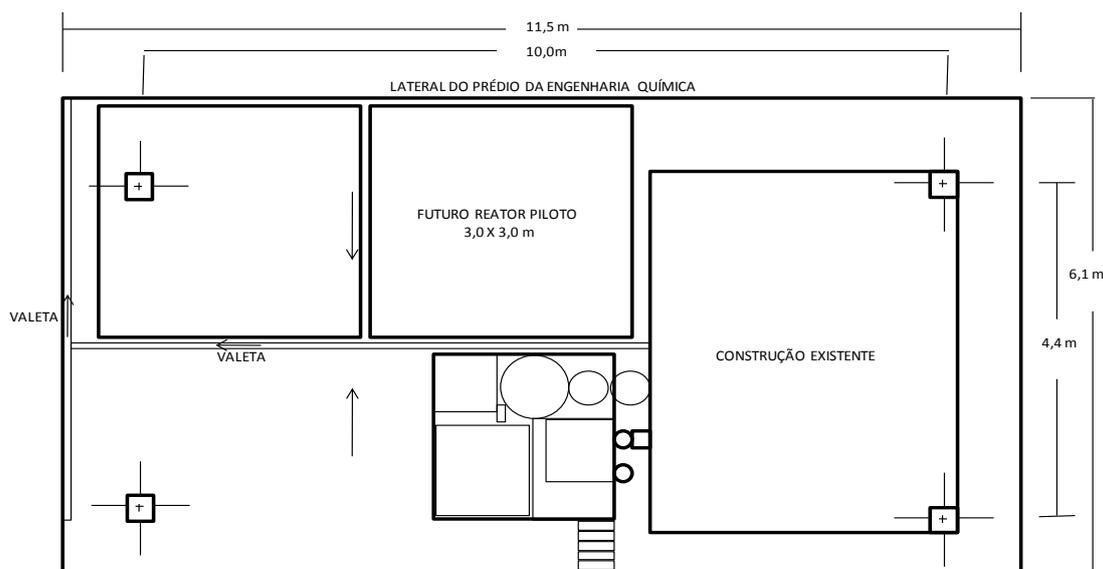


Figura 3.6 – Planta baixa do galpão com 70 m² projetado e construído para a realização dos experimentos. Fonte: autor.

3.2.1.3 – Caracterização e Adaptação da Caldeira Como Fonte de Gases de Combustão

A caldeira utilizada como fonte dos gases de combustão era um equipamento já existente, pertencente a usina se biodiesel do Laboratório de Engenharia Química da UFPA. Conforme pode ser visto na Figura 3.7, trata-se de uma caldeira aquotubular, vertical, dotada de um sistema de atomização e queima de óleo diesel. Foi criada uma derivação na chaminé dotada de uma válvula de controle.



Figura 3.7 – Caldeira já existente utilizada como fonte de geração de gás de combustão e ponto de captação dos gases na base da chaminé da caldeira.

3.2.1.4 – Projeto e Construção do Trocador de Calor

A finalidade do trocador de calor é resfriar os gases produzidos na caldeira de modo a torná-los compatíveis com os materiais dos reatores. Foi projetado um trocador de calor de contato direto, de forma tubular, construído em chapa de aço carbono de 1/8", com geração de névoa de água através de um bico aspersor com ar comprimido na parte superior. Este bico deve gerar uma pluma de água atomizada em gotículas que deve ser contida pelo casco do trocador. É importante que a pluma não contate as paredes, pois provocaria o escoamento da água, dificultando sua evaporação. O bico foi selecionado entre 90.000 itens da empresa Spraying Systems. O fluxo de gases percorre o trocador em contracorrente com a pluma, transformando as gotículas em vapor e consequentemente

sendo resfriado pela perda de calor decorrente da evaporação. A construção do trocador e o desenho esquemático são mostrados nas Figuras 3.8, 3.9, 3.10, 3.11 e 3.12. A concepção do trocador é baseada em gerar um volume de névoa tal que o calor de evaporação seja suficiente para o resfriamento do fluxo de gases para uma temperatura igual ou menor que a suportada pelos reatores e não reste nenhum resíduo.

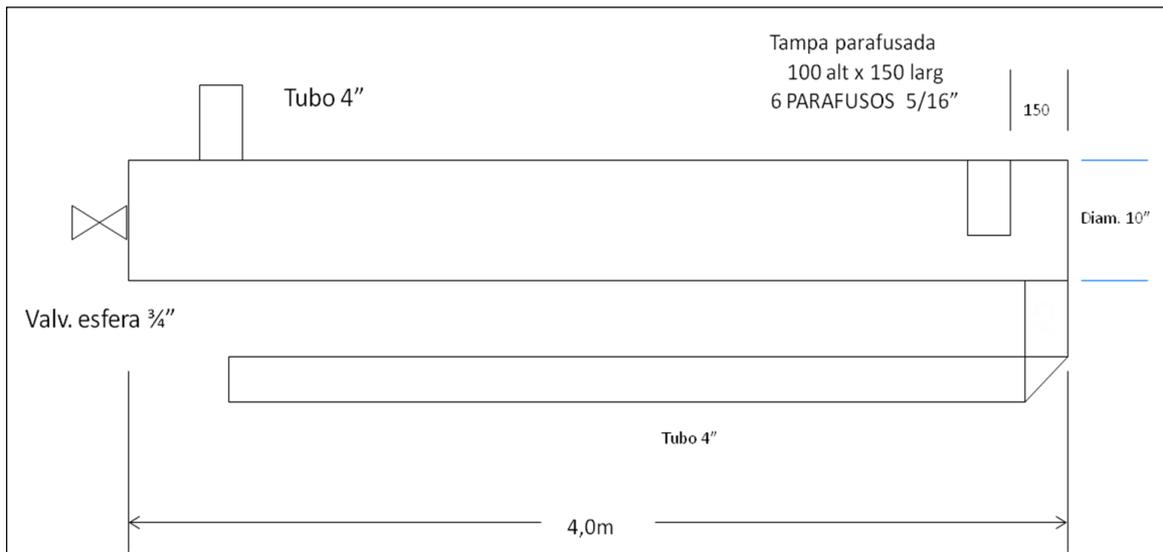


Figura 3.8 – Projeto do trocador de calor tubular de contato direto em contracorrente.



Figura 3.9 – Detalhes do trocador de calor tubular na fabricação e montagem.

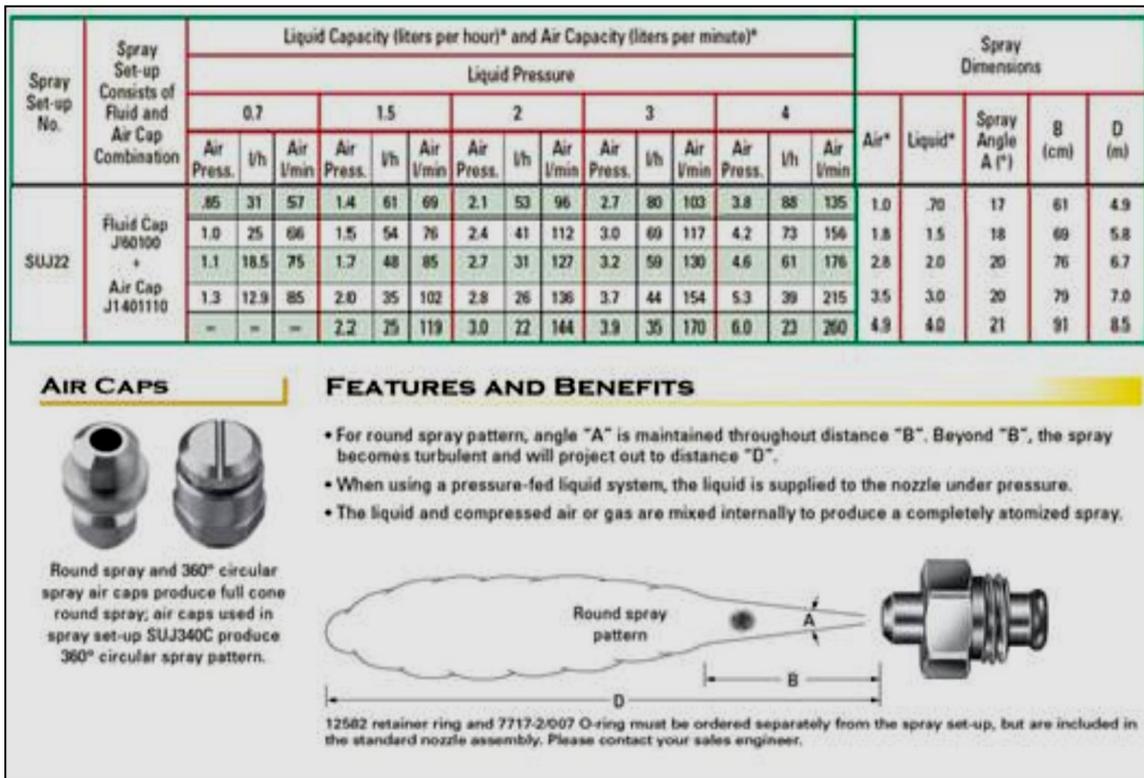


Figura 3.10 – Bico gerador de névoa de água com uso de ar comprimido, selecionado entre 90000 itens para atender os requisitos de forma da pluma, vazão de água e ar.

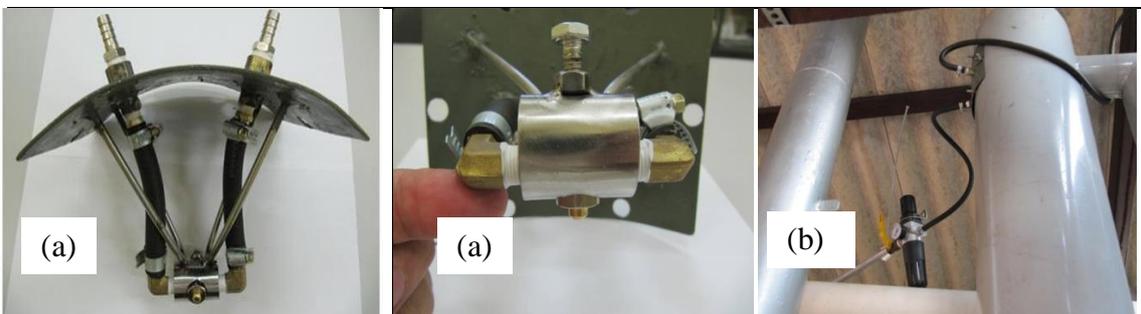


Figura 3.11 – Bico gerador de névoa (a) montado no topo do trocador e conectado ao regulador de pressão de ar (b) e a alimentação de água.

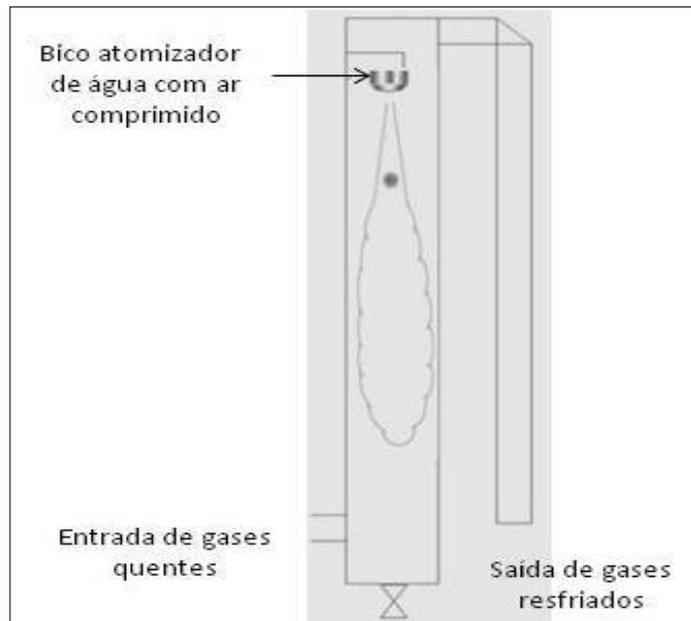


Figura 3.12 – Desenho esquemático do trocador de calor de contato direto em contracorrente.

3.2.1.5 – Projeto do Sistema de Manuseio de Gases

Foi projetado um sistema de manuseio de gases, mostrado nas Figuras 3.13 e 3.14, destinado a succionar o gás da chaminé da caldeira e direcioná-lo ao reator desejado. Foi utilizado um soprador já existente. Na admissão do soprador foi colocada uma placa de orifício com a finalidade de regular a quantidade de gás succionado. A jusante do soprador foi projetada e construída um distribuidor de gases dotado de válvulas tipo borboleta.

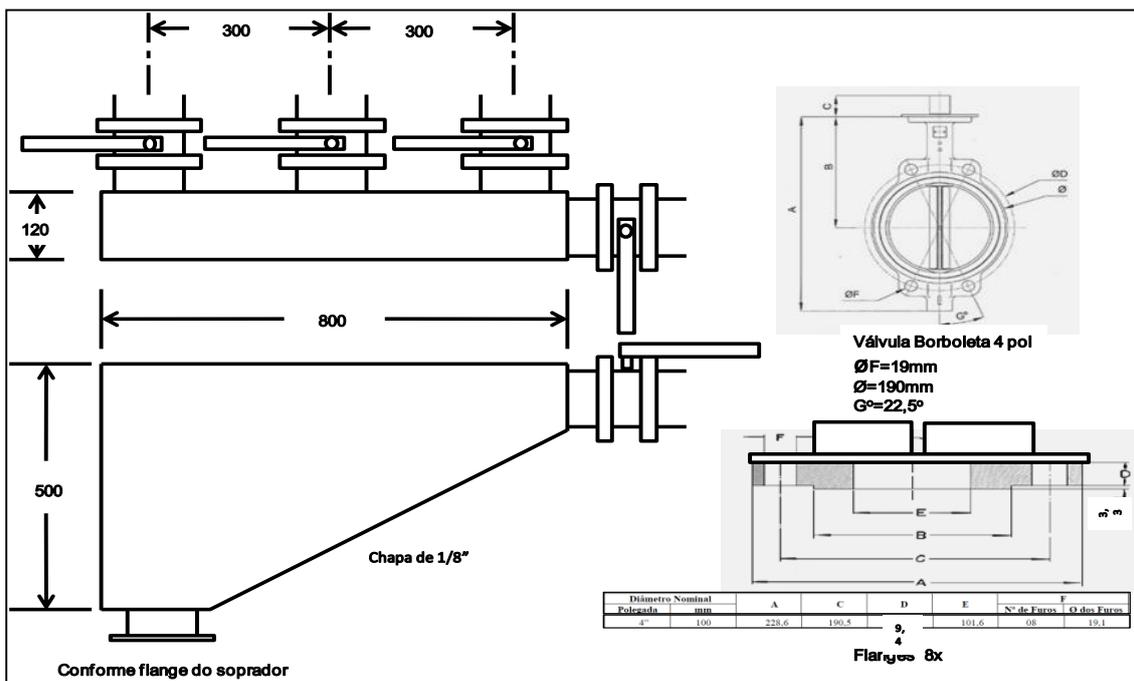


Figura 3.13 – Projeto do distribuidor de gases dotado de quatro válvulas tipo borboleta.



Figura 3.14 – Conjunto de manuseio de gases, a direita o trocador de calor, ao centro o ventilador centrífugo e na parte superior o distribuidor de gases com as válvulas.

3.2.1.6 – Projeto e Construção dos Reatores

Foi montado um conjunto de reatores. Uma torre de aspersão mostrada na Figura 3.15 que já existia, foi aperfeiçoada com a instalação de bicos de aspersão em dois níveis.



Figura 3.15 – Torre de aspersão com dez bicos centrífugos em dois níveis (a). No detalhe (b), podem ser vistos os bicos em teste com água e com suspensão de RB (c).

Dois torres de recheio foram projetadas e construídas conforme mostrado nas Figuras 3.16 e 3.17, cada uma com um volume de recheio de $0,13\text{m}^3$.

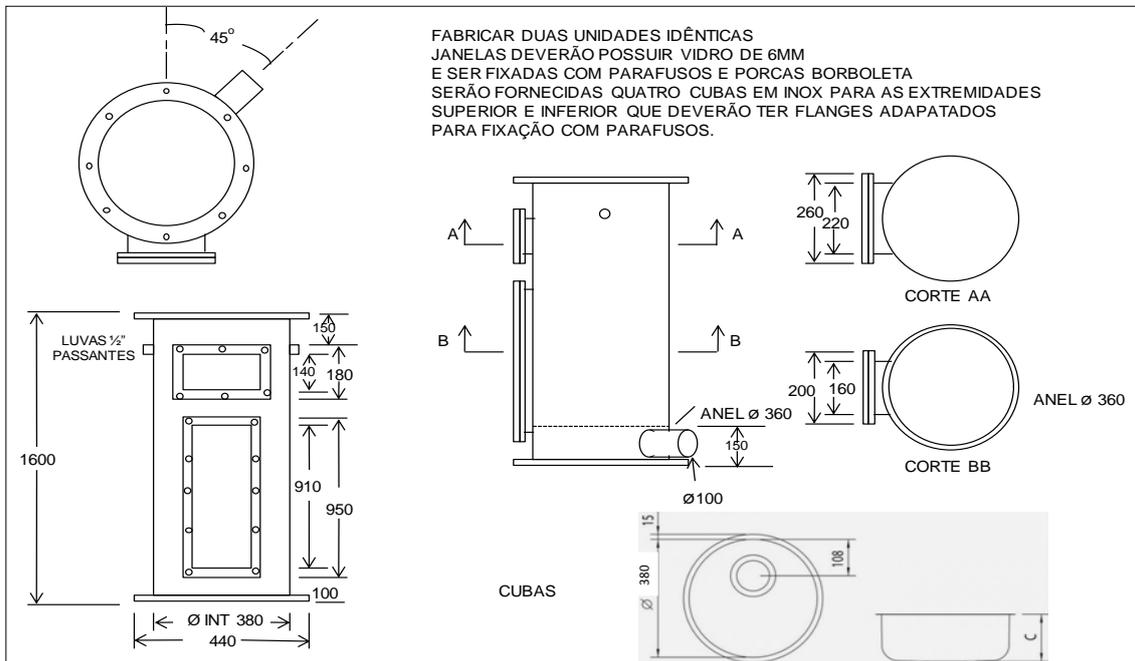


Figura 3.16 – Projeto das torres de recheio que foram fabricadas em aço inoxidável.



Figura 3.17 – Torre de recheio que durante o processo de fabricação e montagem.

Uma delas foi preenchida com selas randomicamente distribuídas com área superficial de $232,7\text{m}^2/\text{m}^3$, conforme a Figura 3.18. A outra torre foi preenchida por um recheio estruturado de alto desempenho com área superficial de $500\text{m}^2/\text{m}^3$. Ela é mostrada com detalhes do recheio na Figura 3.19.



Figuras 3.18– Torre de recheio preenchida com selas distribuídas randomicamente, no detalhe as selas em aço inoxidável.

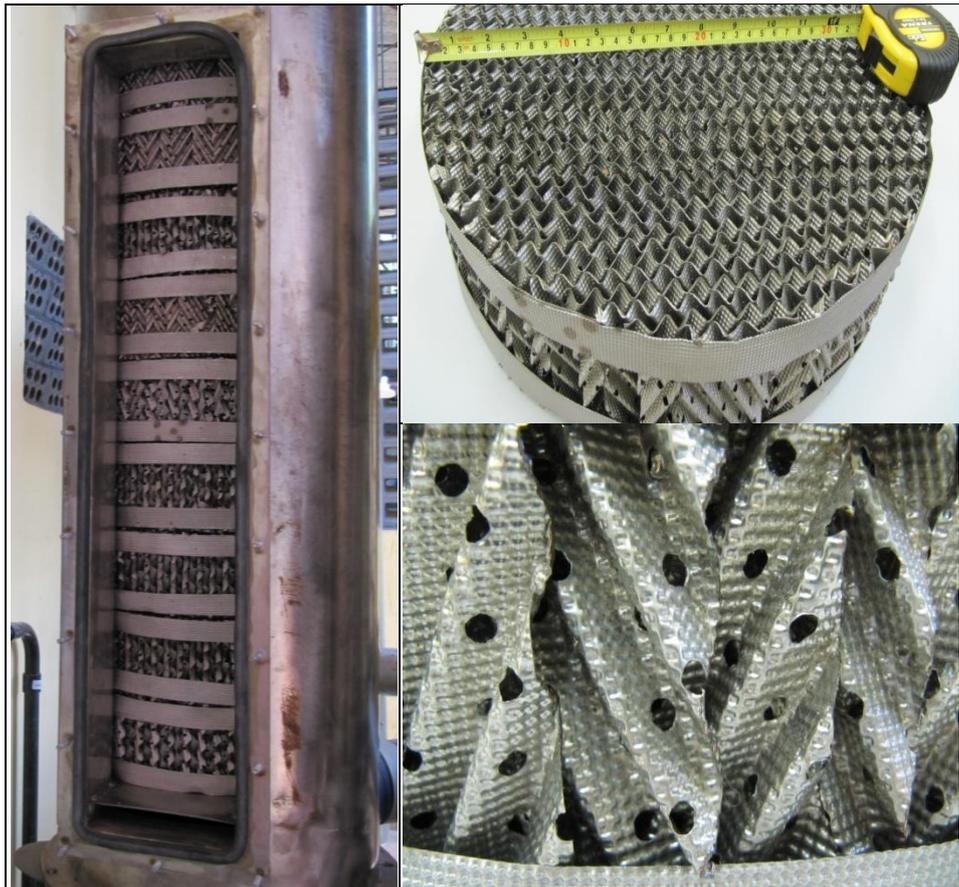


Figura 3.19 – Torre de recheio preenchida com recheio estruturado de alto desempenho, nos detalhes um módulo do recheio estruturado e as lâminas que o compõem e geram uma hidrodinâmica mais eficiente.

3.2.1.7 – Projeto e Construção do Sistema de Manuseio da Suspensão de Resíduo

O sistema de manuseio de suspensão consiste de uma caixa de fibrocimento de 500 L que pode ser observada na Figura 3.20, uma caixa de peneiramento projetada e confeccionada em aço carbono, dotada de duas telas e uma boca de vista, destinada a remoção de areia grossa através de peneiramento pressurizado, vista na Figura 3.21, uma bomba centrífuga autoescorvante marca Thebe modelo AE1 vista na Figura 3.22, além de tubulações e válvulas de recalque e retorno.



Figura 3.20 – Vistas da caixa de preparação da suspensão de resíduo.

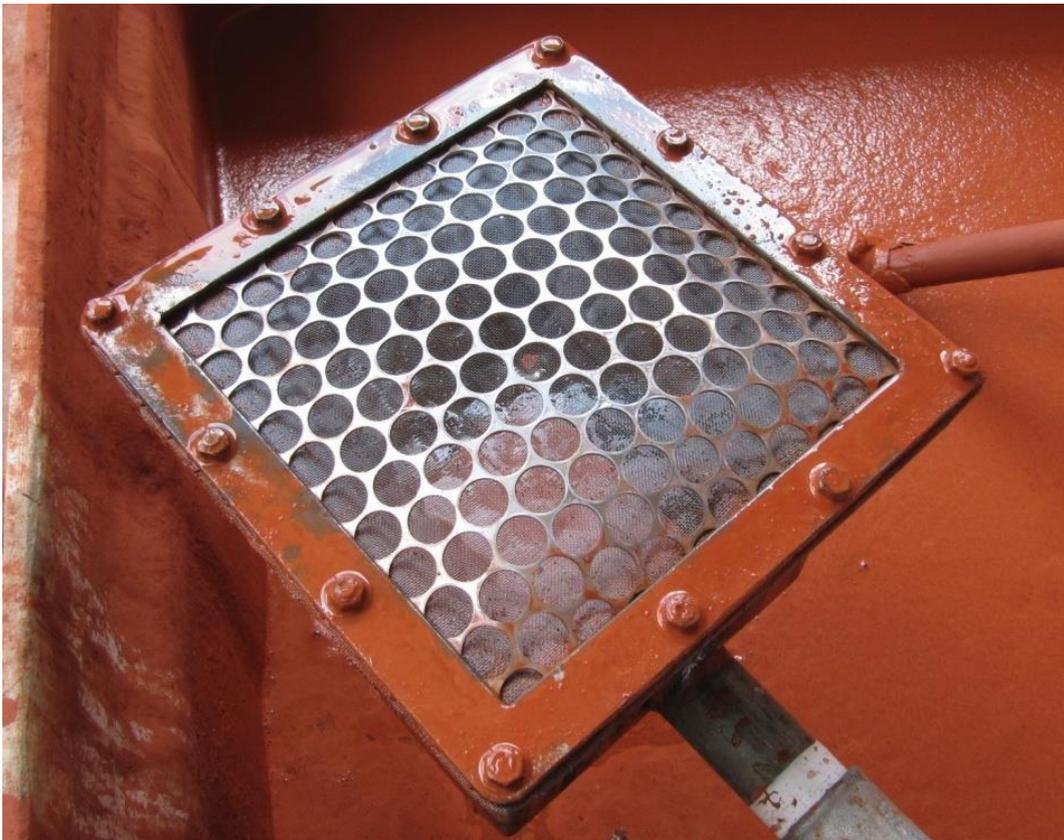


Figura 3.21 – Caixa de peneiramento pressurizado, destinada a remoção de areia.



Figura 3.22 – Bomba centrífuga autoescorvante adequada para recalque de lama.

3.2.1.8 - Projeto e Construção de Equipamentos Destinados a Testar Variáveis Específicas

Foram projetados e construídos alguns equipamentos destinados a possibilitar o teste de algumas das variáveis que faziam parte do processo de triagem, descrito nos itens 3.3.2 e 3.3.3 em seguida.

Conforme se pode observar nas Figuras 3.23 e 3.24 foram construídos três quadros de resistências elétricas, cada um composto de quatro resistências de 700 W cada. A capacidade total de aquecimento, portanto atingiu 8,4 kW.



Figura 3.23 – Conjuntos de resistências utilizados para aquecer a suspensão de RB.



Figura 3.24 – Vista do experimento com sobrenadante aquecido. À direita temos a caixa de retorno com dez saídas ajustáveis e o conjunto de resistências para aquecimento.

Foram projetados e construídos um sistema de captação de sobrenadante de baixa turbulência visto na Figura 3.25, utilizado na captação da bomba e uma caixa de retorno com dez saídas ajustáveis vista na Figura 3.26 para permitir o retorno do sobrenadante sem agitação ao tanque. Estes equipamentos foram utilizados durante os testes com sobrenadante de RB.



Figura 3.25 – Captador de sucção com baixa turbulência utilizado no experimento com sobrenadante de RB. A esquerda vemos o captador montado e a direita em operação.



Figura 3.26 – Vista da caixa de retorno com dez saídas ajustáveis destinadas a reduzir a turbulência no retorno do RB.

3.2.2 – Seleção e Aquisição de Equipamentos Dedicados a Unidade Piloto

3.2.2.1 – Analisadores de Gases

Em função da necessidade de controlar a combustão em tempo real, houve a opção pelo uso de analisadores eletrônicos de gases. Com a finalidade de obter a leitura do conteúdo em volume do fluxo de gases na entrada e na saída dos reatores foram selecionadas duas tecnologias. A primeira, mais tradicional é a das células eletroquímicas. Foi então selecionado e adquirido o equipamento Telegan modelo Tempest 100 dotado de células eletroquímicas que permitem a leitura de O_2 de 0 à 25% \pm 0,2%, NO de 0 à 1000 PPM \pm 5%, NO_x de 0 à 200 PPM \pm 5% e SO_2 de 0 à 2000 PPM \pm 5%. e mostrado na Figura 3.27.



Figura 3.27 – Analisador de gases por de células eletroquímicas Tempest 100.

Entretanto para a medição do teor de CO₂ os medidores eletroquímicos trabalham de forma indireta. O uso desta tecnologia introduziria uma imprecisão nos resultados, pois estes dependeriam da composição do combustível utilizado o que introduziria uma variável adicional no processo. Por estas razões buscamos um analisador que pudesse realizar a medição do CO₂ diretamente. Foi escolhido o princípio da medição da absorção do fecho infravermelho não dispersivo. Como requisito adicional, o equipamento necessitava ser equipado com um sistema de separação de condensado e filtragem de gases capaz de suportar as condições operacionais com a presença de umidade, fuligem e partículas de RB. Foi selecionado o equipamento MRU modelo Delta 1600 S, com capacidade de medição de CO₂ de 0 à 16% ± 5% e O₂ de 0 à 22% ± 5% visto na Figura 3.28.



Figura 3.28 – Analisador de gases por infravermelho não dispersivo MRU Delta.

3.2.2.2 – Anemômetro

Com a finalidade de obter a vazão volumétrica instantânea, foi selecionado e adquirido um anemômetro TSI modelo Velocicalc 9545 mostrado na Figura 3.29 Este equipamento permite a leitura direta da vazão nas tomadas de medição que foram instaladas na saída dos reatores, obedecendo a norma que preconiza um mínimo do equivalente a seis diâmetros de trecho reto a montante e a jusante do ponto de medição.



Figura 3.29 – Anemômetro e sonda de medição.

3.2.2.3 – Phmetro

Com a finalidade de medição portátil de pH foi adquirido o equipamento Hanna modelo pHep+ com faixa operacional de 0 à 14 pH \pm 0,1 pH. Este equipamento (mostrado na Figura 3.30) foi calibrado com soluções tampão de pH 10 e 7, regularmente antes do início das medições de cada dia e excepcionalmente sempre que havia algum resultado fora do padrão (por exemplo quando o pH voltava a subir durante um experimento).

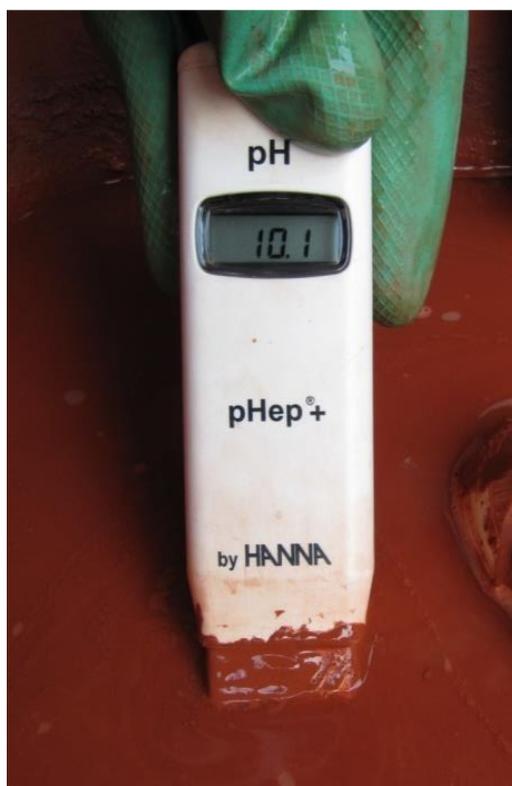


Figura 3.30 – Phmetro portátil Hanna

3.2.3 – Utilização de Equipamentos Disponíveis nos Laboratórios da UFPA

3.2.3.1 — Termômetro

Foi utilizado um termômetro digital FTG FT-266C com faixa operacional de -50 à 750°C \pm (0,75% da leitura + 2°C) visto na Figura 3.31.



Figura 3.31 – Termômetro portátil digital.

3.2.3.2 - Viscosímetro

Foi utilizado um viscosímetro Haake Viscotester modelo 6L, com faixa operacional 3 - 6.000.000 mPas \pm 1% visto na Figura 3.32.



Figura 3.32 – Viscosímetro utilizado nos experimentos para analisar o comportamento reológico e definir o uso e a dosagem do dispersante.

3.2.3.3 – Balança Digital

Foi utilizada uma balança digital marca GEHAKA, modelo BG 2000, carga máxima 2.020g, sensibilidade: $0,01\text{g} \pm 0,02\text{g}$ mostrada na Figura 3.33.



Figura 3.33 – Balança e proveta utilizadas pra controlar o teor de sólidos na suspensão de RB.

3.2.3.4 – Difratorômetro de Raios X

As análises por difração de raios X (DRX) utilizaram difratômetro Philips (PW 3710), com fonte de radiação de Cu ($K\alpha$) = 1,54 e ângulo de difração (2θ) variando de 4 a 60°, no Centro de Geociências da UFPA que pode ser visto na Figura 3.34.



Figura 3.34 – Difratorômetro Philips (PW 3710) do Centro de Geociências da UFPA

3.2.3.5 – Espectrômetro de Fluorescência de Raios X

As análises por Espectrometria de Fluorescência de Raios-X (FRX) utilizaram o espectrômetro WDS sequencial, modelo Axios Minerals da marca Panalytical, com tubo de raios-X cerâmico, anodo de ródio (Rh) e máximo nível de potência 2,4 KW. Este equipamento pertence e foi operado pelo no Centro de Geociências da UFPA.

As amostras foram analisadas em dois modos de preparação:

- a) Disco Fundido: 1 g de amostra + 6 g de fundente (Tetraborato de Lítio - $\text{Li}_2\text{B}_4\text{O}_7$), mistura fundida a 1000 °C por 10 min.
- b) Pastilha Prensada: 3 g de amostra + 0,9 g de aglomerante (cera de parafina), mistura prensada com uma carga de 20 toneladas.

As aquisições e tratamento dos dados foram realizados através do software “Super Q Manager da Panalytical”.

3.3 – PLANEJAMENTO DOS EXPERIMENTOS

Foi realizado um planejamento de experimentos composto por três fases descritas nos itens 3.3.1, 3.3.2 e 3.3.3. Os itens 3.3.4, 3.3.5 e 3.3.6 descrevem a escolha dos pontos de medição, a metodologia de preparo da suspensão de RB e a forma de cálculo da quantidade de CO_2 absorvida em cada experimento.

3.3.1 - Testes Preliminares para Calibração dos Equipamentos

Foram realizados testes preliminares de acionamento da caldeira e medições de CO_2 , O_2 , NO_x e SO_2 . Em seguida foram realizados seis experimentos para calibração do sistema piloto incluindo a determinação da vazão ótima de gases que permitia a resolução mais adequada na medição da quantidade de gases absorvidos. Com esta finalidade foram projetadas, fabricadas e testadas cinco placas de orifício com áreas de 10%, 20%, 40%, 60% e 80% destinadas a restringir a admissão de gases na entrada do ventilador e desta forma atingir a máxima resolução na diferença da composição dos gases na entrada e saída, tendo sido selecionada a placa de 10%. Estes experimentos preliminares permitiram também a definição dos procedimentos padronizados de preparação e medição. Permitiram também definição dos pontos de coleta e o teste e definição das faixas operacionais dos equipamentos que haviam sido projetados para o experimento.

Nesta fase observou-se que a entrada livre da suspensão de RB nas torres de recheio permitia uma melhor distribuição hidrodinâmica no topo dos recheios e uma vazão na mesma faixa da torre de aspersão (entre 0,8 e 1,1 L/s).

3.3.2 - Experimento com Planejamento Fatorial Fracionário 2^k para Triagem das Variáveis

Os fatoriais fracionários tem uso importante nos experimentos de seleção. Esses são experimentos em que muitos fatores são considerados com a finalidade de identificar aqueles que têm efeitos significativos (RODRIGUES, 2009).

A primeira variável escolhida no início do projeto foi o tipo de torre.

A segunda o uso do sobrenadante em comparação com o uso da suspensão de RB, uma vez ter esta opção sido escolhida em alguns experimentos em escala piloto em refinarias da Austrália (GUILFOYLE, 2005).

A terceira tem por objetivo a investigação da sensibilidade do processo em relação a temperatura. Ela foi selecionada por processo Bayer envolver calor e a reação de carbonatação em outros processos industriais utilizar o recurso de reduzir a temperatura para aumentar a solubilidade do CO_2 .

A quarta variável consistiu de dois diferentes posicionamentos geométricos dos bicos na torre de aspersão com o objetivo de verificar a sensibilidade no resultado.

- Temperatura rebaixada com 80 kg de gelo e elevada com aquecimento de 8,4 kw/h.
- Posição dos bicos em um e dois níveis na torre de aspersão.
- Reação com RB em suspensão ou com sobrenadante.
- Torres de recheio com selas randômicas ou recheio estruturado

Cada grupo de três variáveis com duas alternativas (mostrados na Tabela 3.3) possibilita um máximo de 2^3 ou oito experimentos. Entretanto é possível obter uma boa resolução com $2^{3-1}=4$ experimentos. Foram realizados dois grupos de quatro, totalizando oito experimentos (números de 7 à 14). Posteriormente foi feita a opção de analisar estes experimentos em conjunto com os demais 17, utilizando um modelo misto para duas e três variáveis.

Tabela 3.3 - Planejamento fatorial fracionário destinado a triagem.

EXPERIMENTO 1 – TORRE ASPERSÃO		
Temperatura	rebaixada	elevada
Meio absorção RB	suspensão	sobrenadante
Posição dos bicos	1 nível	2 níveis

EXPERIMENTO 2 – TORRES DE RECHEIOS		
Temperatura	rebaixada	elevada
Meio absorção RB	suspensão	sobrenadante
Recheio	randômico	estruturado

3.3.3 - Repetição dos Experimentos Centrais com a Finalidade de Redução do Erro

Na terceira fase foram realizados onze experimentos. Estes incluíram três experimentos com injeção de SO_2 a fim de verificar a compatibilidade da absorção de SO_2 simultaneamente ao CO_2 . Os demais tiveram como objetivo a redução do erro nos dados coletados anteriormente bem como a obtenção de dados em períodos de tempo mais longos.

3.3.4 - Definição dos Pontos e Grandezas de Medição

Foram definidos três pontos de medição mostrado no diagrama da Figura 3.35.

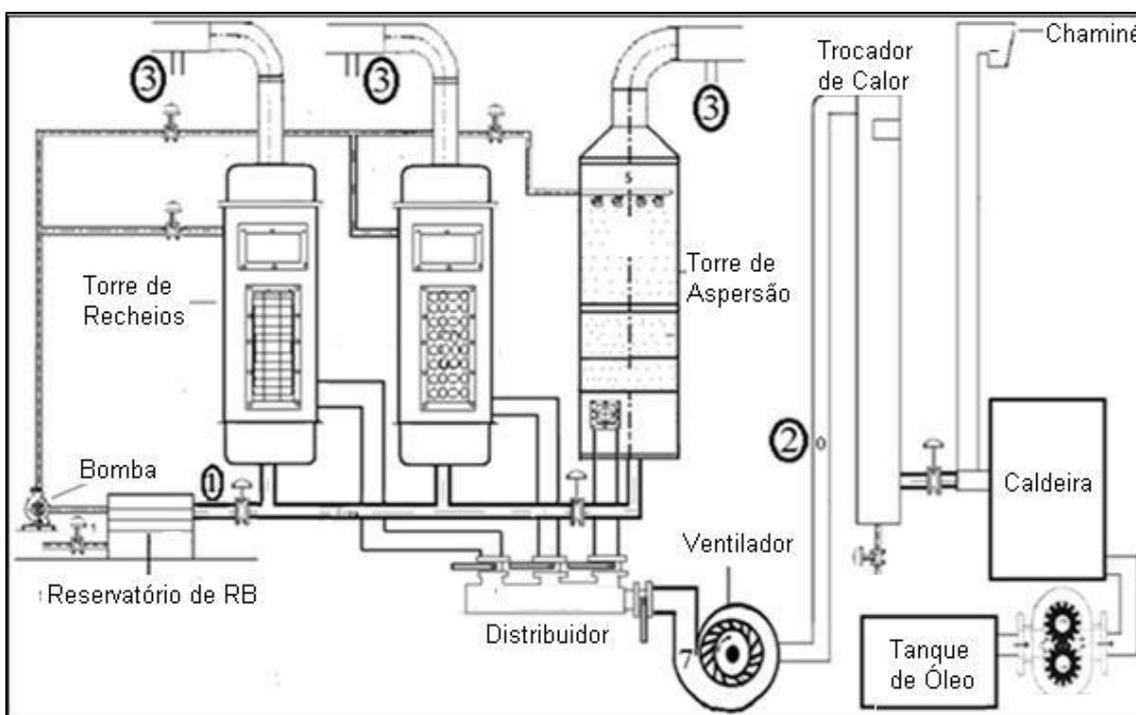


Figura 3.35 – Pontos de medição mostrados no desenho esquemático do processo.

- No ponto 1, retorno da suspensão reagida a caixa de mistura, foram medidas a vazão de suspensão com o uso de uma proveta e um cronômetro, a temperatura da suspensão e a evolução do pH ao longo de cada experimento.
- No ponto 2, saída dos gases de exaustão do trocador de calor, foram medidas a composição química %-v e a temperatura dos gases a montante dos reatores.
- No ponto 3, saída dos gases dos reatores foram medidos a temperatura, a vazão e a composição química dos gases.

3.3.5 – Preparação da Suspensão

Em experimentos preliminares foi constatado que o maior teor de sólidos em suspensão que o sistema permitia sem decantação e entupimento era de 27%-p. Com a finalidade de padronizar a preparação da suspensão, definimos um processo de duas etapas:

- Adição de 80 litros de água na caixa de mistura.
- Adição de RB até que 1 litro de suspensão atingisse o peso de 1207 ± 3 g.

Com o uso desta metodologia, foram eliminadas as variações decorrentes de diferenças do teor de umidade do RB ao mesmo tempo em que deixou de ser necessária a secagem do RB que não agregaria valor ao processo. Em cada experimento foram preparados aproximadamente 103 litros de suspensão. Uma vez completado o processo de preparação da suspensão, a mesma era circulada através da caixa de peneiramento pressurizado para a remoção dos grãos de areia grossa presentes. Quando a caixa ficava obstruída, o processo era paralisado e era feita a limpeza da caixa através da janela de visita. Normalmente eram feitas de duas a três ciclos de limpeza até completar a remoção da areia grossa.

3.3.6 – Cálculo da Massa de CO₂ Absorvida em Cada Experimento

O cálculo da massa de CO₂ absorvida em cada experimento foi realizado em seis etapas:

1. Cálculo da vazão mássica de CO₂ na saída: A partir do percentual de CO₂ na saída (medida), da vazão volumétrica na saída (medida) e da temperatura dos gases na saída (medida), consultando uma tabela de densidades obtemos.

$$\dot{m}_{\text{CO}_2\text{sai}} = \% \text{CO}_2\text{sai} \times \dot{Q}_{\text{sai}} \times \rho_{(t)\text{CO}_2\text{sai}} \quad (3.1)$$

2. Cálculo da vazão mássica de N₂ na saída: Desprezando-se o volume dos demais gases, subtraímos da vazão volumétrica da saída (medida) a soma dos percentuais na saída de CO₂ e do O₂ (medidos) e consultando uma tabela de densidades obtemos.

$$\dot{m}_{\text{N}_2\text{sai}} = \left(1 - \frac{\% \text{CO}_2\text{sai} + \% \text{O}_2\text{sai}}{100} \right) \times \dot{Q}_{\text{sai}} \times \rho_{(t)\text{N}_2\text{sai}} \quad (3.2)$$

3. Cálculo da vazão volumétrica na entrada: Como N₂ não participa da reação, a partir da vazão mássica de N₂ na saída (calculado no item 2), dos percentuais de CO₂ e O₂ e da temperatura na entrada, calculamos calcula-se a vazão volumétrica na entrada.

$$\dot{Q}_{\text{ent}} = \frac{\dot{m}_{\text{N}_2\text{sai}}}{\left(1 - \frac{\% \text{CO}_2\text{ent} + \% \text{O}_2\text{ent}}{100} \right) \times \rho_{(t)\text{N}_2\text{ent}}} \quad (3.3)$$

4. Cálculo da vazão mássica de CO₂ na entrada: A partir da vazão volumétrica na entrada (calculada no item 3), do percentual de CO₂ na entrada e da temperatura dos gases na entrada (medida), consultando uma tabela de densidades obtemos.

$$\dot{m}_{\text{CO}_2\text{ent}} = \% \text{CO}_2\text{ent} \times \dot{Q}_{\text{ent}} \times \rho_{(t)\text{CO}_2\text{ent}} \quad (3.4)$$

5. Cálculo da vazão mássica de CO₂ absorvida no reator: Subtraímos a vazão mássica de CO₂ na saída (obtida no item 1) da vazão mássica de CO₂ na entrada (obtida no item 4).

$$\dot{m}_{\text{CO}_2\text{abs}} = \dot{m}_{\text{CO}_2\text{ent}} - \dot{m}_{\text{CO}_2\text{sai}} \quad (3.5)$$

6. Cálculo da integral da vazão mássica absorvida ao longo do experimento, resolvida pela aplicação da regra do trapézio: Calculamos a média aritmética da vazão mássica de CO₂ absorvida em cada intervalo de tempo multiplicado pelo tempo de cada intervalo.

$$m_{\text{CO}_2\text{abs}} = \int_{t_1}^{t_2} \dot{m}_{\text{CO}_2\text{abs}} dt = \sum \frac{\dot{m}_{\text{CO}_2\text{abs}1} + \dot{m}_{\text{CO}_2\text{abs}2}}{2} \times t_2 - t_1 \quad (3.6)$$

Estas seis etapas foram programadas em uma planilha Excel de modo a fazer o cálculo da massa total de CO₂ absorvida em cada experimento.

Tabela 3.4 – Etapas para cálculo da massa de CO₂ absorvida.

1	2	3	4	5	6
[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
$\dot{m}_{\text{CO}_2\text{sai}}$	$\dot{m}_{\text{N}_2\text{sai}}$	\dot{Q}_{ent}	$\dot{m}_{\text{CO}_2\text{ent}}$	$\dot{m}_{\text{CO}_2\text{abs}}$	$\int_{t_1}^{t_2} \dot{m}_{\text{CO}_2\text{abs}} dt$

3.3.7 – Monitoramento do pH de Estabilização das Amostras de RB Carbonatado

Em todos os experimentos foram retiradas amostras de cerca de 1L de suspensão de RB Carbonatado. Estas amostras foram conservadas em frascos com tampa rosca. Nos experimentos 18; 19 e 20 foram retiradas duas amostras adicionais, uma de 150 ml e outra de 300 ml foi que foram conservadas em béqueres, portanto sem tampa. Nos experimentos 21 a 25 foi retirada uma amostra adicional de cerca de 150ml, Estas amostras foram submetidas ao monitoramento periódico do pH de modo a se obter o pH de estabilização de cada uma.

CAPÍTULO 4

RESULTADOS, ANÁLISES E DISCUSSÃO

4.1 –RESULTADOS DOS EXPERIMENTOS

Os resultados de cada um dos 25 experimentos realizados com duração variando de 80 a 520 minutos são apresentados no anexo II, com todos os dados de cada experimento agrupados conforme mostrado a seguir:

No cabeçalho da folha de experimento, mostrada na Tabela 4.1, são registrados o número do experimento, a temperatura ambiente, a torre utilizada, neste caso a de aspersão, o meio de absorção, a forma de distribuição do meio de absorção na torre, a quantidade de distribuidores, a vazão de gás, a vazão de suspensão e o pH da suspensão no início do experimento. No corpo da folha de experimento, compilada de uma forma mais didática, são registrados, durante o experimento, as medições de pH, temperatura e composição dos gases em volume na entrada e na saída do reator que está sendo utilizado no decorrer do experimento. No início do experimento há uma frequência maior de medição a fim de captar com mais precisão as alterações que ocorrem nesta fase. Neste experimento específico, foram medidos apenas o O₂ e o CO₂. Em outros experimentos foram medidos também SO₂

Tabela 4.1 – Conteúdo do corpo da folha de experimento com registro do pH, composição e temperatura dos gases ao longo do experimento 25.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 25							
DATA 06/06 / 2012				Temp. 27°C		Torre Spray	
Lama			Dist. Liq. Bicos cone ôco			Quant. 10	
Vazão gás	0,02035 m ³ /s		Vazão de liq.		0,8 L/s		pH início 11,7
Tempo(min)	ENTRADA			SAÍDA			
	MRU		T (°C)	Hanna	MRU		T (°C)
%CO ₂	%O ₂	pH		%CO ₂	%O ₂		
0	7,3	10,8	45	11,7	6,5	11,57	29
10	7,7	10,14	49	10,3	7,1	10,68	32
20	7,6	10,13	51	10,0	7,1	10,62	38
30				9,7			
40	7,5	10,31	51	9,5	6,8	10,88	39
50				9,4			
60	6,5	11,75	48	9,2	6,0	12,14	41
70				9,2			
80	7,1	10,9	49	9,1	6,6	11,27	42
90				8,9			
100	7,2	10,52	49	8,8	6,9	10,88	43
110				8,7			
120	7,3	10,51	49	8,7	7,0	10,77	43
140	7,6	10,01	49	8,7	6,9	10,79	44
160	7,9	9,74	49	8,9	7,4	10,12	44
180	8,0	9,4	49	8,8	7,7	9,79	43
200	7,5	10,07	52	8,7	7,2	10,22	46
220	7,9	9,76	52	8,7	7,6	10,07	46
240	6,9	11,09	51	8,7	6,6	11,34	46
260	6,8	11,27	49	8,7	6,4	11,51	46
280	6,9	11,08	49	8,7	6,7	11,11	46
300	6,8	10,73	49	8,7	6,5	11,11	46
320	7,1	10,77	49	8,7	6,8	10,84	46
340	7,1	11,07	49	8,7	6,8	11,38	47
360	6,4	12,15	49	8,7	6,1	12,42	46
380	6,5	12,12	48	8,7	6,2	12,44	44
400	6,6	11,95	48	8,7	6,3	12,29	44
420	6,3	12,34	48	8,7	6,1	12,5	44
440	6,0	12,83	47	8,7	5,8	12,97	44
460	6,0	12,89	47	8,7	5,7	13,32	43
480	5,7	13,16	45	8,7	5,5	13,44	41
500	6,2	12,57	46	8,7	6,0	12,9	41
520	5,3	13,86	44	8,7	5,3	13,91	40

Na planilha de cálculo da massa de CO₂ reagida mostrada na Tabela 4.2, a partir dos dados constantes do cabeçalho e do corpo da folha de experimento, com o uso da metodologia mostrada no item 3.3.7 e uma planilha programada em Excel, é calculada em seis etapas a massa de CO₂ absorvida no experimento. Como cada experimento utiliza 37 kg de RB em base seca, é calculado a seguir o equivalente em kg de CO₂ por tonelada de RB em base seca.

Tabela 4.2 - Planilha de cálculo da massa de CO₂ reagida no experimento 25.

Cálculo da massa de CO ₂ reagida						
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m	m' N ₂ sai	Q _{ent}	m' CO ₂ ent	m' CO ₂ abs	∫ΔmCO ₂ *min
0	0,00236	0,01884	0,02144	0,00265	0,00029	
10	0,00255	0,01872	0,02150	0,00277	0,00022	0,15179
20	0,00250	0,01837	0,02120	0,00268	0,00018	0,11742
40	0,00239	0,01832	0,02117	0,00264	0,00025	0,25455
60	0,00209	0,01810	0,02083	0,00227	0,00018	0,25551
80	0,00229	0,01810	0,02084	0,00247	0,00018	0,21245
100	0,00239	0,01806	0,02072	0,00249	0,00010	0,16728
120	0,00243	0,01807	0,02075	0,00253	0,00010	0,12380
140	0,00238	0,01803	0,02065	0,00262	0,00024	0,20610
160	0,00256	0,01806	0,02070	0,00273	0,00018	0,24903
180	0,00267	0,01813	0,02071	0,00277	0,00010	0,16597
200	0,00247	0,01797	0,02077	0,00258	0,00011	0,12452
220	0,00261	0,01792	0,02073	0,00271	0,00010	0,12555
240	0,00227	0,01786	0,02068	0,00237	0,00010	0,12369
260	0,00220	0,01787	0,02058	0,00234	0,00014	0,14740
280	0,00230	0,01789	0,02058	0,00237	0,00007	0,12898
300	0,00223	0,01793	0,02052	0,00233	0,00010	0,10429
320	0,00233	0,01792	0,02060	0,00244	0,00011	0,12603
340	0,00233	0,01775	0,02047	0,00243	0,00010	0,12705
360	0,00209	0,01773	0,02055	0,00220	0,00010	0,12345
380	0,00214	0,01782	0,02060	0,00224	0,00010	0,12381
400	0,00218	0,01783	0,02060	0,00228	0,00010	0,12299
420	0,00211	0,01783	0,02062	0,00218	0,00007	0,10324
440	0,00200	0,01779	0,02056	0,00207	0,00007	0,08416
460	0,00198	0,01779	0,02057	0,00208	0,00010	0,10247
480	0,00192	0,01792	0,02059	0,00199	0,00007	0,10075
500	0,00209	0,01793	0,02064	0,00216	0,00007	0,08008
520	0,00185	0,01792	0,02060	0,00185	0,00000	0,03875
					[kg]	3,79
					kg CO ₂ /ton	102,5

No gráfico do experimento mostrado na Figura 4.1, são mostrados o comportamento do pH e da vazão de massa de CO₂ absorvida em cada momento. É interessante observar que este experimento foi estendido até que esta vazão de massa chegasse a zero. O pH se estabiliza em 8,7 aos 200 minutos entretanto a vazão de massa absorvida de CO₂ permanece positiva até os 500 minutos. Este comportamento evidencia a dissolução contínua na parte líquida da suspensão de RB da alcalinidade que se encontrava em forma sólida que imediatamente reage com o CO₂. Somente após cinco horas a disponibilidade de íons alcalinos se esgota temporariamente.

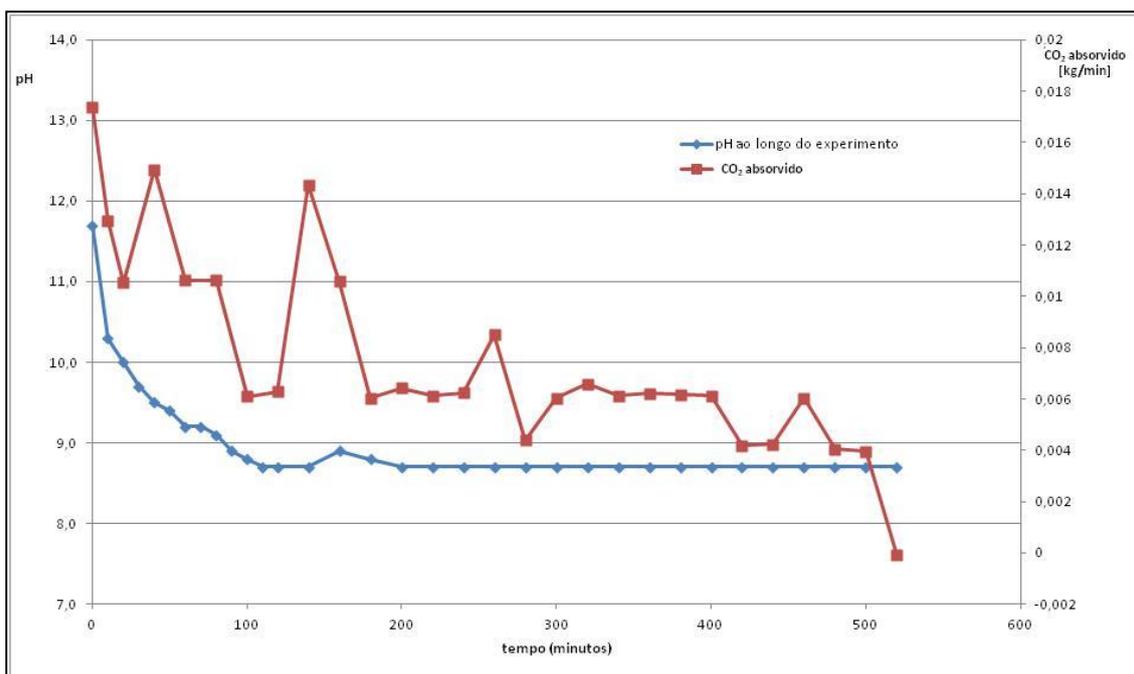


Figura 4.1 - pH e a vazão de massa de CO₂ absorvida durante o experimento 25.

Uma vez que o pH do RB reagido, armazenado em frascos fechados continua a se modificar após o experimento, foi feito o monitoramento desta evolução e confeccionado o respectivo gráfico conforme pode ser observado na Figura 4.2. Este resultado mostra que a dissolução de íons alcalinos que se esgotou temporariamente durante o experimento, superada pelo consumo em maior velocidade na reação com CO₂ volta a ocorrer após o experimento elevando o pH até sua estabilização.

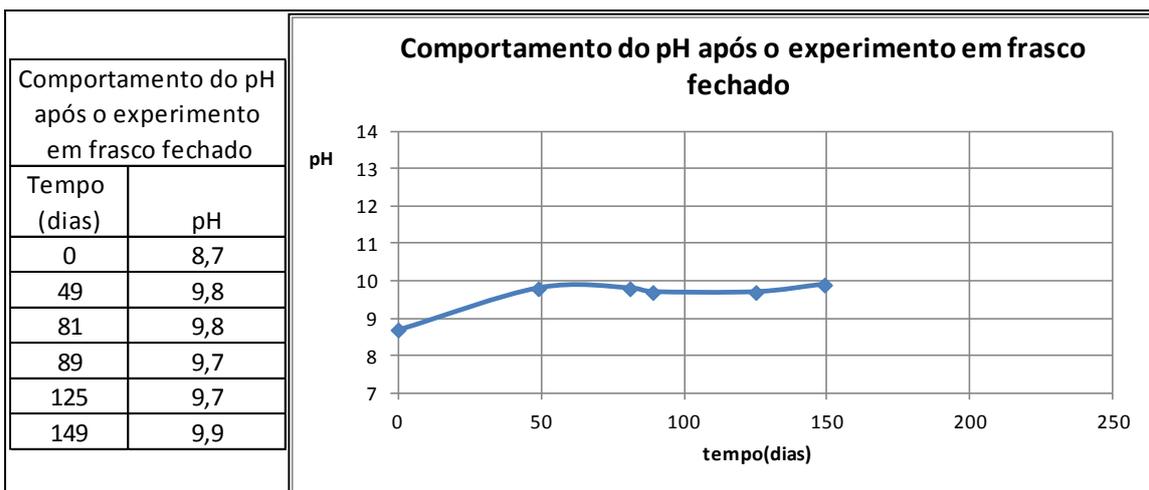


Figura 4.2 – Monitoramento da evolução do pH após o experimento 25 em frasco fechado.

Com a finalidade de investigar a possibilidade de reversão parcial da reação de carbonatação estar sendo inibida pelo aumento da pressão parcial de CO_2 nos frascos tampados, passou-se a monitorar o pH do RB reagido em frascos abertos. Nestes foi necessário acréscimo de água para as medições. O resultado é mostrado na Figura 4.3 onde podemos observar o pH 0,9 acima do frasco fechado.

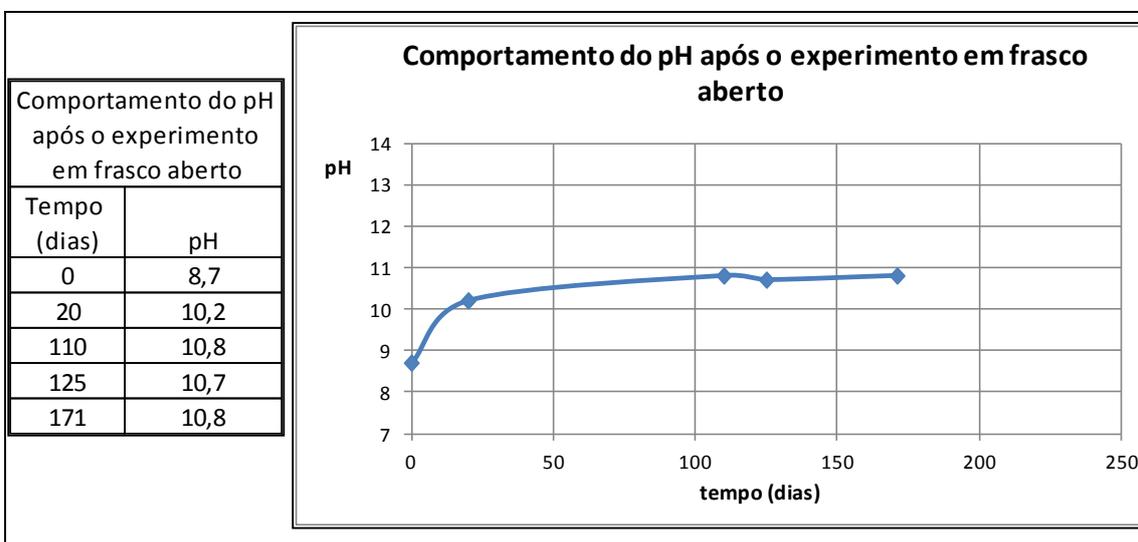


Figura 4.3 – Monitoramento da evolução do pH após o experimento 25 em frasco aberto.

Na Tabela 4.3, são mostrados o cabeçalho e os dados do experimento 24, com registro da evolução do pH, composição e temperatura dos gases na entrada e saída do reator, realizado na torre de recheios preenchida com selas distribuídas randomicamente.

Este experimento da mesma forma que o anterior foi estendido até que a absorção de CO₂ fosse reduzida a zero. Este ponto foi atingido ao fim de 400 minutos, o que é coerente com a maior eficiência da torre de recheios em relação à torre de aspersão do experimento 25.

Tabela 4.3 – Dados da folha de experimento 24.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 24							
DATA 31/05/2012				Temp. 27°C		Torre de Recheio Randômico	
Lama			Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"			Quant. 1	
Vazão gás	0,01507	m ³ /s	Vazão de liq.		0,8	L/s	pH início 12,8
Tempo(min)	ENTRADA			SAÍDA			
	MRU		T (°C)	Hanna	MRU		T (°C)
%CO2	%O2	pH		%CO2	%O2		
0	8,7	8,87	47	12,8	7,6	9,56	28
10	8,4	9,22	47	10,1	7,3	9,95	31
20	8,2	9,47	48	9,4	7,3	10,23	33
30				9,3			
40	8,3	9,34	49	9,0	7,2	10,05	38
50				8,8			
60	8,4	8,92	49	8,7	7,4	10,11	41
70				8,5			
80	8,1	9,31	48	8,5	7,7	9,78	44
90				8,5			
100	7,7	10,19	49	8,6	7,2	10,37	45
110				8,5			
120	8,6	8,77	50	8,5	7,6	9,91	45
140	8,1	9,30	50	8,6	7,7	9,8	46
160	7,4	10,29	49	8,5	7,0	10,83	46
180	7,7	10,07	49	8,5	7,2	10,37	47
200	7,7	9,77	49	8,5	7,3	10,28	48
220	7,9	9,42	51	8,6	7,6	9,9	49
240	7,6	9,80	50	8,5	7,5	10,01	49
260	7,2	10,37	51	8,5	6,9	10,86	49
280	7,9	9,44	53	8,5	7,6	9,78	51
300	7,5	10,13	51	8,5	7,2	10,46	50
320	7,4	10,01	50	8,5	7,2	10,22	49
340	7,4	9,95	51	8,5	7,2	10,25	49
360	7,4	10,78	50	8,5	7,2	11,02	47
380	7,6	10,46	50	8,5	7,3	10,7	47
400	7,8	10,23	51	8,6	7,8	10,3	46

Na Tabela 4.4 pode ser observada a planilha de cálculo da massa de CO₂ absorvida no experimento 24. Um fato interessante é que os dois maiores valores de CO₂ absorvido ocorreram nos experimentos mais longos.

Tabela 4.4 - Planilha de cálculo da massa de CO₂ reagida no experimento 24.

Cálculo da massa de CO ₂ reagida						
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m	m' N ₂ sai	Q'ent	m' CO ₂ ent	m' CO ₂ abs	∫ΔMCO ₂ *min
0	0,00205	0,01415	0,01610	0,00236	0,00031	
10	0,00195	0,01400	0,01594	0,00225	0,00030	0,18281
20	0,00194	0,01386	0,01584	0,00218	0,00024	0,16317
40	0,00188	0,01368	0,01568	0,00217	0,00030	0,32262
60	0,00191	0,01351	0,01542	0,00216	0,00025	0,32948
80	0,00197	0,01338	0,01525	0,00207	0,00010	0,21182
100	0,00184	0,01333	0,01532	0,00197	0,00013	0,14111
120	0,00194	0,01334	0,01528	0,00219	0,00025	0,23150
140	0,00196	0,01330	0,01524	0,00206	0,00010	0,20993
160	0,00178	0,01324	0,01519	0,00188	0,00010	0,11834
180	0,00182	0,01324	0,01520	0,00196	0,00013	0,13776
200	0,00184	0,01320	0,01510	0,00194	0,00010	0,13781
220	0,00191	0,01317	0,01513	0,00198	0,00007	0,10168
240	0,00189	0,01317	0,01510	0,00191	0,00002	0,05620
260	0,00174	0,01313	0,01513	0,00181	0,00007	0,05630
280	0,00190	0,01311	0,01516	0,00198	0,00007	0,08715
300	0,00181	0,01311	0,01511	0,00188	0,00007	0,08913
320	0,00181	0,01318	0,01512	0,00186	0,00005	0,07479
340	0,00181	0,01318	0,01515	0,00186	0,00005	0,05885
360	0,00182	0,01314	0,01520	0,00187	0,00005	0,05854
380	0,00185	0,01317	0,01522	0,00193	0,00008	0,07609
400	0,00198	0,01320	0,01529	0,00198	0,00000	0,04513
					[kg]	2,89
					kg CO ₂ /ton	78,1

Na Figura 4.4 podem ser observados os gráficos de evolução do pH e do fluxo de massa de CO₂ reagido durante o experimento 24.

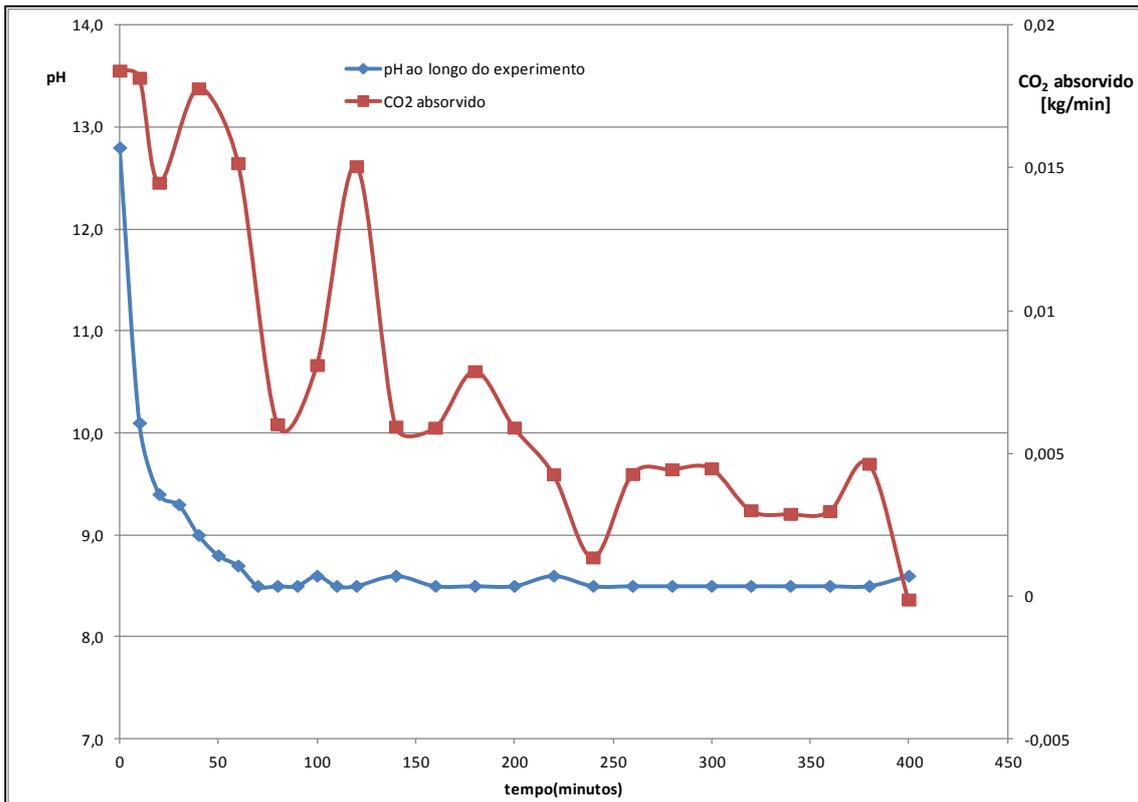


Figura 4.4 - pH e a vazão de massa de CO₂ absorvida durante o experimento 24.

Na Figura 4.5 pode ser observada a evolução do pH de estabilização do experimento 24 após o experimento com frasco fechado.

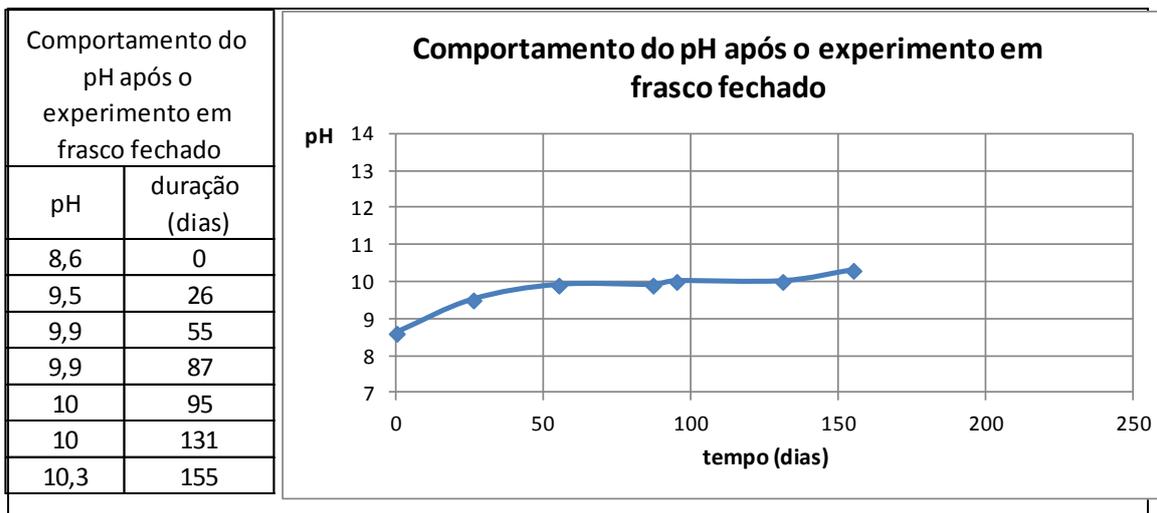


Figura 4.5– Monitoramento da evolução do pH após o experimento 24 em frasco fechado.

Na Tabela 4.5 são apresentados o cabeçalho os dados do experimento 22, realizado na torre de recheio estruturado. Podemos observar que neste caso o fluxo de massa de CO₂ absorvido chega a zero em 220 minutos.

Tabela 4.5 – Dados da folha de experimento 22.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 22							
DATA 26/04 / 2012				Temp. 27°C		Torre de Recheio estruturado	
Lama			Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"			Quant. 1	
Vazão gás	0,01566	m ³ /s	Vazão de liq.		0,8	L/s	pH início 11,7
	ENTRADA			SAÍDA			
	MRU			Hanna	MRU		
Tempo(min)	%CO2	%O2	T (°C)	pH	%CO2	%O2	T (°C)
0	8,4	9,42	53	11,7	7,0	10	28
10	8,0	9,68	56	9,3	7,1	10,23	34
20	7,9	9,66	54	8,7	7,2	10,10	38
30				8,6			
40	8,0	9,71	53	8,6	7,2	10,40	42
50				8,5			
60	7,7	9,77	50	8,5	7,6	9,90	45
70				8,6			
80	7,8	9,72	51	8,7	7,2	10,27	44
90				8,7			
100	7,1	10,52	50	8,7	6,4	11,47	45
120	7,3	10,43	49	8,4	7,0	10,6	44
140	7,2	10,50	48	8,4	6,9	11,62	45
160	7,3	10,27	47	8,4	6,9	11,23	45
180	7,1	10,40	47	8,4	7,0	10,49	45
200	7,3	10,40	45	8,4	7,1	10,5	45
220	7,0	10,27	45	8,4	7,1	10,49	45
240	7,0	11,00	45	8,4	7,0	10,79	45
250	7,0	10,69	45	8,4	7,0	11,8	45

Na Tabela 4.6, pode ser observada a planilha de cálculo da quantidade de CO₂ absorvido durante o experimento 22.

Tabela 4.6 - Planilha de cálculo da massa de CO₂ reagida no experimento 22.

Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m	m' N ₂ sai	Q' ent	m' CO ₂ ent	m' CO ₂ abs	∫ΔmCO ₂ *min
0	0,00196	0,01473	0,01713	0,00237	0,00041	
10	0,00195	0,01439	0,01686	0,00220	0,00025	0,20061
20	0,00195	0,01421	0,01652	0,00215	0,00020	0,13510
40	0,00193	0,01398	0,01623	0,00214	0,00022	0,24690
60	0,00201	0,01386	0,01590	0,00204	0,00003	0,14492
80	0,00191	0,01391	0,01602	0,00207	0,00016	0,11141
100	0,00170	0,01380	0,01586	0,00188	0,00018	0,20385
120	0,00186	0,01389	0,01593	0,00194	0,00008	0,15718
140	0,00183	0,01369	0,01565	0,00189	0,00006	0,08567
160	0,00183	0,01375	0,01565	0,00192	0,00009	0,09182
180	0,00186	0,01386	0,01576	0,00188	0,00003	0,07161
200	0,00188	0,01384	0,01568	0,00194	0,00006	0,04918
220	0,00188	0,01384	0,01560	0,00185	-0,00003	0,01301
240	0,00186	0,01381	0,01570	0,00186	0,00000	-0,01736
250	0,00186	0,01364	0,01545	0,00183	-0,00003	-0,00608
					[kg]	1,5
					kg CO ₂ /ton	40,2

Na Figura 4.6 pode ser observada a evolução do pH e do fluxo de massa de CO₂ absorvido durante o experimento 22.

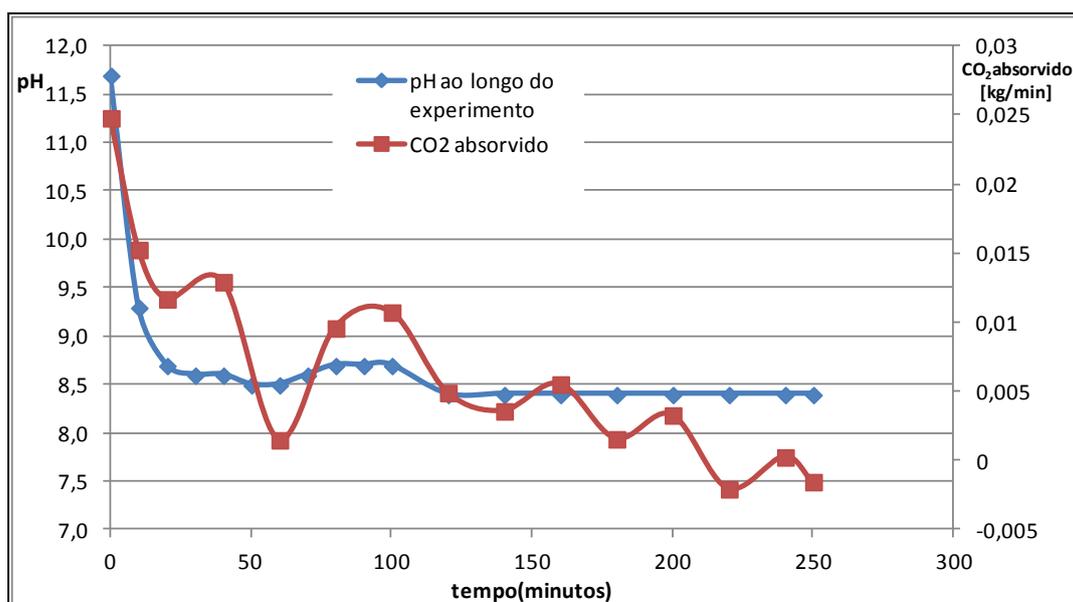


Figura 4.6 – Evolução do pH e do fluxo de absorção de CO₂ no experimento 22.

Outro experimento bastante esclarecedor foi o de número 2, realizado na fase preliminar de ajuste dos equipamentos. A singularidade foi o desenvolvimento em quatro etapas em sequência com interrupções variando de dois a sete dias com um tempo total de reação de 315 minutos. Pode ser visto seu cabeçalho na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Cabeçalho do experimento 2, realizado em quatro etapas .

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 2		
DATA 21/9/2011	Temperatura 27°C	Torre de spray
LAMA/Água 27%pp	BICO CENTRÍFUGO	Quant. 4
Vazão gás 0,0293 m ³ /s	Vazão de liq. 0,44 L/s	pH início 12,3

Podemos observar na Figura 4.7 que, ao ser interrompida a carbonatação, o pH sobe mas para um patamar abaixo do original. Observando sob outro ponto de vista, pode ser considerado que o experimento foi realizado ao longo de 13 dias e isto permitiu um maior consumo dos íons alcalinos como podemos observar no comportamento do pH de estabilização em frasco fechado, mostrado na Figura 4.8, que se estabiliza a partir de 275 dias.

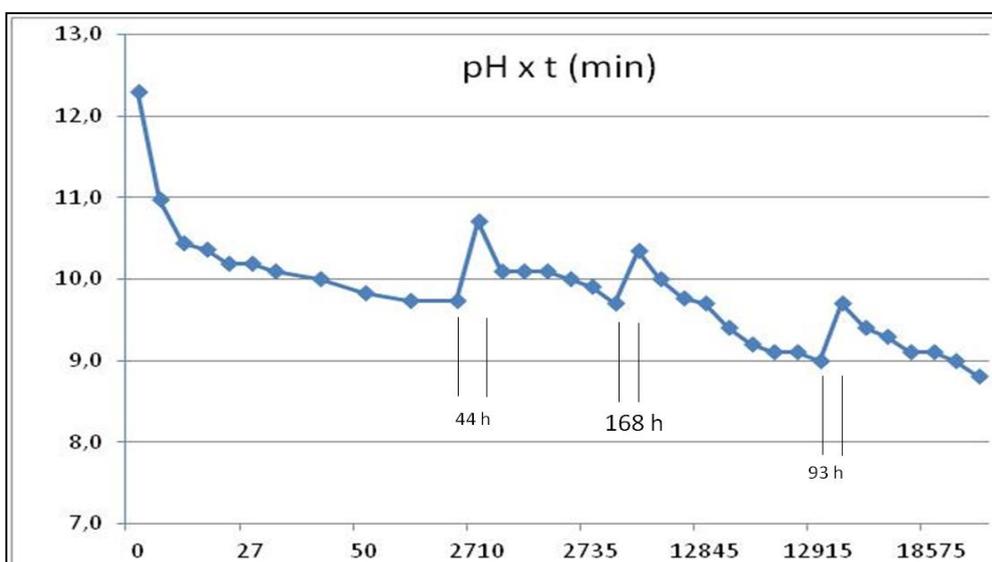


Figura 4.7 – Gráfico da evolução do pH durante o experimento de número 2.

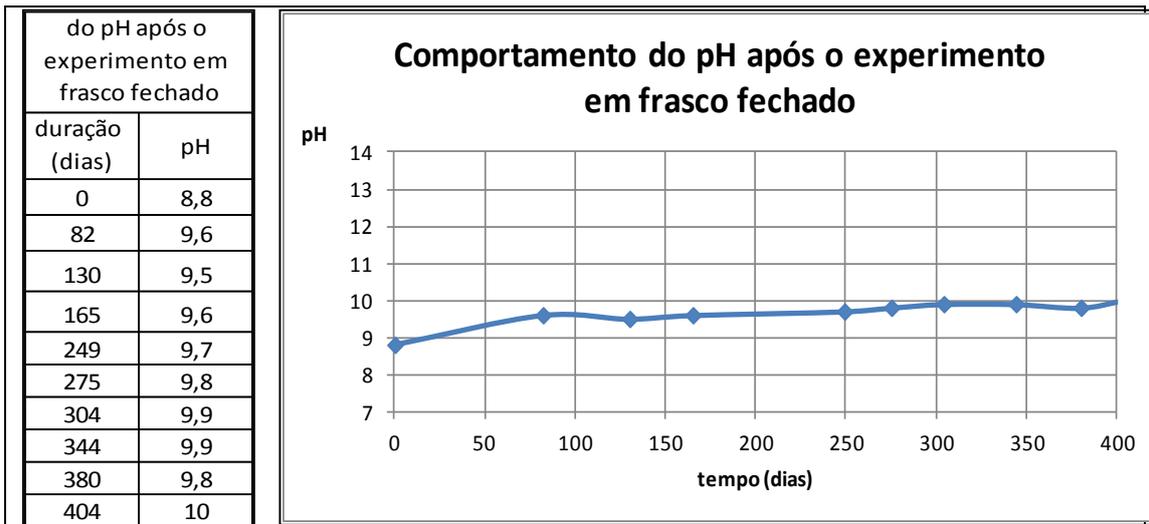


Figura 4.8 – Evolução do pH de longo prazo do experimento 2 em frasco fechado.

Outro experimento que pode ser destacado é o de número 11, realizado com o sobrenadante do RB. Neste experimento realizado na torre de recheios randômicos ao longo de 80 minutos, o pH se estabiliza rapidamente a partir dos 20 minutos conforme mostra a Figura 4.9.

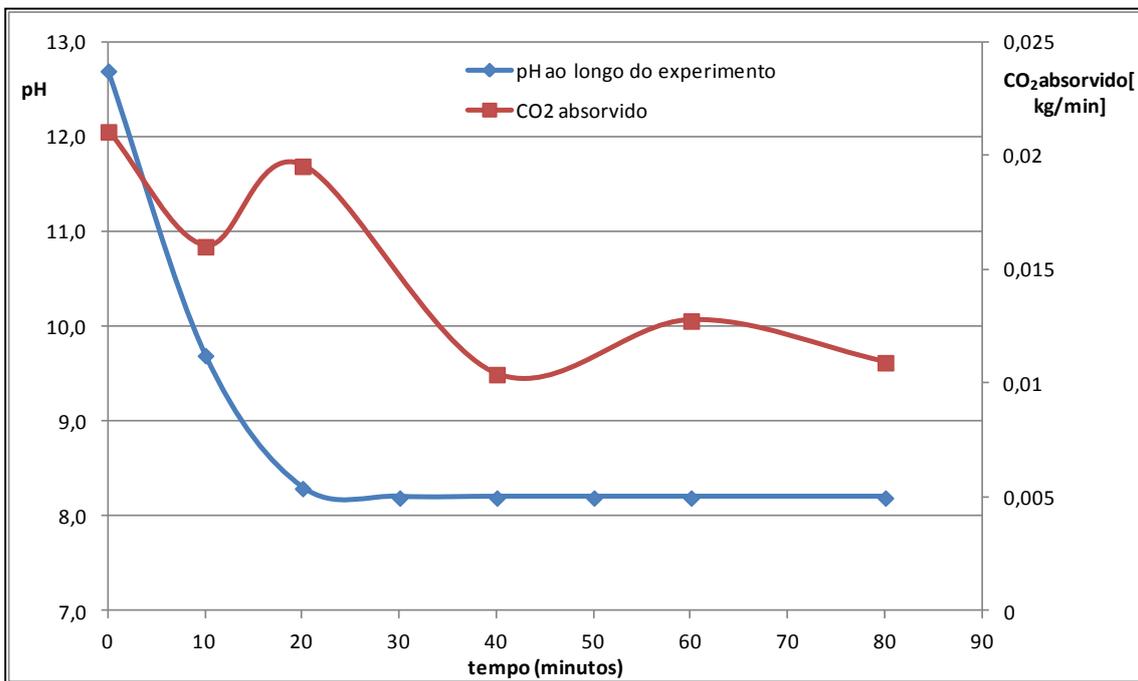


Figura 4.9 – Evolução do pH durante o experimento 11.

Após o experimento, como pode ser observado na Figura 4.10 o pH volta ao ponto de origem ao fim de 68 dias.

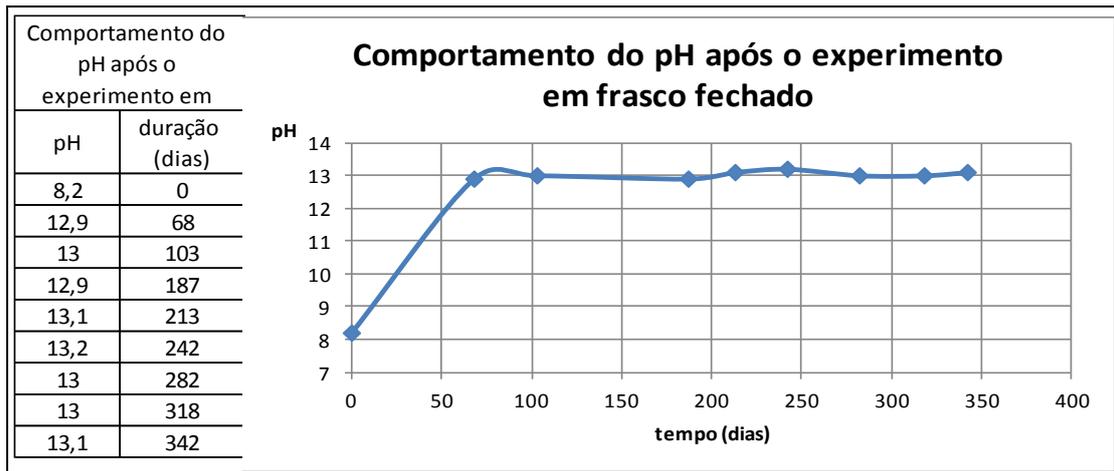


Figura 4.10 – Evolução do pH de estabilização em frasco fechado do experimento 11.

4.2 – COMPARAÇÃO DOS EXPERIMENTOS

Na Tabela 4.8 podemos observar um resumo dos dados colhidos durante os vinte e cinco experimentos. Na terceira e quarta coluna a partir da esquerda, temos o pH inicial e final de cada experimento. Na quinta coluna temos a última medição de pH da amostra do material reagido conservada em frasco fechado. Na sexta coluna a quantidade de minutos que durou a carbonatação. Na sétima a quantidade de CO₂ capturado em kg. Na oitava a conversão da sétima coluna para kg CO₂ por tonelada de RB seco.

Tabela 4.8 – Compilação dos resultados dos 25 experimentos.

	Experimento	pH ini	pH fim	pH longo	minutos	JΔCO ₂ -min	kg CO ₂ /ton	E-D	E-D s/sobr
1	Recheio, Sela, T. amb., Suspensão	12,0	8,8	10,8	120			2	2
2	Aspersão, Suspensão, 1 nível, T. amb.	12,3	8,8	10,0	315			1,2	1,2
3	Recheio, Sela, Suspensão, T. amb.	12,5	8,7	10,4	100			1,7	1,7
4	Aspersão, Suspensão, 1 nível, T. amb.	12,0	9,5	10,7	140			1,2	1,2
5	Aspersão, Suspensão, 1 nível, T. amb.	12,5	8,9	10,7	140	1,22	33,0	1,8	1,8
6	Recheio, Sela, Suspensão, T. amb.	12,6	8,5	10,5	120	1,26	33,9	2	2
7	Aspersão, Sobrenadante, 1 nível, T. amb.	12,8	8,4	11,7	90	1,40	37,9	3,3	
8	Aspersão, Suspensão, 1 nível, T. aquecida.	12,3	8,9	10,6	100	2,21	59,7	1,7	1,7
9	Aspersão, Suspensão, 2 níveis, T. amb.	12,3	9,1	10,7	120	1,97	53,3	1,6	1,6
10	Aspersão, Sobrenadante, 2 níveis, T. aquecida.	12,8	8,8	12,9	90	0,59	16,1	4,1	
11	Recheio, Sela, Sobrenadante, T. amb.	12,7	8,2	13,1	80	1,13	30,6	4,9	
12	Recheio, Sela, Suspensão, T. aquecida.	12,6	9,2	10,8	90	1,84	49,8	1,6	1,6
13	Recheio, Estruturado, Suspensão, T. amb.	12,6	8,6	10,4	80	1,70	45,9	1,8	1,8
14	Recheio, Estruturado, Sobrenadante, T. aquecida.	12,5	8,3	12,3	90	0,88	23,9	4	
15	Recheio, Estruturado, Suspensão, T. amb.	12,9	8,5	10,6	90	1,66	44,9	2,1	2,1
16	Recheio, Estruturado, Suspensão, T. amb.	12,9	7,8	10,6	90	1,32	35,6	2,8	2,8
17	Recheio, Estruturado, Suspensão, T. resfriada.	12,7	8,2	10,6	90	1,69	45,7	2,4	2,4
18	Recheio, Estruturado, Suspensão, T. amb.	12,4	8,1	10,2	100	1,33	35,9	2,1	2,1
19	Aspersão, Suspensão, 2 níveis, T. amb.	12,7	8,3	10,6	100	1,76	47,6	2,3	2,3
20	Recheio, Sela, Suspensão, T. amb.	13,1	7,2	10,6	100	1,27	34,2	3,4	3,4
21	Recheio, Sela, Suspensão, T. amb.	12,4	8,4	10,3	180	1,94	52,4	1,9	1,9
22	Recheio, Estruturado, Suspensão, T. amb.	11,7	8,4	10,5	250	1,49	40,2	2,1	2,1
23	Recheio, Sela, Suspensão, T. amb.	12,9	8,6	10,3	240	2,00	54,0	1,7	1,7
24	Recheio, Sela, Suspensão, T. amb.	12,8	7,8	10,3	400	2,89	78,1	2,5	2,5
25	Aspersão, Suspensão, 2 níveis, T. amb.	11,7	8,7	9,9	520	3,79	102,5	1,2	1,2

Experimentos com suspensão de RB	
Experimentos com sobrenadante de RB	
Experimentos preliminares com suspensão	
Torre de aspersão	
Torre de selas randômicas	
Torre de recheio estruturado	

4.2.1 - Diferença Entre Torres Incluindo Custo Benefício

Conforme pode ser observado na tabela comparativa dos experimentos (Tabela 4.9), na comparação do desempenho das torres (Tabela 4.9) e no gráfico comparativo das médias de cada torre (Figura 4.11), há uma evolução mais rápida na reação na torre de recheio estruturado seguida pela torre de recheio de selas randômicas. Entretanto este fato não se reflete no pH de longo prazo. Apesar de haver uma vantagem de três décimos de ponto de pH esta diferença se encontra dentro do desvio padrão. De acordo com a análise estatística a influência da variável tipo de torre está no limite do erro para uma confiança de 95%. Sob o aspecto de custo benefício, as torres de recheio têm custo substancialmente mais elevado além de necessitarem de limpeza química o que gera outro resíduo a ser tratado e, portanto um maior impacto ambiental.

Tabela 4.9 – Comparação do desempenho das torres excluindo sobrenadante.

Torre	pH longo	pH longo – pH final experim.	Desvio padrão
Aspersão	10,5	1,6	0,4
Selas randômicas	10,5	2,0	0,6
Recheio estruturado	10,5	2,2	0,3

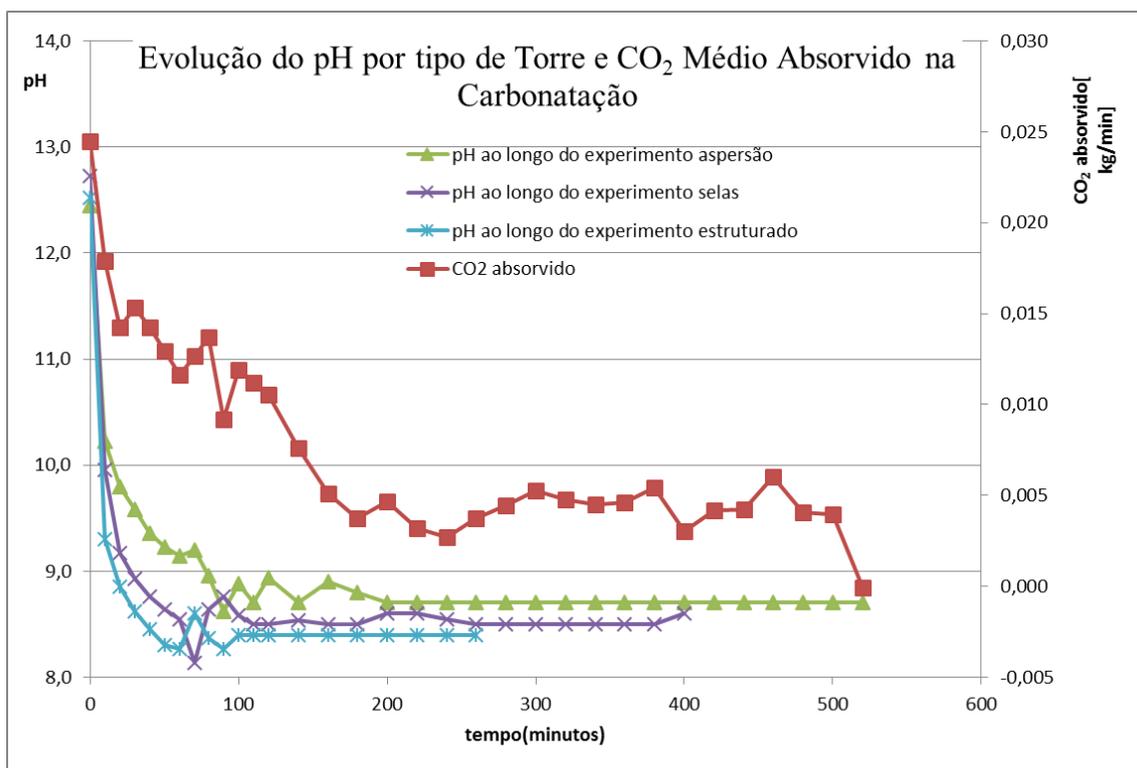


Figura 4.11 – Gráfico comparativo das médias de evolução do pH por tipo de torre e CO₂ médio absorvido.

4.2.2 – Evolução do pH de Estabilização em Frasco Fechado

Na Figura 4.12, pode ser observado na linha verde mais baixa, o experimento de número 2, cujo gráfico de reação foi mostrado na Figura 4.7. Este foi um experimento único que foi desenvolvido em diversas etapas em sequência com intervalos variando de dois a sete dias. Este experimento claramente tem um comportamento diferenciado do pH, com sua estabilização em um patamar cerca de 0,7 pontos abaixo da média.

Nos demais experimentos, mostrados na mesma Figura 4.12, podemos observar claramente dois grupos de experimentos:

- No primeiro, composto de quatro experimentos na parte superior do gráfico, temos as quatro carbonatações realizadas com o sobrenadante do RB. Uma vez que a maior parte da alcalinidade do RB se encontra na parte sólida, o pH

praticamente volta ao ponto original. Fica evidente que a não circulação dos sólidos do RB juntamente com o sobrenadante dificulta substancialmente a reação do CO_2 com os íons alcalinos presentes na parte sólida.

- O segundo, composto dos demais vinte experimentos tem comportamento bastante similar entre si, mostrando poucas diferenças em relação ao tipo de equipamento e ao tempo de reação. O pH médio se mostra estabilizado em 10,5.

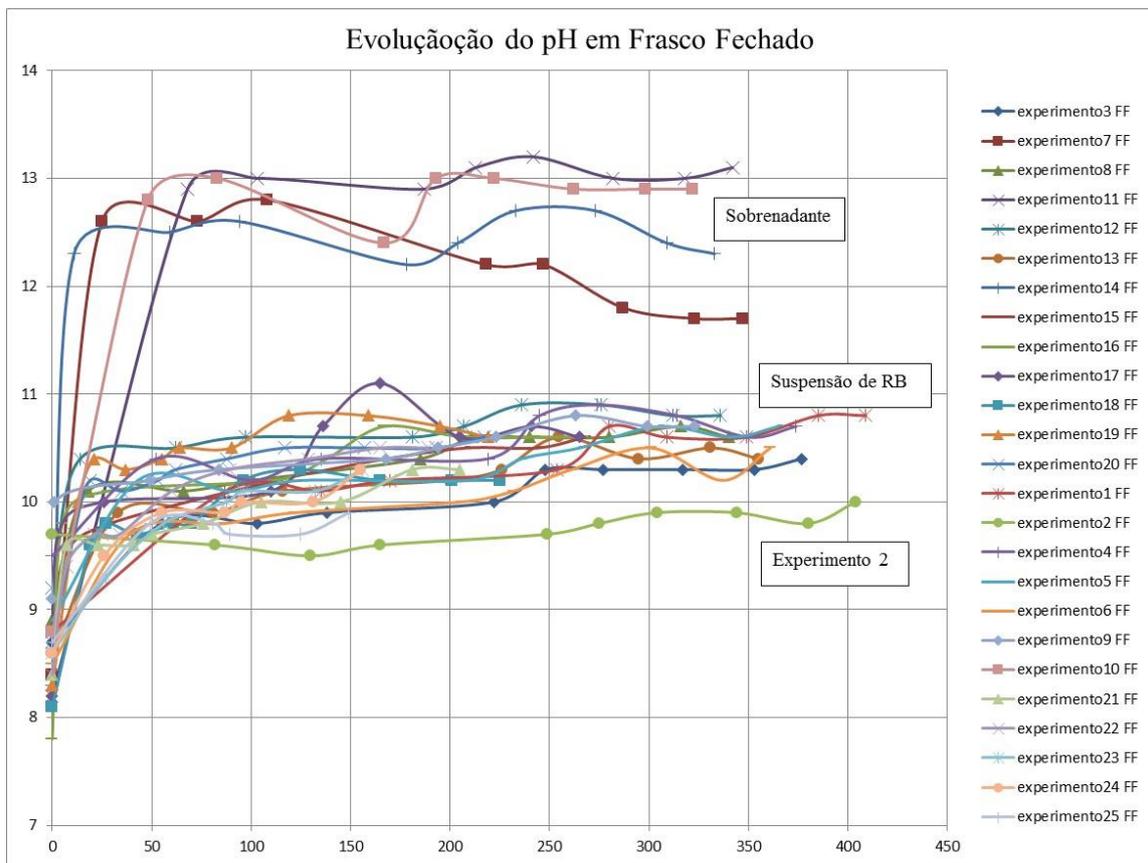


Figura 4.12 – Gráfico da evolução do pH das amostras de RB carbonatado conservadas em frasco fechado.

Após o início da observação do comportamento das amostras de RB reagido, foi decidido começar a monitorar uma segunda amostra, conservada em frasco aberto, em contato livre com a atmosfera. Este procedimento foi adotado a partir do experimento 18 até o 25. Podemos observar que o pH tem uma subida inicial acentuada e tende a estabilizar após cerca de 200 dias.

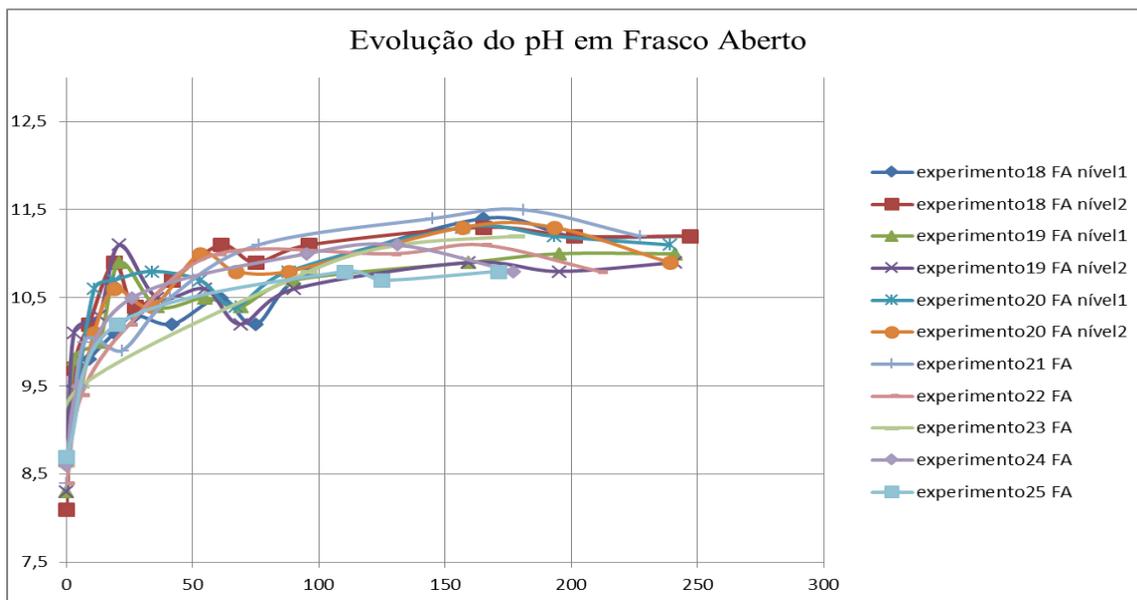


Figura 4.13 – Gráfico da evolução do pH das amostra de RB carbonatado conservadas em frasco aberto.

Por outro lado, podemos observar na Figura 4.14 o gráfico da evolução média do pH após a carbonatação, das 21 amostras com suspensão de RB em frasco fechado comparado com a evolução média do pH após a carbonatação das sete amostras em frasco aberto. A estabilização se dá em um patamar superior na média das amostras em frasco aberto em relação ao fechado. Consideramos que a justificativa deste comportamento se dá pela reversão da reação de carbonatação. No frasco fechado forma-se uma pressão parcial de CO_2 maior e esta inibe a reversão. No frasco aberto não há esta restrição e a estabilização se dá num patamar superior.

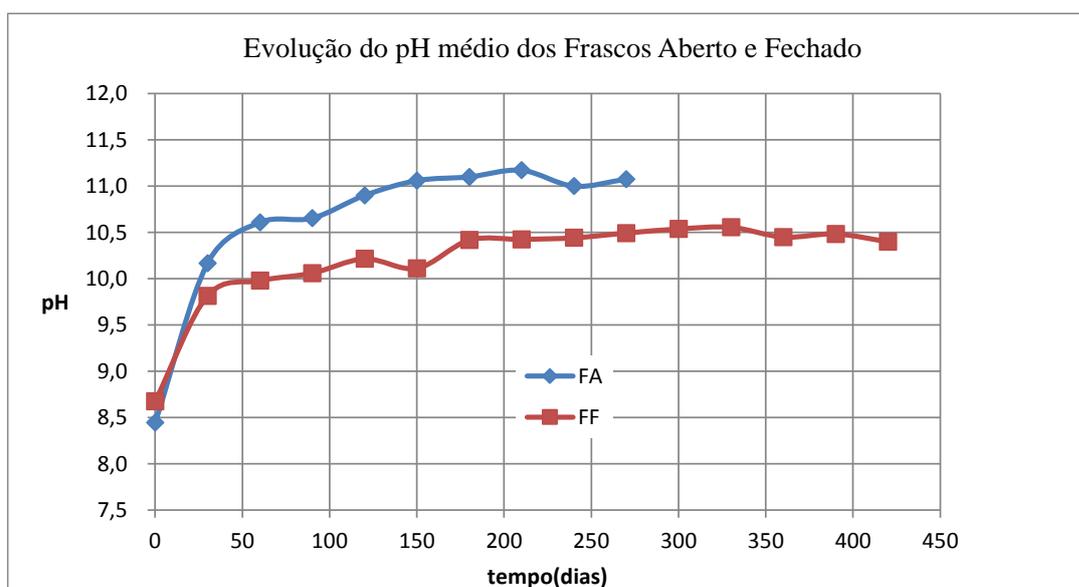


Figura 4.14 - Evolução do pH médio após os experimentos com RB em frascos tampados e abertos.

4.3 – RESULTADOS DE EXPERIMENTOS COM CARACTERÍSTICAS ESPECIAIS

4.3.1 – Experimento com Aquecimento

Foram realizados quatro experimentos com aumento da temperatura conforme descrito no item 3.3.3. Para este fim foram utilizadas resistências elétricas num total de 8,4 kW, imersas na suspensão de RB, permitindo a troca de calor através de convecção. A temperatura atingida variou entre 46 e 75°C, entretanto não foi observada alteração no pH de estabilização. A análise estatística também não indicou influência significativa. Dentro das faixas pesquisadas temperatura (26 ± 2 ; 35 ± 7 °C ou 50 ± 7 °C), não foi observada influência acima do erro na variável de controle.

4.3.2 – Experimento com Baixa Temperatura

Foi planejado um experimento (17) com baixa temperatura. Para este fim foram utilizados cerca de 90 kg de gelo, sendo uma parte substituindo a água da suspensão (80 L) e outra parte em contato com a suspensão para troca de calor através de convecção. Devido a temperatura ambiente, a temperatura atingida permaneceu entre 23 e 27°C, o que foi acima do planejado originalmente. Nestas condições não foi observado impacto no pH de estabilização.

4.3.3 – Experimento de Absorção de SO₂

Foi realizada uma avaliação da captura de SO₂ em paralelo com os experimentos 18, 19 e 20 (uma em cada tipo de torre). Foi injetado SO₂ engarrafado em quantidades variando de 100 a 700 ppm e as torres tiveram o desempenho mostrado na Tabela 4.10.

Tabela 4.10 – Experimento de captura de SO₂ em paralelo com gás de combustão.

Torre	SO ₂ médio na entrada (ppm)	Desvio padrão (ppm)	SO ₂ médio na exaustão (ppm)	Desvio padrão (ppm)	% Capturado
Aspersão	246	88	15	5	94
Recheio Selas	134	84	21	13	84
Recheio Estruturado	488	203	82	10	83

Conforme pode ser observado na tabela 4.10, a torre de aspersão apresentou os melhores resultados na captura de SO₂, seguida pela torre de selas randômicas e em terceiro lugar a torre de recheio estruturado. É importante destacar que as três torres capturaram o SO₂ de maneira bastante eficiente.

4.4 – ANÁLISES DE DIFRAÇÃO E FLUORESCÊNCIA DE RAIOS X

4.4.1 – Difração de Raios X do RB

Na Figura 4.15 pode ser visto o difratograma do RB da Alunorte, utilizado nesse trabalho. De um modo geral, podemos identificar e classificar os minerais presentes na amostra de RB em duas categorias. Na primeira, aqueles provenientes da própria bauxita, tais como: a gibsita (G), hematita (He), goetita (Go), anatásio (A), quartzo (Qz) e pequenos traços do argilomineral caulinita (Ka). Na segunda categoria aqueles formados durante o processo Bayer, tais como o aluminato de tricálcio (C3A), a sodalita (So) e a cancrenita (Ca), que são zeólitas do sódio.

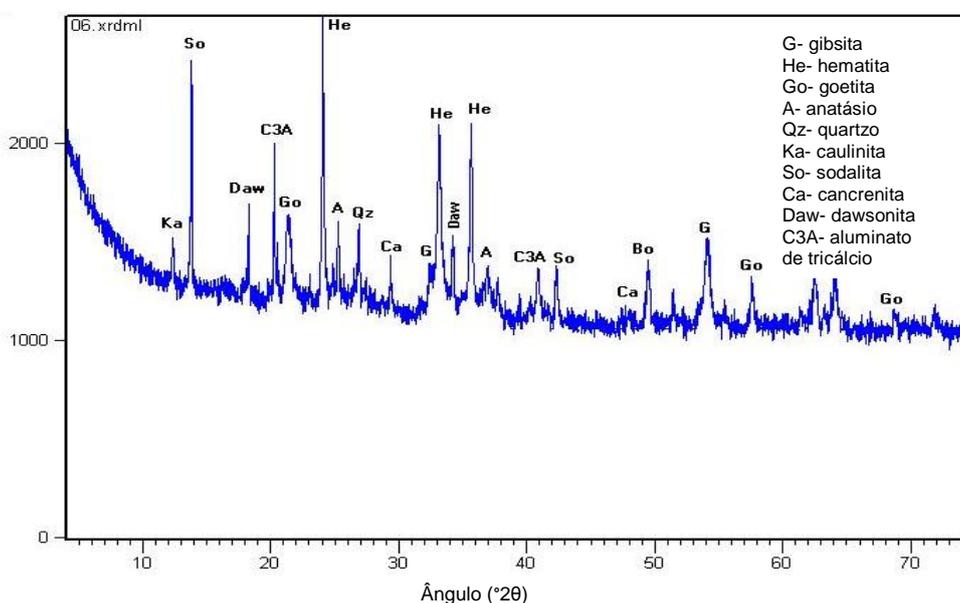


Figura 4.15 - Difração de raios X da amostra de RB não reagido da Alunorte. Fonte: autor.

Foram comparadas as análises por difração de raios X de amostras de RB carbonatado e não reagido, mostradas na Figura 4.16.

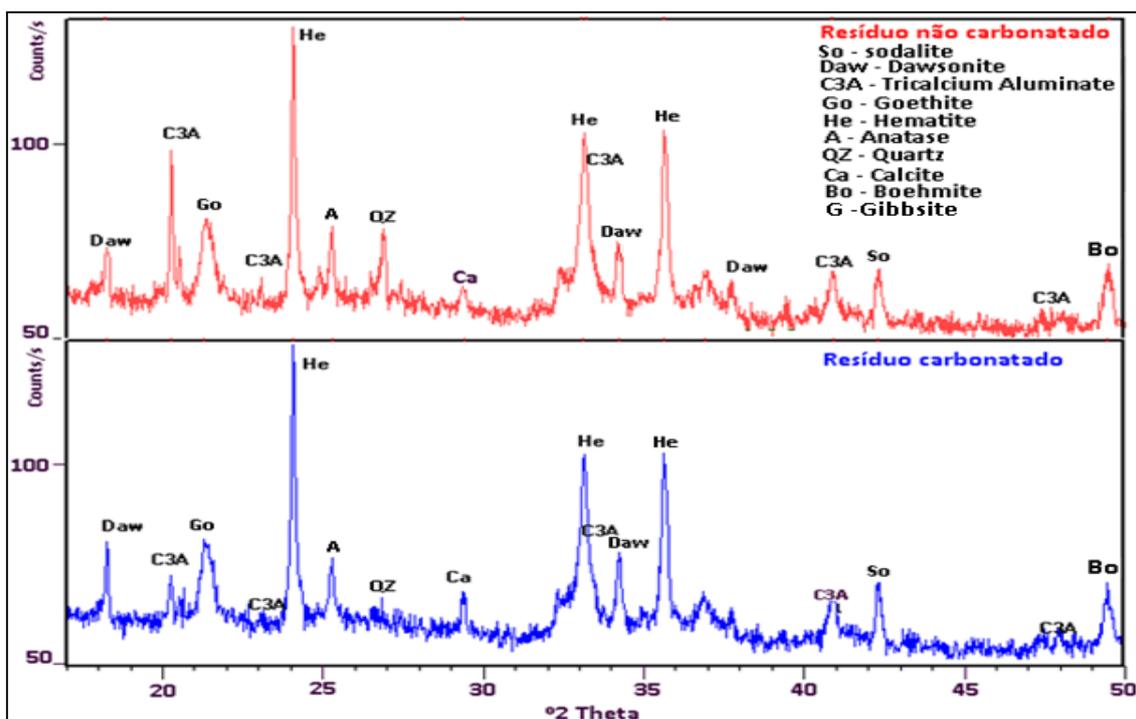


Figura 4.16 - Comparação dos difratogramas do RB não reagido e carbonatado.

Podemos observar na comparação dos difratogramas mostrados na Figura 4.16 a diminuição dos picos de aluminato de tricálcio identificado pelos picos em 21°; 33,2°; 41° e 47,6°. Este fato indica a dissolução do aluminato de tricálcio durante o processo de carbonatação. Observamos também o aumento dos picos referentes a dawsonita picos ~18° e 34,4° e carbonato de cálcio (calcita) 29,3777° 2θ [3,04034 Å] mostrando a formação destes cristais. Estas mudanças estão de acordo com o descrito por Khaitan *et al.* (2009).

4.4.2 - Fluorescência de Raios X

Foram realizadas três análises semiquantitativas de RB carbonatado e uma do RB não reagido conforme as Tabelas 4.11 e 4.12.

Tabela 4.11 - Resultado das análises semiquantitativas de Fluorescência de raios X.

	RB não reagido (%)	RB Experim. 12 (%)	RB Experim. 15 (%)	RB Experim. 25 (%)
P ₂ O ₅	0,10	0,11	<0,1	<0,1
ZrO ₂	0,69	0,84	0,20	0,16
CaO	1,08	1,31	1,36	1,07
TiO ₂	4,16	4,64	3,41	2,90
Na ₂ O	14,37	13,90	15,72	14,51
SiO ₂	18,30	18,95	19,57	18,13
Al ₂ O ₃	25,43	25,58	26,48	23,12
Fe ₂ O ₃	29,98	31,27	28,22	25,73
PF	5,50	3,00	4,70	14,00
Outros	0,40	0,41	0,25	0,28

Podemos observar a presença de Ca sempre em valores menores que 1,5%.

Tabela 4.12 - Valores menores das análises semiquantitativas de fluorescência de raios X

	RB não reagido PPM	Experim. 12 PPM	Experim. 15 PPM	Experim. 25 PPM
Cr	315	245	396	418
Co	252	212	189	124
Ni	11	12	<10	15
Cu	120	128	46	241
Zn	13	78	39	85
Rb	<10	<10	-	-
Sr	77	70	124	127
Y	12	17	24	24
Zr	2183	2309	760	872
Nb	135	138	117	116
Ba	162	175	189	175
Pb	70	69	84	84
Mn	593	599	454	392
Ga	59	54	71	79
U	11	11	<10	<10

Devemos observar a ausência completa de Th e a presença de U abaixo ou ligeiramente acima do limite de detecção, o que confirma a avaliação da inexistência do problema de radioatividade, descrito por Somlai *et al.*(2008), no RB utilizado. Esta é uma avaliação importante uma vez que em alguns RB provenientes de outros países foram encontrados níveis acima dos limites o que impede determinados usos do RB .

4.5 – AVALIAÇÕES REALIZADAS PARA VIABILIZAR OS DEMAIS EXPERIMENTOS

4.5.1 - Comportamento Reológico da Suspensão de RB

Para determinar o teor ideal de dispersante hexametáfosfato de sódio capaz de reduzir a decantação da suspensão de água em RB e diminuir a potência do bombeamento foram realizados ensaios de defloculação da RB, foram realizados ensaios em rotações de 3 a 200 RPM para minimizar o efeito de parede.

A figura 4.17 mostra a variação da viscosidade da RB em função do teor de defloculante para as rotações de 4 e 5 RPM. Os resultados estão de acordo com a literatura (FARIAS *et al.*, 1997 e SANTOS, 1975), 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.

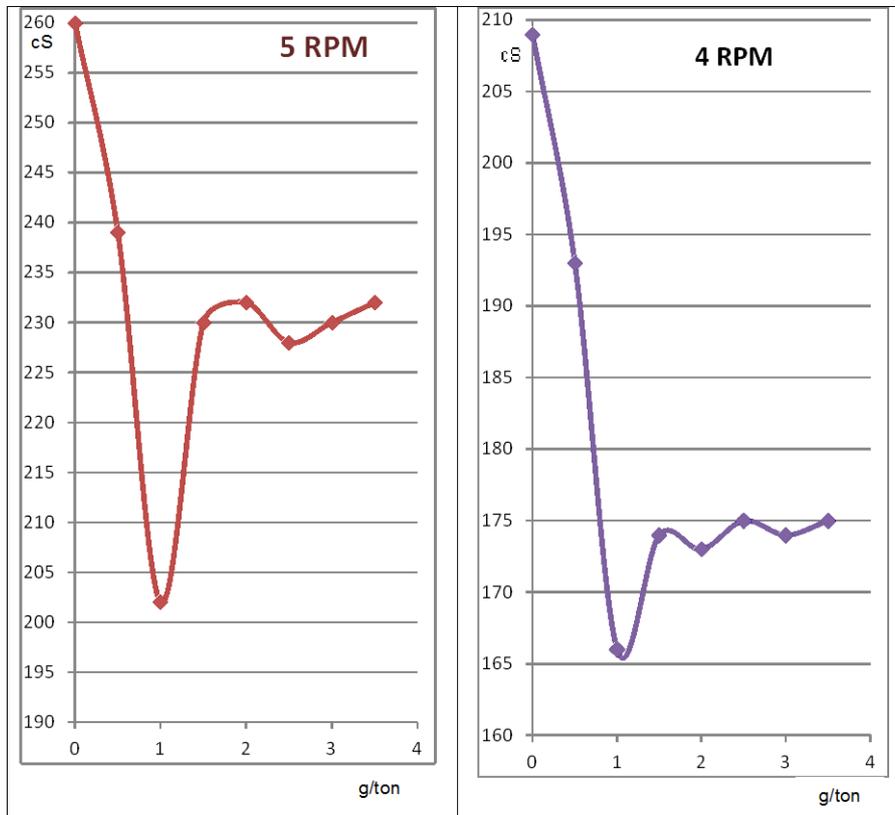


Figura 4.17 – Variação da viscosidade em função do teor de defloculante.

De acordo com Farias *et al.* (1997) utilização de hexametáfosfato também se caracteriza pela ação inerte do defloculante, que não modifica as propriedades químicas do RB.

A ação do hexametáfosfato de sódio como defloculante no RB é evidente mesmo para concentração muito baixa.

4.5.2 – Decantação

Foi realizado um experimento de decantação com a adição de diferentes teores de sulfato de alumínio (0,0; 5,0 e 10,0 g/ton de RB base seca) a fim de facilitar a realização do experimento de carbonatação com o sobrenadante do RB. A Figura 4.18 mostra o resultado após 12 horas de decantação.

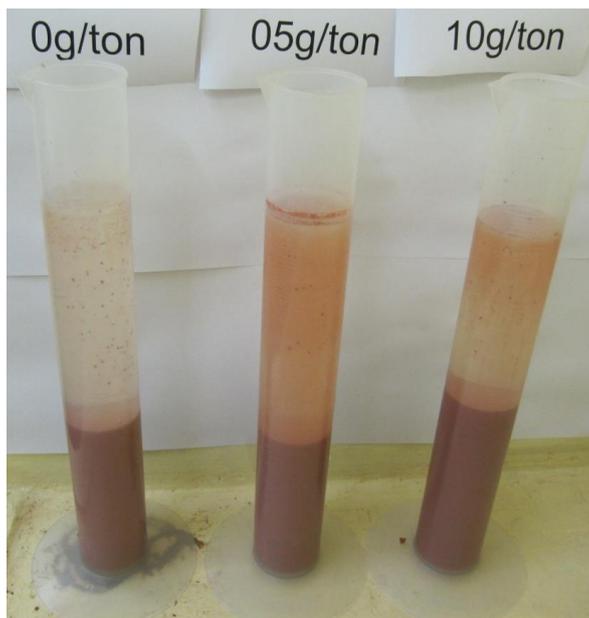


Figura 4.18 – Experimento de decantação com diferentes teores de sulfato de alumínio

4.6 – USO DO PROGRAMA STATISTICA 7 PARA ANÁLISE DOS RESULTADOS E GERAÇÃO DE MODELO EMPÍRICO

No gráfico de Pareto mostrado na Figura 4.19 fica bastante clara a influência predominante da variável meio de absorção no resultado do pH de longo prazo. Ou seja, o fato de utilizar a suspensão de RB como um todo ou somente o sobrenadante é o principal fator que tem impacto significativo no resultado que é o pH de longo prazo.

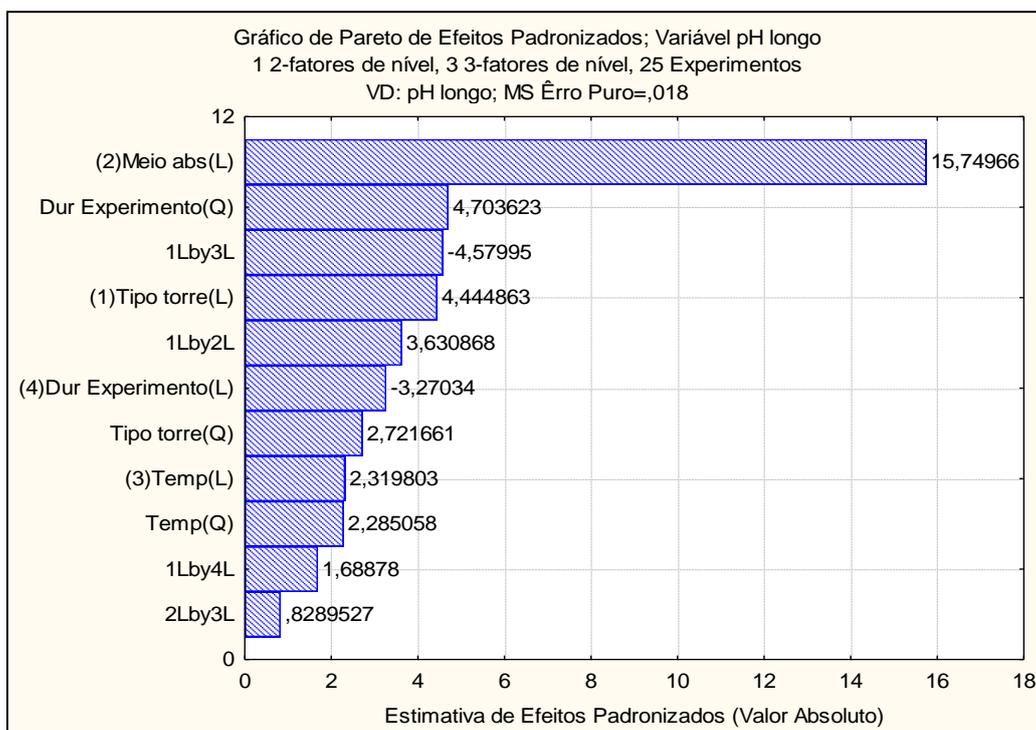


Figura 4.19 – Gráfico de Pareto mostrando o impacto das variáveis e suas interações.

No gráfico da superfície de resposta, mostrado na Figura 4.20 é possível observar que o meio de absorção apresenta impacto significativo enquanto a duração do experimento permanece o tempo todo na cor verde. Uma outra maneira de analisar a influência de cada variável são os perfis para valores previstos e desejabilidade mostrados na Figura 4.21. Nela é possível observar que o gráfico referente ao meio de absorção apresenta inclinação bastante acentuada mostrando o impacto de sua alteração.

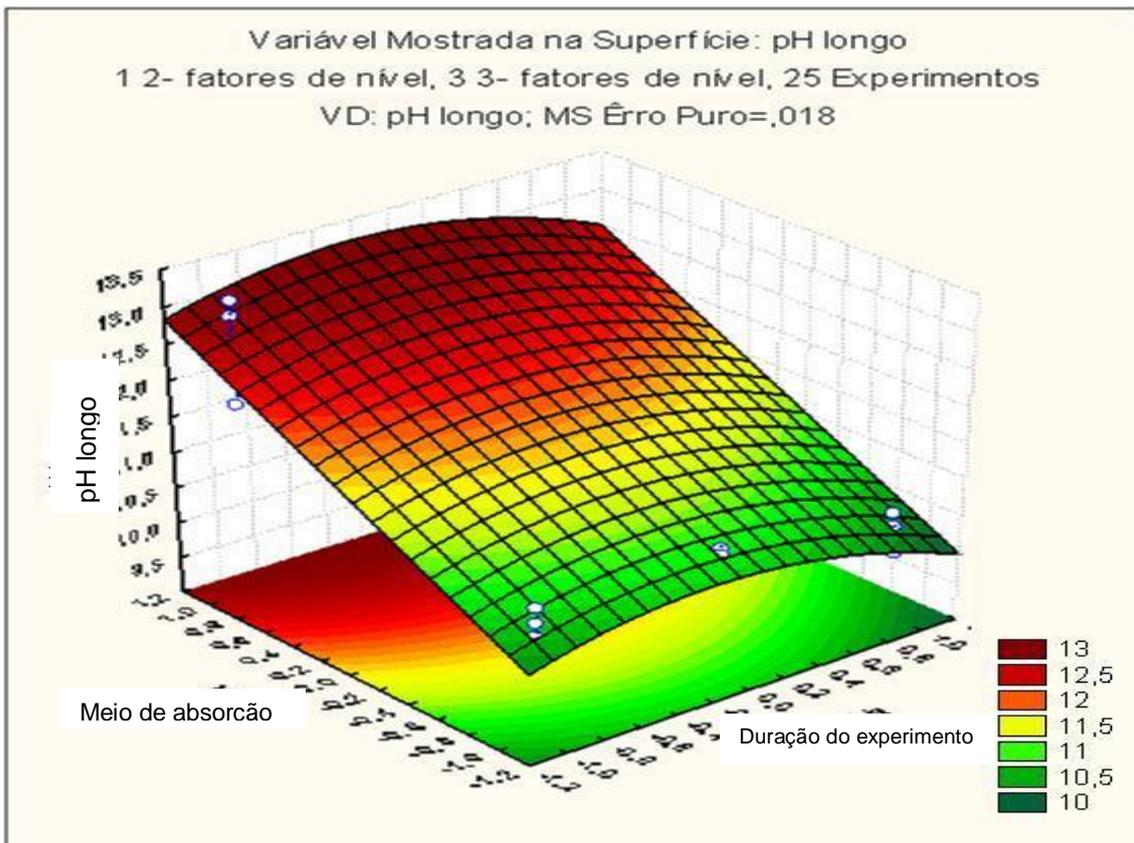


Figura 4.20 – Gráfico mostrando a superfície de resposta do pH longo.

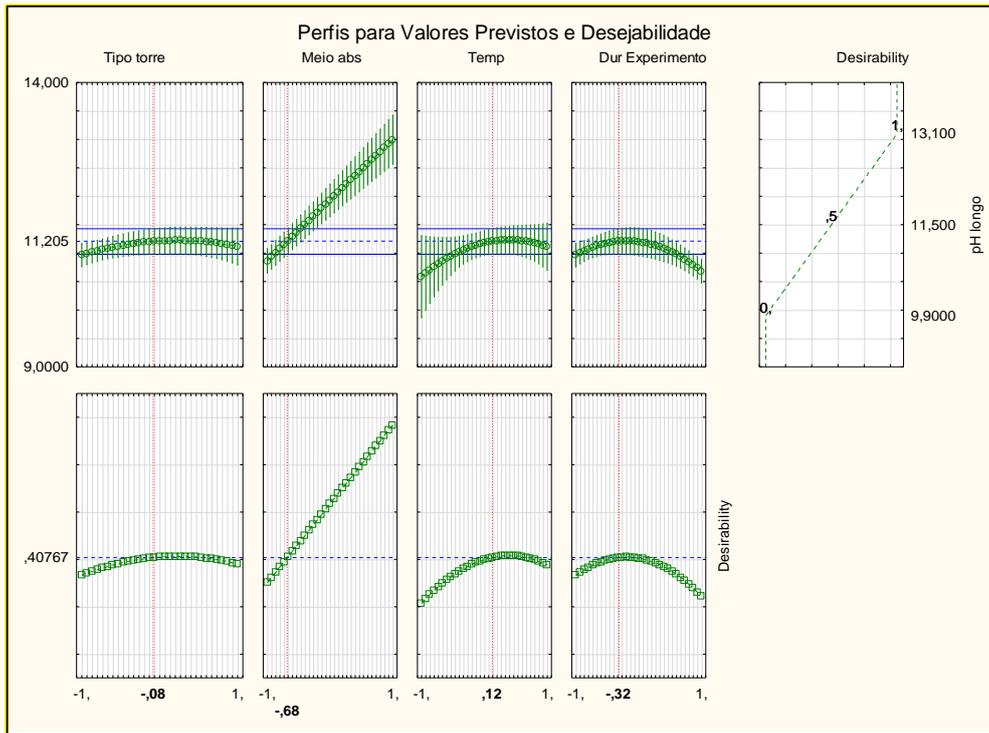


Figura 4,21 – Perfis para valores previstos e desejabilidade, com o impacto de cada variável.

Na Figura 4.22, é mostrada a tela do cálculo dos coeficientes de regressão que permitem montar a equação do modelo empírico (equação 4.1).

Effect Estimates; Var.:pH longo; R-sqr=.9431; Adj.:89496 (Dez28 2012.sta)										
1 2-level factors, 3 3-level factors, 25 Runs										
DV: pH longo; MS Pure Error=.018										
Factor	Effect	Std.Err. Pure Err	t(10)	p	-99,% Cnf.Limt	+99,% Cnf.Limt	Coeff.	Std.Err. Coeff.	-99,% Cnf.Limt	+99,% Cnf.Limt
Mean/Interc.	11,33631	0,102593	110,4982	0,000000	11,01117	11,66146	11,33631	0,102593	11,01117	11,66146
(1)Tipo torre(L)	0,73199	0,164681	4,4449	0,001245	0,21007	1,25391	0,36599	0,082341	0,10503	0,62695
Tipo torre(Q)	0,16970	0,062353	2,7217	0,021499	-0,02791	0,36732	0,08485	0,031177	-0,01396	0,18366
(2)Meio abs(L)	2,15336	0,136724	15,7497	0,000000	1,72004	2,58668	1,07668	0,068362	0,86002	1,29334
(3)Temp (L)	0,52689	0,227126	2,3198	0,042787	-0,19294	1,24671	0,26344	0,113563	-0,09647	0,62336
Temp (Q)	0,32972	0,144295	2,2851	0,045394	-0,12759	0,78703	0,16486	0,072148	-0,06379	0,39352
(4)Dur experim(L)	-0,26900	0,082255	-3,2703	0,008425	-0,52969	-0,00831	-0,13450	0,041128	-0,26485	-0,00416
Dur experim(Q)	0,37446	0,079612	4,7036	0,000837	0,12215	0,62678	0,18723	0,039806	0,06108	0,31339
1L by 2L	0,53065	0,146149	3,6309	0,004606	0,06746	0,99383	0,26532	0,073074	0,03373	0,49692
1L by 3L	-1,33871	0,292297	-4,5800	0,001011	-2,26508	-0,41234	-0,66935	0,146149	-1,13254	-0,20617
1L by 4L	0,17955	0,106318	1,6888	0,122148	-0,15740	0,51650	0,08977	0,053159	-0,07870	0,25825
2L by 3L	0,16072	0,193884	0,8290	0,426475	-0,45375	0,77519	0,08036	0,096942	-0,22687	0,38760

Effect Estimates; Var.:pH longo; R-sqr=.9431; Adj.:89496 (Dez28 2012.sta)										
1 2-level factors, 3 3-level factors, 25 Runs										
DV: pH longo; MS Pure Error=.018										
Factor	Effect	Std.Err. Pure Err	t(10)	p	-95,% Cnf.Limt	+95,% Cnf.Limt	Coeff.	Std.Err. Coeff.	-95,% Cnf.Limt	+95,% Cnf.Limt
Mean/Interc.	11,33631	0,102593	110,4982	0,000000	11,10772	11,56490	11,33631	0,102593	11,10772	11,56490
(1)Tipo torre(L)	0,73199	0,164681	4,4449	0,001245	0,36505	1,09892	0,36599	0,082341	0,18253	0,54946
Tipo torre(Q)	0,16970	0,062353	2,7217	0,021499	0,03077	0,30864	0,08485	0,031177	0,01539	0,15432
(2)Meio abs(L)	2,15336	0,136724	15,7497	0,000000	1,84872	2,45800	1,07668	0,068362	0,92436	1,22900
(3)Temp (L)	0,52689	0,227126	2,3198	0,042787	0,02082	1,03296	0,26344	0,113563	0,01041	0,51648
Temp (Q)	0,32972	0,144295	2,2851	0,045394	0,00821	0,65123	0,16486	0,072148	0,00411	0,32562
(4)Dur experim(L)	-0,26900	0,082255	-3,2703	0,008425	-0,45228	-0,08573	-0,13450	0,041128	-0,22614	-0,04286
Dur experim(Q)	0,37446	0,079612	4,7036	0,000837	0,19708	0,55185	0,18723	0,039806	0,09854	0,27592
1L by 2L	0,53065	0,146149	3,6309	0,004606	0,20501	0,85629	0,26532	0,073074	0,10250	0,42814
1L by 3L	-1,33871	0,292297	-4,5800	0,001011	-1,98999	-0,68743	-0,66935	0,146149	-0,99499	-0,34371
1L by 4L	0,17955	0,106318	1,6888	0,122148	-0,05734	0,41644	0,08977	0,053159	-0,02867	0,20822
2L by 3L	0,16072	0,193884	0,8290	0,426475	-0,27128	0,59272	0,08036	0,096942	-0,13564	0,29636

Figura 4.22 – Telas do Statistica 7 mostrando os coeficientes de regressão, o erro e os diferentes intervalos de confiança de cada termo da equação.

Portanto a equação do modelo empírico fica:

$$y = 11,34 + 0,732X_1 + 0,170X_1^2 + 2,153X_2 + 0,527X_3 + 0,330X_3^2 - 0,269X_4 + 0,374X_4^2 + 0,531X_1X_2 - 1,339X_1X_3 + 0,180X_1X_4 + 0,161X_2X_3 \quad (4.1)$$

Onde:

X_1 → Tipo de torre: -1 para aspersão, 0 para recheio de selas e 1 para recheio estruturado.

X_2 → Meio de absorção: -1 para suspensão de RB e 1 para sobrenadante.

X_3 → Temperatura: -1 para rebaixada, 0 para ambiente e 1 para aquecida.

X_4 → Duração do Experimento → -1 para experimentos de 80 à 100 minutos, 0 para 120 à 160 minutos e -1 para 160 à 520 minutos.

Na Figura 4.23 pode-se observar o gráfico dos valores previstos pelo modelo comparados aos valores reais com um erro de 0,018, sendo portanto bastante adequado.

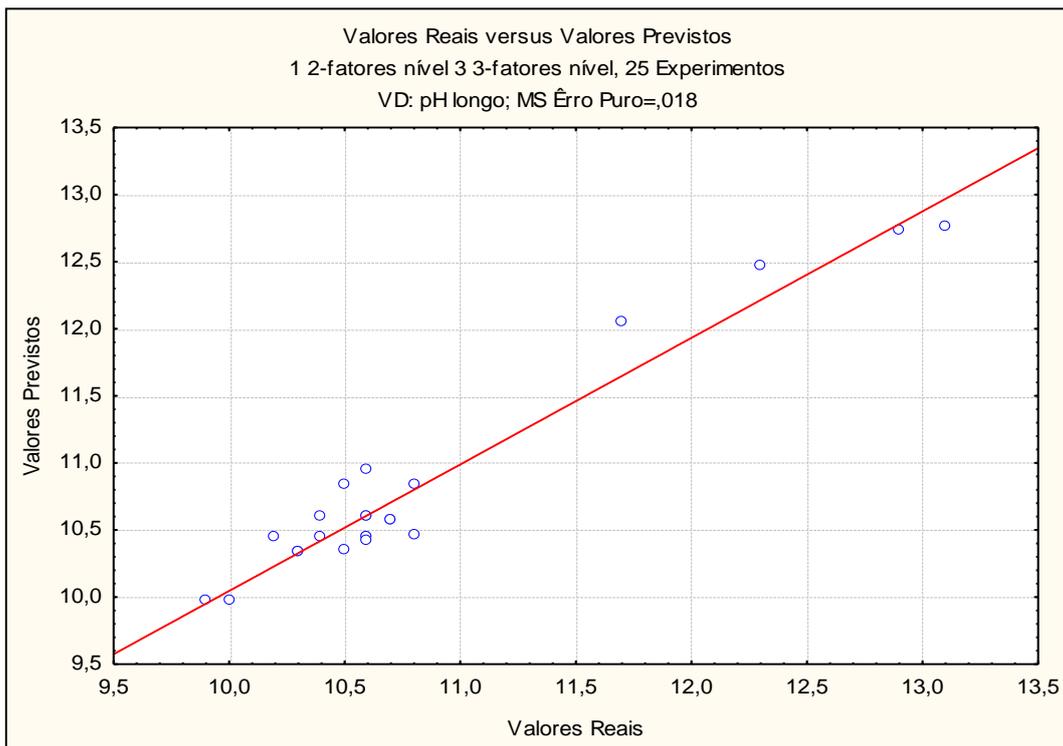


Figura 4.23 – Gráfico dos valores previstos versus reais utilizando a equação de simulação.

CAPÍTULO 5

CONCLUSÕES E SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

5.1 – CONCLUSÕES

- Em futuras aplicações industriais desta tecnologia o uso do sobrenadante separado deve ser descartado. Seu uso implicaria na necessidade de misturar novamente o sobrenadante com o decantado diversas vezes, gerando um desperdício de energia no processo.
- Os sólidos presentes na suspensão são preponderantes na reação com os gases. Este fato fica evidenciado devido ao pH ter subido em média 4.1 pontos (desvio padrão 0.7) após os experimentos com sobrenadante comparado com 1,96 pontos (desvio padrão 0,7) nos experimentos com a suspensão de lama.
- O meio de absorção é claramente a principal variável do processo. A duração do experimento e o tipo de torre ficaram próximos do limite de significância dependendo do intervalo de confiança escolhido.
- Comparando os experimentos das torres de aspersão, recheios randômicos e recheio estruturado, observamos os seguintes resultados de pH de longo prazo: aspersão, média 10.5 (desvio padrão 0,4); recheios randômicos, média 10,5 (desvio padrão 0,6); recheio estruturado, média 10,5 (desvio padrão 0,3). Devido a maior área de contato, a reação ocorre mais rapidamente na torre de recheio estruturado, seguida pela de recheio randômico e por último na de aspersão. A torre de aspersão possui um custo global de capital substancialmente menor para construção, operação e manutenção. Sua manutenção é muito mais simples e do ponto de vista ambiental, ela possui a vantagem de não necessitar limpeza química, o que evita a geração de um novo resíduo. Portanto a torre de aspersão apresenta as melhores características para este processo.
- O fato do pH de longo prazo ter um desvio padrão (0,27) muito menor do que o valor do desvio padrão ao final dos experimentos (0,49) indica claramente que o pH de longo prazo está sendo determinado pela liberação lenta de determinados íons da parte sólida do RB. Ao contrário de exemplos da literatura em outros

experimentos o aluminato de tricálcio não demonstra ser o principal fator pelo baixo teor de Ca mostrado na fluorescência de raios X.

- Os experimentos de suspensão de RB com aquecimento apresentaram uma média para o pH no final de 9,1 e pH de longo prazo 10,4 com um desvio padrão de 0,3. Estes valores estão significativamente acima da média dos experimentos provavelmente causado pela reversão da reação de carbonatação, indicam a necessidade de resfriamento do RB para a temperatura ambiente em uma futura aplicação industrial.
- A comparação do pH de longo prazo com a quantidade de CO₂ absorvido durante o experimento não mostra uma correlação direta. Por outro lado, os experimentos de maior duração coincidem com maior massa de CO₂ absorvida. Estes dois fatores podem ser explicados pelo efeito da reação reversível de carbonatação.
- O principal objetivo deste projeto que foi demonstrar a viabilidade de reagir o RB com os gases provenientes da combustão de fontes fósseis da própria refinaria sem nenhum processamento prévio. Este objetivo foi atingido plenamente com o pH de estabilização atingindo 10,5 comparado com o experimento de KHAITAN (2009) que obteve 9,8 como o pH de equilíbrio para a concentração de CO₂ existente no ambiente.
- Uma suspensão de RB pode ser utilizada para remoção de SO₂ em fluxos gasosos em substituição de outras soluções alcalinas.
- A absorção de SO₂ pode se dar de maneira simultânea com a carbonatação. Este fato pode permitir o uso de combustíveis com maior teor de enxofre, com custo menor, compensando parte do custo da carbonatação.
- A diferença na evolução do pH de longo prazo mostrado no gráfico 4,18 é causada pela diferença da pressão parcial de CO₂ nos frascos abertos e tampados. Isto demonstra a reversão parcial da carbonatação. Num sistema real de armazenamento com empilhamento a seco, a pressão parcial provavelmente vai estar em uma situação intermediária entre a condição de frasco fechado e aberto. As razões para esta avaliação são a reversão lenta da carbonatação e a sucessiva deposição de novas camadas de RB que deverão aumentar a pressão parcial nas camadas inferiores.
- Uma das premissas para obter sucesso em processos de reciclagem de alta complexidade, como este, é o estabelecimento de parcerias de longo prazo entre

o produtor do resíduo, o potencial usuário, as autoridades regulatórias e instituições de pesquisa.

5.2 – SUGESTÕES PARA TRABALHOS FUTUROS

- Realizar um modelamento das reações químicas para identificar quais reações estão controlando o pH.
- Simulação do processo nas torres por elementos finitos.
- Construção de dois reservatórios para RB carbonatado e não carbonatado de modo a analisar o comportamento do pH sobrenadante e de fundo ao longo do tempo e submetido a chuva e sol.
- Experimentar a adição de fontes de Ca e Mg para permitir a precipitação da alcalinidade sob a forma de compostos estáveis no RB carbonatado.
- Realizar experimentos com RB submetido a diferentes níveis de desaguamento.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABNT – ASSOCIAÇÃO BRASILEIRA DE NORMAS TÉCNICAS, 2004, “**NBR 10004: Resíduos sólidos - Classificação**”, Rio de Janeiro.

ACAA, AMERICAN COAL ASH ASSOCIATION, 2007 **Coal Combustion Product (CCP) Production & Use Survey Results (Revised)**. [http://www.acaa-usa.org/\(7/5/2009\)](http://www.acaa-usa.org/(7/5/2009)).

ALUMINA TECHNOLOGY ROADMAP - 2010, International Aluminium Association, disponível em <http://www.worldaluminium.org/media/filer/2012/06/12/fl0000422>.pdf> Acessado em 30 de julho de 2012, 18:36:23.

ALUNORTE, Folder, Rio de Janeiro, 2008.

BAYER, K. J., “**Verfahren zur darstellung von thonerhydrat und alkalialuminat**“, patente, 1887.

BROWN, G.G. **Ingenieria Quimica**, Editorial Marin, 1965, Espanha.

CARTER, C.; VAN DER SLOOT, H.; COOLING, D.; *et al.*, “Characterization of untreated and neutralized bauxite residue for improved waste management”. **Environmental. Engineering. Science.**, 25, (4), pp. 475-488,2008.

CASTALDI, P.; SILVETTI, M.; SANTONA, *et al.*, “XRD, FTIR and thermal analysis of bauxite ore-processing waste (red mud) exchanged with heavy metals”. **Clays Clay Minerals.**, Vol.56, (4), pp.461-469, The Clay Minerals Society, 2008.

COSTA M. L., BRAGA R. M.Q.L., BOSCOV, M.E.G., “Mineralogy and chemistry of red mud from Bayer-processed Amazonian bauxites”, **ICSOBA**, Belém, 2012

COOLING, D. J.; HAY, P. S.; GUILFOYLE, L.,” Carbonation of bauxite residue”, **Proceedings of the 6th International Alumina Quality Workshop**, Chandrashekar, S., Ed. AQW Inc., Brisbane; pp 185-190, 2002.

CREMASCO, M. A, **Fundamentos da Transferência de Massa**, 2a ed., Editora da Unicamp, Campinas SP, 2002.

DAS, P., ROY, D., BRAHMA, R., “Experience with thickened disposal of red mud”, **Light Metals**, Ed. TMS, Vancouver, pp. 133-135, 2003.

DILMORE, R., LU, P., ALLEN, D. *et al.*, “Sequestration of CO₂ in Mixtures of Bauxite Residue and Saline Wastewater”, **Energy and Fuels** **22**, 2008.

DNPM, **Ocorrências, Jazidas, Minas e Desenvolvimento**, apresentação no Seminário “Bauxita & Alumínio: desafios e perspectivas”, 2007. Disponível em <www.ibram.org.br/sites/700/784/00000743.ppt>. Acesso em 12 jan. 2013, 11:10:30

- EVANS, K., NORDHEIM, E., TSESMELIS, K., “Bauxite Residue Management“, **Light Metals 2012**, pp63-66, TMS, Wiley, Orlando, Fev. 2012.
- FARIAS, W. M., CARDOSO, F. B. F., MARTINS, E. S. *et al.*, Seminário **Estudos sobre métodos de defloculação em solos profundamente intemperizados**, Geotecnia dos Solos Tropicais, UnB, 1997.
- FLORES, H. A. R., “**Absorção de dióxido de carbono em soluções aquosas de aminas em uma coluna de parede molhada com promotor de película**”, Tese de Mestrado, USP, 2011.
- FRANÇA, S. C. A., COUTO, H. J. B., “**Análise Microgranulométrica - Malvern e Sedigraph**”. In: Sampaio, J. A., França, S. C. A., Braga, P. F. A. (eds.), *Tratamento de Minérios - Práticas Laboratoriais*, pp. 101-122, Rio de Janeiro , 2007, CETEM/MCT.
- FURSMAN, O. C., **Utilization of Red Mud Residues from Alumina Production**, U.S. Dept. of Interior, Bureau of Mines, p 31., 1970.
- GOLDSTEIN, G. L. e REIMERS, R. S., “Trace element partitioning and bioavailability in red mud synthetic freshwater sentiment” , **Light Metals**, Ed. TMS, San Diego, pp 19-24, 1999.
- GRÄFE, M.; POWER, G.; KLAUBER, C., **Literature review of bauxite residue alkalinity and associated chemistry; DMR-3610** ; CSIRO-Minerals: Waterford;. 2009. Disponível em <<http://www.csiro.au>>, Acesso em 5 maio 2012, 11:50:33.
- GUILFOYLE, L., HAY, P., COOLING, D., “Use of Flue Gas for Carbonation of Bauxite Residue”, **Proceedings of the 7th International Alumina Quality Workshop**, 2005.
- GUSTAFSSON, J. P. , Visual MINTEQ, 2.53; KTH, Dep. Land and Water Resource Engineering: Estocolmo, 2006.
- HILDEBRANDO, E. A., SOUZA, J. A. S., NEVES, R. F., “Aplicação do Rejeito do Processo Bayer (Lama Vermelha) como Matéria-Prima na Indústria de Cerâmica Estrutural”. **Anais do 43º Congresso Brasileiro de Cerâmica e 4º Congresso de Cerâmica do Mercosul**, pp. 28101-28111, Florianópolis, SC, Brasil., 1999.
- IAI – INTERNATIONAL ALUMINIUM INSTITUTE, 2009, **Alumina production: Statistics**. Disponível em < http://stats.world-aluminium.org/iai/stats_new/form Server.asp?form=5>, Consultado em março, 2011, 10:52:11).
- JOHNSTON, M., CLARK, M.W., McMAHON, P. *et al.*, “Alkalinity Conversion of Bauxite Refinery Residues by Neutralization”, **Journal of Hazardous Materials 182**, Elsevier, 2010
- JONES, G., JOSHI, G., CLARK, M. *et al.*, “Carbon Capturing and the Aluminium Industry: Preliminary Studies”, **Environmental Chemistry**, Csiro Publishing, 2006.

KHAITAN, S.; DZOMBAK, D. A.; LOWRY, G. V., “Mechanisms of neutralization of bauxite residue by carbon dioxide”, **Journal of Environmental Engineering**, ASCE, 2009.

KLAUBER C., GRÄFE M., POWER G., “Review of Bauxite Residue “Re-use” Options”, **CSIRO-Minerals: Waterford**, 2009. Disponível em <<http://www.csiro.au>>, Acesso em 7 maio 2012, 11:20:33.

LEMOS, R.J., “**Viabilidade de Concentração Física de Titânio Proveniente do Rejeito do Processo Bayer Lama Vermelha**”, dissertação de Mestrado, UFPA-ITEC, 2008.

LIU, Y., LIN, C.; WU, Y. , “Characterization of red mud derived from a combined Bayer Process and bauxite calcination method”. **Journal of Hazardous Materials**, 146, (1-2), pp.255-261, 2006.

MAGALHÃES, E. M., **Estudo da Cinética de Secagem de Agregados Produzidos a partir do Resíduo do Processo Bayer**, dissertação de Mestrado: Universidade Federal do Pará, Belém, 2008

MAGALHÃES, E.M., **Estudo da extração de compostos de ferro da lama vermelha visando a extração e/ou recuperação de compostos de titânio**, tese de Doutorado, UFPA, Belém, 2012.

McCABE, W.L., SMITH, J.C. e HARRIOTT, P., **Unit Operations of Chemical Engineers**, McGraw-Hill, New York, 1085.

MEIRELES FILHO, J., **O Livro de Ouro da Amazônia**. São Paulo, Editora Geral Livros, 2007.

NIKRAZ, H.R., BODLEY, A.J., COOLING, D.J. *et al.*, “Comparison of Physical Properties between Treated and Untreated Bauxite Residue Mud”, **Journal of Materials in Civil Engineering**, janeiro 2007.

PANOV, A., KLIMENTENOK, G, PODGORODETSKIY, G., *et al.*, ”Directions for Large Scale Utilization of Bauxite Residue” **Light Metals, TMS**, Orlando, pp 93-98, Fev. 2012.

PARAMGURU, R., RATH, P.; MISRA, V.,” Trends in red mud utilization - A review”. **Min. Process. Extract. Metall. Rev.**, Taylor & Francis Inc.,26, pp 1-29, 2005.

PELOQUIN, G., DUFOUR, R., CARRUTHERS, A.N., “Apparatus for Production Withdraw and Transfer of Highly Viscous Slurry”, **Patente US743376**, 2009.

PERRY, R. H., **Perry’s Chemical Engineers` Handbook**, McGraw-Hill, New York, 1997.

PHILIPSBORN, H.V., KUHNAST, E., “Gama Spectrometric Characterization of Industrially Used African and Australian Bauxites and Their Red Mud Tailings”, **Radiation Protection Dosimetry**, Vol. 45, pp 741-744, Nuclear Technology Publishing 1992;

POHLAND, H.; SCHEPERS, B., “Process for the preparation of aluminum hydroxide with a small content of impurities, especially of iron and with a high brightness..”, **EP188268-A2**, 23 Jul, 1985.

POWER, G., GRÄFE, M., KLAUBER, C., **Review of Current Bauxite Residue Management, Disposal and Storage: Practices, Engineering and Science**, CSIRO-Minerals: Waterford p 44. 2009. Disponível em <<http://www.csiro.au>>, Acesso em 5 maio 2012, 10:50.

REBRIK, I., SMOLA, V., UTKOV, V. et al., “Criteria for Possibility of Recycling of Industrial Raw Material”, **Ecology and Industry of Russia**, pp. 2-4, Nov 2008 (in Russian)

RIVAS MERCURY, J.M., “Aproveitamento de Lama Vermelha como Matéria-Prima Cerâmica”, Cefet-MA, apresentação, 2008.

ROACH, G. I. D., JAMIESON, E., PEARSON, N., *et al.* Effect of particle characteristics on the solids density of Bayer mud slurries”, **Light Metals**, Ed. TMS: New Orleans; pp 51-58, 2001.

RODRIGUES, M. I., IEMMA, A. F., 2009, **Planejamento de Experimentos e Otimização de Processos**, 2ª. Ed., Campinas, SP, Casa do Espírito Amigo Fraternidade Fé e Amor

SAHU, R.C., PATEL, R.K., RAY, B.C., “Neutralization of Red Mud Using CO₂ Sequestration Cycle”, **Journal of Hazardous Materials** **179**, 2010.

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

SANTOS, P.S., **Ciência e Tecnologia de Argilas**, 2ª edição, São Paulo, Edgard Blucher, 1989.

SENYUTA, A., PANOV, A, SUSS A. *et al.*, “Comparison of acidic and alkaline technologies for producing alumina from low grade ores”, **ICSOBA**, AA 19 – T, Belém,PA, Brasil, Out 2012.

SHERWOOD, T; PIGFORD, **Transfer of Material Between Phases**, Ed.McGraw-Hill, New York, pp. 51-114, 1975.

SMIRNOV, V. S, “Alumina production in Russia Part 1; Historical Background”, **JOM** num 48, pp 24-26,1996.

SMITH, P. G.; PENNIFOLD, R. M.; DAVIES, M. G. *et al.*, “Reactions of carbon dioxide with tri-calcium aluminate”, **Fifth International Symposium on Hydrometallurgy**, Eds. TMS: Vancouver; pp 1705-1715, 2003.

SOMLAI, J.; JOBBAGY, V.; KOVACS, J., *et al.*, “Radiological aspects of the usability of red mud as building material additive.” **Journal of Hazardous Materials**, 150, pp. 541-545, 2008.

SOUZA, J.A.S., “Estudo e avaliação do uso de resíduos do processo Bayer como matéria-prima na produção de agregados sintéticos para a construção civil” **Tese de Doutorado, Universidade Federal do Pará**, Mar. 2010.

STUMM, W., MORGAN, J.J., **Aquatic Chemistry: An introduction emphasizing chemical equilibrium in natural waters**. 2nd ed.; John Wiley & Sons: New York, 1981.

SUCHITA, R., WASEWAR, K.L., MUKHOPADHYAY, J. *et al.*, “Neutralization and Utilization of Red Mud for its Best Waste Management”, **Archives of Environmental Science**, Vol. 6, pp.13-33, 2012

THAKUR, R. S., SANT, B. R., “Utilization of red mud”. **Journal of Science and Industrial Research.**, 33, (8), pp. 408-416, 1974.

THORNBER, M. R.; BINET, D., “Caustic soda adsorption on Bayer residues”, **5th International Alumina Quality Workshop**, al., P. e., Ed. AQW Inc., Bunbury; pp. 498-507, 1999.

THORNBER, M. R.; HUGHES, C. A., “The mineralogical and chemical properties of red mud waste from the Western Australia alumina industry”, **Proceedings of the International Conference on Bauxite Tailings**, Kingston, Jamaica, 1986.

TIKHONOV, N. N, DAVYDOV, I. V, VINOGRADOV, S. A, “Wasteless Nepheline ores processing assessment of commercial implementation of the process in Asia region”, **TRAVAUX ICSOBA**, Vol. 35, No. 39, pp. 478-481.2010.

UNSCEAR 2000 Report Vol. 1, **Sources and Effects of Ionizing Radiation**. Disponível em < www.unscear.org/unscear/en/publications.html>, consultado em 15 Nov de 2012, 13:15:20.

USGS, U.S., 1997, **Geological Survey, Fact Sheet FS-163-97. Radioactive Elements in Coal and Fly Ash: Abundance, Forms, and Environmental Significance**, U.S. Department of the Interior.

VENANCIO, L.C., SOUZA, J.A.S, MACEDO, E.N. *et al.*, “Residues Recycling: Reducing Costs and Helping the Environment”, **JOM** , vol. 62, No. 9, Warrendale, PA, 2010

VERSIANI, F., “Neutralization of Red Mud by Boiler Stack”, **Light Metals**, TMS, Atlanta; pp 337-343, 1983.

WAGH, A. S.; DESAI, P., **Proceedings of an international conference, Kingston, Jamaica, October 26-31, 1986**, Eds. The Jamaica Bauxite Institute, University of the West Indies: Kingston, Jamaica; pp 1-21, 1986.

WANGXING, L., “Developments and Future of the Bauxite, Alumina and Aluminum Industry in China” , **Presentation ICSOBA 2012**, Belém, Brasil. 2012

WELTY, J. R., **Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer**, Wiley, New York, 1976.

WHITTINGTON, B., "The Chemistry of CaO and Ca(OH)₂ Relating to the Bayer Process". **Hydrometallurgy**, 43, pp. 13-35, Elsevier, Nov. 1996.

ZARZYCKI, R; CHACUK, A., **Absorption, Fundamentals and applications.**, Ed. Pergamon Press, Oxford, New York, p. 205-307, 1993.

APENDICE I

Tabela I.1 – Composição mineralógica dos resíduos de bauxita. Fonte: GRÄFE, 2009.

Origem da Bauxita	Refinaria	Neutralização ou tratamento	Hematita	Goetita	Magnetita	Diaspora	Boemita	gibbsita	quartzo	rutilo	anatasio	sodalita	cancrinita	calcita	caolinita	imogolita	perovskita	ilmenita	ATC	hidrocalumita	outros	amorfos
			$\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$	$\alpha\text{-FeOOH}$	Fe_3O_4	$\alpha\text{-AlOOH}$	$\gamma\text{-AlOOH}$	Al(OH)_3	SiO_2	TiO_2	TiO_2	$\text{Na}_6[\text{Al}_6\text{Si}_6\text{O}_{24}]\cdot[\text{O}(\text{H})_2]$	$\text{Na}_6[\text{Al}_6\text{Si}_6\text{O}_{24}]\cdot 2\text{CaCO}_3$	CaCO_3	$\text{Al}_4\text{Si}_4\text{O}_{10}(\text{OH})_8$	$\text{Al}_2\text{SiO}_3(\text{OH})_4$	CaTiO_3	FeTiO_3	$\text{CaAl}_2(\text{OH})_{12}$	$\text{Ca}_4\text{Al}_2(\text{OH})_{12}\cdot\text{CO}_3$		
China	Zhengzhou	Envelhecido 10 anos	7.6	não	0	não	não	não	não	não	não	não	não	sim	não	não	11.5	não	não	não	ilita	20.7
China	Zhengzhou	Envelhecido 5 anos	8.2	não	7.8	não	não	não	não	não	não	não	não	sim	não	não	10.9	não	não	não	ilita	24.6
China	Zhengzhou	Processo Bayer + cal	7	não	5	não	não	não	não	não	não	não	não	sim	não	não	11	não	não	não	ilita	22
China	Zhengzhou	nenhum	7.4	não	8	não	não	não	não	não	não	não	não	sim	não	não	10.2	não	não	não	ilita	20.8
China	Pingguo	processo Bayer normal	19	não	não	não	não	não	não	3	não	não	não	não	não	32	não	10	não	não		22
Darling Range	Kwinana	nenhum	sim	sim	não	não	sim	sim	sim	não	sim	sim	não	sim	não	não	não	não	sim	não	muscovita	n/d
Darling Range	Kwinana	nenhum	8.7	24.3	não	não	1.3	não	4.9	não	0.3	2.7	não	11.2	não	não	não	não	não	não	muscovita(5.8)	48.3
Gana	Burntisland	ácido	16.1	23.8	não	não	não	não	1.3	5.4	não	não	não	não	não	não	não	não	não	não	n/d	51
Gana	Burntisland	nenhum	13.5	21.8	não	não	não	não	1.2	4.6	não	17.5	não	não	não	não	não	não	não	não	muscovita	38.2
Grécia	Grece	nenhum	sim	não	sim	sim	não	não	não	sim	não	sim	não	sim	não	não	sim	não	não	não	silicato de cálcio	n/d

Tabela I.1 – Continuação

Origem da Bauxita	Refinaria	Neutralização ou tratamento	Hematita	Goetita	Magnetita	Diaspora	Boemita	gibbsita	quartzo	rutilo	anatasio	sodalita	cancrinita	calcita	caolinita	imogolita	perovskita	ilmenita	ATC	hidrocalumita	outros	amorfos
			$\alpha\text{-Fe}_2\text{O}_3$	$\alpha\text{-FeOOH}$	Fe_3O_4	$\alpha\text{-AlOOH}$	$\gamma\text{-AlOOH}$	$\text{Al}(\text{OH})_3$	SiO_2	TiO_2	TiO_2	$\text{Na}_6[\text{Al}_6\text{Si}_6\text{O}_{24}]\cdot[\text{OH}]_1$	$\text{Na}_{67}[\text{Al}_6\text{Si}_6\text{O}_{24}]\cdot 2\text{CaCO}_3$	CaCO_3	$\text{Al}_4\text{Si}_4\text{O}_{10}(\text{OH})_8$	$\text{Al}_2\text{SiO}_3(\text{OH})_4$	CaTiO_3	FeTiO_3	$\text{CaAl}_2(\text{OH})_{12}$	$\text{Ca}_4\text{Al}_2(\text{OH})_{12}\cdot\text{CO}_3$		
Guiné	Aughinish	nenhum	sim	sim	não	não	sim	sim	sim	sim	não	sim	sim	não	não	não	sim	não	sim	não	n/d	n/d
Guiné, África do Sul	Aughinish	nenhum	sim	sim	não	não	sim	sim	sim	sim	não	sim	não	não	não	não	sim	não	sim	não	n/d	n/d
India(Bihar)	Renukoot	causticização	13.8	7.3	não	0.5	9.6	1	não	1.1	11	2.3	0	1	não	não	0	não	não	não	hydrogrossular	n/d
India(Bihar)	Renukoot	nenhum	22.2	10.9	não	0.6	1	3	não	1.8	3.8	3.7	4.7	1	não	não	1.1	não	não	não	hydrogrossular NaTiO ₃	n/d
Jamaica	Arvida	nenhum	sim	sim	não	não	sim	sim	não	não	sim	sim	não	sim	não	não	não	não	não	não	não	não
Jamaica	Kirkvine	nenhum	sim	sim	não	não	sim	não	não	não	sim	não	não	sim	não	não	não	não	não	não	não	bayerita
Turquia	Seydisehir	nenhum	sim	sim	não	não	sim	sim	sim	sim	não	sim	sim	não	não	não	não	não	não	não	não	silicato de cálcio
Turquia	Seydisehir	nenhum	sim	não	não	sim	sim	sim	não	não	não	não	sim	sim	não	não	não	não	não	não	não	n/d
Weipa	Eurallumina	ácido	27	não	não	não	5	4	não	não	5	24	29	não	não	não	não	não	não	não	não	n/d
Weipa	Eurallumina	nenhum	sim	não	não	não	sim	sim	sim	sim	sim	não	sim	não	não	não	não	não	não	não	não	bayerita,chantalita
Weipa	Eurallumina	nenhum	27	não	não	não	9	3	2		3		51	não	não	não	não	não	não	não	não	5
Weipa	Eurallumina	nenhum	29	não	não	não	6	5	não	não	5	16	33	não	não	não	não	não	não	não	não	n/d
Weipa	QAL	água do mar	sim	não	não	não	sim	sim	sim	não	não	sim	sim	sim	não	não	não	não	sim	sim	brucita,whewelita	n/d

Tabela I.2 – Composição dos resíduos de bauxita determinados por fluorescência de raios-X. Fonte: GRÄFE *et al.*, 2009.

Origem da Bauxita	Refinaria	Neutralização ou tratamento	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	SiO ₂	TiO ₂	CaO	Na ₂ O	PF
Gana	Burtisland	Ácido	17.04	51.75	21.02	8.36	0.19	0.67	
China	Zhengzhou	Cal		12.5	19.9	6.7	41.6	2.4	
China	Chalco	Água quente, ácido, DDI-H ₂ O	18.36	6.81	14.49	10.45	25.22	5.53	
Turquia	Seydisehir	Nenhum	20.24	39.84	15.27	4.15	1.8	9.43	8.79
Guiné, África do Sul	Aughinish	Nenhum	23.6	30.6	9.65	17.85	6.4	5.3	10.1
Turquia	Seydisehir	Nenhum	20.24	39.84	15.24	4.15	1.8	9.43	
Guiné	Aughinish	Nenhum	23.6	30.4	9.65	17.85	6.4	5.3	
Ex-Iugoslávia	Birac Alumina	Nenhum	14.14	48.5	11.53	5.42	3.96	7.5	7.25
Desconhecida	Point Confort	Nenhum	17.8	40	9.59	8.48	7.57	2.69	
Desconhecida	Mobile	Nenhum	19.4	26.4	10.2	9.4	n/a	5.4	
Desconhecida	Gramercy	Nenhum	15	51.5	1.7	6.7	7	0.97	9.3
Desconhecida	Corphus Christi	Nenhum	8.89	52.5	4.48	6.64	10.85	3.17	8.46
Desconhecida	San Ciprian	Nenhum	20.1	31.8	6.1	22.6	4.8	4.7	8.7
Gana	Burtisland	Nenhum	23.43	36.31	18.25	5.97	4.38	12.36	
Grécia	Alumine de Grece	Nenhum	15.6	42.5	9.2	5.9	19.7	2.4	
Desconhecida	S. Korean refinery	Nenhum	23.7	16.6	22.9	6.7	6.7	11.6	
Weipa	Eurallumina	Nenhum	18	41.8	9.98	8.87	5.57	6.47	8.7
Turquia	Seydisehir	Nenhum	17.27	37.72	17.1	4.81	4.54	7.13	10.22
Weipa	Eurallumina	Nenhum	20	35.2	11.6	9.2	6.7	7.5	7.3
Darling Range	Pinjarra	Nenhum	17.1	36.2	23.8	3.9	3.9	1.6	10.4
Desconhecida	Arkansas	Nenhum	23.1	10.1	23.1	3.6	47.2	3.6	4.4
Desconhecida	Suriname	Nenhum	24.3	33.4	16	3.6	5	8	14
Desconhecida	Arvida	Nenhum	20.6	31.6	8.9	6.2	1.7	10.3	21.1
Grécia	Alumine de Grece	Nenhum	15.85	48	6.96	7.06	14.4	3.26	
China	Pingguo	Nenhum	26.8	26.9	13.1	7.3	23.5		
weipa, Bintan	Tomakomai Works	Nenhum	17.9	45.3	12.4			6.9	
weipa, Bintan	Tomakomai Works	Nenhum	19.6	53.9	12.8			2.0	
Weipa	Eurallumina	Água do mar	17.9	30.5	9.58	8.61	7.77	12.1	12.4
Turquia	Seydisehir	Desconhecido	19.1	37.6	15.7	4.9	2.4	9.5	7.8
China	Shandong	Desconhecido	6.9	12.8	19.1	3.43	2.37	5.73	
India	Renukoot	Desconhecido	21.9	28.1	7.5	15.6	10.2	4.5	12.2
Hungria	Ajka	Desconhecido	14.8	42.1	13.5	5.2	6.1	8.9	8.2
China	shanxi	Desconhecido	7.3	6.8	13.9	2.5	33.9	2.7	
Desconhecida	Point Confort	Desconhecido	20.3	32.7	9.3	8.9	6.8	7.4	13.0

Tabela I.2 – Continuação.

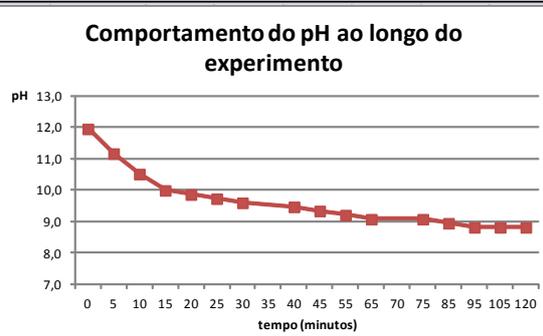
Origem da Bauxita	Refinaria	Neutralização ou tratamento	Al₂O₃	Fe₂O₃	SiO₂	TiO₂	CaO	Na₂O	PF
Darling Range	Pinjarra	Desconhecido	17.1	36.2	23.8	3.9	3.9	1.6	10.4
Índia	Muri	Desconhecido	24.3	24.5	6.2	18.0		5.3	
Índia	Korba	Desconhecido	19.4	27.9	7.3	16.4	11.8	3.3	12.6
Índia	Damanjodi	Desconhecido	14.8	54.8	6.4	3.7	2.5	4.8	9.5
Índia	Belgaum	Desconhecido	19.2	44.5	7.0	13.5	0.8	4.0	10.0
Desconhecida	Gramercy	Desconhecido	15	51.5	1.7	6.7	7.0	1.0	9.3
Desconhecida	Poços de Caldas	Desconhecido	21.9	29.6	17.5	4.4	2.9	8.3	11.5
Ilhas Virgens	St. Croix	Desconhecido	33	22.9	8.5	12.9	3.5	6.0	12.4
Desconhecida	Arvida	Desconhecido	28.4	27.4	14.3	9.8	1.3	8.8	9.9
Desconhecida	Kirkvine	Desconhecido	13.2	49.4	3.0	7.3	9.4	4.0	12.5
Desconhecida	Gramercy	Desconhecido	14.6	48.9	2.7	6.9	9.1	1.5	11.6
Desconhecida	Corphus Christi	Desconhecido	11.7	47.8	5.4	6.4	8.7	2.7	12.8
Desconhecida	Point Confort	Desconhecido	20.3	32.7	9.3	8.9	6.8	7.4	13.0

APENDICE II

II.1 – Experimento 1

Tabela II.1 – Resultados do experimento 1.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 1						
DATA 16/9/2011		Temperatura 27°C Torre de recheios randômicos				
LAMA/Água 27%pp		BICO CENTRÍFUGO		Quant. 4		
Vazão gás 0,0216 m ³ /s		Vazão de liq. 0,14 l/s		Ph início 12,0		
ENTRADA						
MRU			TEMPEST 100			
Tempo (min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	
0	9,4	7,86	8,7	4	0	
60	9,3	7,78				
SAÍDA						
		MRU		TEMPEST 100		
Tempo (min)	Hanna pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)
0	12,0					
5	11,2					
10	10,5	8,7	8,31	8,9	0	2
15	10,0	8,8	8,59	8,9	0	2
20	9,9	8,7	8,50	9,6	0	2
25	9,7	8,8	8,26	9,0	1	2
30	9,6					
35		8,8	8,24	9,0	4	2
40	9,5			9,0	4	4
45	9,3	8,7	8,08			
55	9,2	8,7	8,31	9,2	4	11
65	9,1					
70		8,7	8,57			
75	9,1	8,7	8,51	9,4	4	4
85	9,0	8,7	8,35	9,3	4	4
95	8,8	8,8	8,26	9,2	4	2
105	8,8	8,8	8,24	9,1	4	2
120	8,8					
		Comportamento do pH após o experimento em				
		pH	duração (dias)			
		8,8	0			
		10,1	87			
		10,1	135			
		10,2	170			
		10,3	254			
		10,7	280			
		10,6	309			
		10,6	349			
		10,8	385			
		10,8	409			



II.2 – Experimento 2

Tabela II. 2 – Resultados do experimento 2.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 2								
DATA 21/9/2011		Temperatura 27°C			Torre de spray			
LAMA/Água 27%pp		BICO CENTRÍFUGO			Quant. 4			
Vazão gás 0,0293 m3/s		Vazão de liq. 0,44 l/s			Ph início 12,3			
ENTRADA								
MRU		TEMPEST 100						
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)		
0	9,2	8,27	9,0	0	2			
20	8,0	9,55	10,7	13	0			
40	7,3	10,14	10,9	9	1			
60	7,3	10,20	11,2	13	8			
2725	8,0	9,98	10,3	5	4	80		
2740	7,9	9,84	10,5	0	9	89		
12820	8,6	8,90	9,9	0	22	73		
12840	7,2	10,45	11,2	1	19	92		
12860	7,0	10,70	11,7	0	27	92		
12880	6,7	11,25	12,3	9	23	97		
12900	6,4	11,54	12,9	9	24	97		
18495	6,1	12,27	12,3	1	41	69		
18515	5,3	13,21	13,0	5	44	71		
18535	5,3	12,67	13,0	5	48	87		
18555	5,2	12,86	13,5	5	59	87		
18575	4,7	13,55	13,4	5	59	87		
18595	6,5	10,97		5	106	87		
18615	6,8	11,13	11,3	5	2	87		
SAÍDA								
Hanna		MRU		TEMPEST 100				
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	12,3							
5	11,0	8,5	8,69					
12	10,4	8,2	9,03					
18	10,4	8,0	9,34	10,2	9	0		
22	10,2							
27	10,2	7,6	9,86	10,9	6	2		
32	10,1	7,4	9,98	10,7	5	2		
40	10,0	7,5	10,03	11,0	4	2		
50	9,8	7,2	10,16	11,1	4	4		
60	9,7	7,2	10,3	11,2	5	9		
70	9,7							
2710	10,7							
2715	10,1							
2720	10,1							
2725	10,1	10,7	9,87	11,2	5	4	36	
2730	10,0							
2735	9,9	7,7	9,95	10,8	0	7	40	
2740	9,7							
12820	10,3							
12825	10,0	7,9	10,70	11,3	0	27	36	
12835	9,8	8,0	9,55	10,4	0	18	36	
12845	9,7	7,3	10,28	11,26	6	16	41	
12860	9,4	6,6	11,31	12,1	1	23	41	
12870	9,2	6,4	11,39	12,5	5	26	41	
12885	9,1	6,4	11,46	12,5	1	26	41	
12905	9,1							
12915	9	6,2	11,84	12,9	10	26	42	
18495	9,7	6,1	12,20	12,4	5	32	35	
18515	9,4	5,5	12,92	12,9	4	44	37	
18535	9,3	5,4	12,73	13,2	4	46	37	
18555	9,1	4,9	13,41	13,5	5	57	41	
18575	9,1	4,9	13,30	13,7	5	59	41	
18595	9,0	5,5	12,66	13,8	5	60	42	
18615	8,8	6,4	11,15	12,1	4	2	42	

Comportamento do pH ao longo do experimento

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

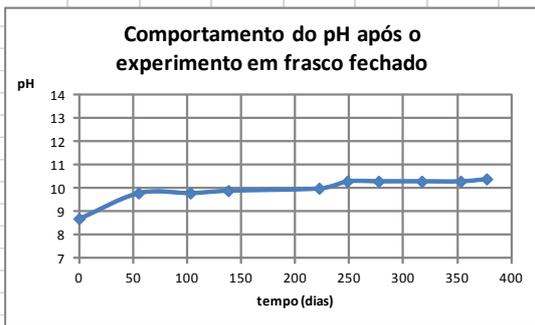
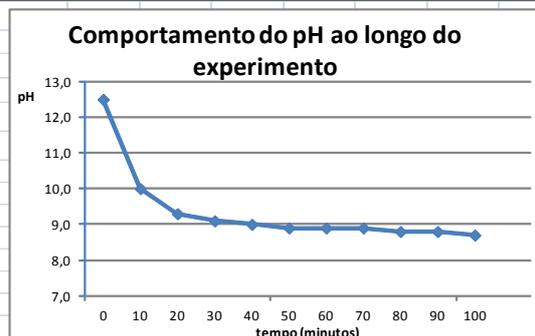
Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado	
duração (dias)	pH
0	8,8
82	9,6
130	9,5
165	9,6
249	9,7
275	9,8
304	9,9
344	9,9
380	9,8
404	10

II.3 – Experimento 3

Tabela II. 3 – Resultados do experimento 3.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 3							
DATA 18/10/2011	Temperatura 27°C		Torre de recheios randômicos				
LAMA/Água 27%pp	Entrada livre 1/2"		Quant. 1				
Vazão gás 0,0283 m ³ /s	Vazão de liq. 1,00 l/s		Ph início 12,5				
ENTRADA							
	MRU		TEMPEST 100				
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	7,1	10,40	10,4	1	13	90	
20	6,6	11,80	10,9	0	17	90	
40	7,0	10,76	11,2	0	18	91	
60	6,0	17,22	11,3	0	18	104	
80	6,2	12,14	11,1	0	16	104	
100	7,3	10,22	11,1	0	16	104	
SAÍDA							
	Hanna	MRU		TEMPEST 100			
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0	12,5	6,9	11,3	11,2	0	12	36
10	10,0						38
20	9,3	7,0	10,48	11,5	0	17	39
30	9,1						40
40	9,0	6,8	10,70	11,4	0	20	41
50	8,9						42
60	8,9	6,8	10,71	11,2	0	16	43
70	8,9						44
80	8,8	7,2	10,5	11,4	0	16	44
90	8,8						45
100	8,7	7,1	10,61	11,1	0	16	45

Comportamento do pH após o experimento em	
pH	duração (dias)
8,7	0
9,8	55
9,8	103
9,9	138
10	222
10,3	248
10,3	277
10,3	317
10,3	353
10,4	377



II.4 – Experimento 4

Tabela II. 4 – Resultados do experimento 4.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 4							
DATA 21/10/2011		Temperatura 27°C			Torre de spray		
LAMA/Água 27%pp		BICO CENTRÍFUGO			Quant. 8		
Vazão gás: 0,0325 m ³ /s		Vazão de liq. 0,59 l/s			Ph início 12,0		
ENTRADA							
MRU				TEMPEST 100			
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	7,2	11,03				61	
10	8,4	8,50	8,5	0	5	68	
20	8,8	8,62	8,4	9	1	73	
40	6,1	12,07	12,2	4	61	88	
60	5,7	12,78	12,8	13	68	90	
80	5,7	12,74	12,8	9	69	87	
100	5,2	13,45	13,2	9	87	84	
120	5,3	12,96	13,4	9	88	86	
140	3,6	15,80	13,5	9	86	74	
SAÍDA							
Hanna		MRU		TEMPEST 100		T (°C)	
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0	12,0	8,0	9,58				27
10	10,7	9,0		8,8	0	5	32
20	10,5	8,3	9,18	8,8	4	1	37
30	10,3						
40	10,2	6,4	11,70	12,4	4	63	41
50	10,1						
60	10,1	5,9	12,36	13,0	9	68	42
80	10,0	5,6	12,82	13,9	8	130	42
100	9,8	5,3	12,81	13,5	9	85	43
120	9,6	4,9	12,79	13,5	9	88	42
140	9,5	4,6	13,8	13,5	8	88	42

Comportamento do pH ao longo do experimento	
0	12,0
10	10,7
20	10,5
40	10,2
60	10,1
80	10,0
100	9,8
120	9,6
140	9,5

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado	
0	9,5
52	10,4
100	10,2
135	10,4
219	10,4
245	10,8
274	10,9
314	10,8
350	10,6
374	10,7

Comportamento do pH após o experimento em	
pH	duração (dias)
9,5	0
10,4	52
10,2	100
10,4	135
10,4	219
10,8	245
10,9	274
10,8	314
10,6	350
10,7	374

II.5 – Experimento 5

Tabela II. 5 – Resultados do experimento 5.

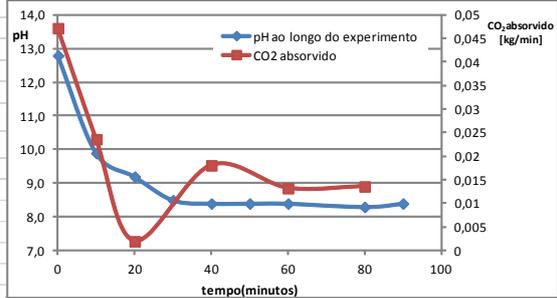
Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 5							Cálculo da massa de CO ₂ reagida.								
DATA 31 / 10 / 2011		Temperatura 27 °C		Torre de Spray			(min)	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]		
LAMA/Água 27%pp		Dist. Liq. Bicos		Quant. 10			Tempo	m CO ₂ sai	m N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	[AMCO ₂ -min		
Vazão gás 0,02593 m ³ /s		Vazão de liq. 1,03 l/s		Ph início 12,5			0	0,002563	0,0235466	0,026592	0,0027437	0,000180365			
ENTRADA							10	0,002637	0,0235743	0,0270398	0,00281916	0,000181777	0,108643		
		MRU		TEMPEST 100			20	0,00262	0,0233671	0,0279361	0,00279767	0,000177565	0,107803		
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,002586	0,0230707	0,0280446	0,00275833	0,000172106	0,209803	
0		6,0	12,76	12,9	0	55	40	60	0,002550	0,023193	0,028232	0,00276846	0,000218587	0,234416	
10		6,2	12,02	12,5	0	30	47	80	0,00255	0,0231448	0,0280029	0,00259199	4,21125E-05	0,156419	
20		6,2	12,15	12,8	0	21	60	100	0,002371	0,0231363	0,027962	0,00254356	0,000172622	0,128841	
40		6,2	12,05	12,8	0	27	66	120	0,002497	0,0231046	0,0271241	0,002625	0,000127681	0,180181	
60		6,2	11,92	12,7	0	27	67	140	0,002542	0,0230876	0,0273089	0,002574	3,24164E-05	0,096058	
80		5,8	12,55	13,3	0	34	64						[kg]	1,22	
100		5,7	12,56	13,4	0	35	64						kg CO ₂ /ton	33,0	
120		5,9	12,20	12,8	0	32	55								
140		5,8	12,17	13	0	30	58								
SAÍDA															
		Hanna	MRU		TEMPEST 100										
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)								
0	12,5	5,6	13,22	13,6	0	53	32								
10	10,6	5,8	12,39	13,0		30	34								
20	10,2	5,8	12,58	13,2	0	19	36								
30	9,9						38								
40	9,6	5,8	12,57	13,2	0	27	40								
50	10,0						40								
60	9,9	5,7	12,50	13,1	0	27	39								
80	9,6	5,7	12,67	13,6	0	31	39								
100	9,2	5,3	13,10	13,8	0	41	39								
120	9,0	5,6	12,65	13,4	0	33	40								
140	8,9	5,7	12,61	13,4	0	31	40								

Comportamento do pH após o experimento em	
pH	duração (dias)
8,9	0
10,2	43
10,1	90
10,2	126
10,2	210
10,4	236
10,5	265
10,7	305
10,6	341
10,7	365

II.7 – Experimento 7

Tabela II. 7 – Resultados do experimento7.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 7							Cálculo da massa de CO ₂ reagida.								
DATA	18/11/2011	Temperatura 27 °C		Torre de spray			(min)	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]		
Sobrenadante	1,55% pp	Dist. Liq. Bicos 1 nível		Quant. 10			Tempo	m ³ CO ₂ sai	m ³ N ₂ sai	Q _{ent}	m ³ CO ₂ ent	m ³ CO ₂ abs	fΔMCO ₂ -min		
Vazão gás	0,02256 m ³ /s	Vazão de liq. 1,1 l/s		Ph início 12,8			0	0,002735	0,020889	0,024633	0,003522813	0,000787487			
ENTRADA							10	0,002848	0,020638	0,024706	0,003242715	0,00039423	0,354515252		
		MRU		TEMPEST 100			20	0,002515	0,020447	0,022312	0,002548439	3,30378E-05	0,128180379		
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,00253	0,020228	0,02438	0,002831715	0,000301869	0,200944229	
0		8,8	8,92	10,9	1	2	58	60	0,002599	0,020178	0,024571	0,002820281	0,000221024	0,313735969	
10		8,2	9,52	10,5	5	2	63	80	0,002638	0,020225	0,025280	0,002865258	0,000227206	0,403407084	
20		7,2	1,73	11,5	2	2	66						[kg]	1,40	
40		7,3	10,49	11,3	9	0	65						kg CO ₂ /ton	37,9	
60		7,3	10,37	11,4	5	2	69								
80		7,4	10,28	11,2	9	0	78								
100															
120															
140															
SAÍDA															
		Hanna	MRU		TEMPEST 100										
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)								
0	12,8	6,8	11,24	11,7	1	2	29								
10	9,9	7,2	10,48	12,2	0	4	34								
20	9,2	6,4	11,51	12,5	1	3	36								
30	8,5						38								
40	8,4	6,5	11,50	12,5	11	0	39								
50	8,4						39								
60	8,4	6,7	11,24	12,1	1	2	40								
80	8,3	6,8	10,95	12,2	9	0	40								
90	8,4						41								
		Comportamento do pH após o experimento em													
		pH	duração (dias)												
		8,4	0												
		12,6	25												
		12,6	73												
		12,8	108												
		11	192												
		12,2	218												
		12,2	247												
		11,8	287												
		11,7	323												
		11,7	347												



II.8 – Experimento 8

Tabela II. 8 – Resultados do experimento 8.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 8								Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
DATA	25/11/2011	Temp 48-57 °C			Torre de spray			(min)	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
LAMA/Água	27%pp	Dist. Liq. Bicos 1nível			Quant. 10			Tempo	m ³ CO ₂ sai	m ³ N ₂ sai	Q ent	m ³ CO ₂ ent	m ³ CO ₂ abs	fAMCO ₂ -min
Vazão gás	0,0274 m ³ /s	Vazão de liq. 1,26 l/s			Ph início 12,3			0	0,002802	0,024061	0,027624	0,003334049	0,000532272	
ENTRADA								10	0,002994	0,023705	0,027043	0,00344525	0,000451557	0,29514893
		MRU		TEMPEST 100				20	0,00293	0,023665	0,026965	0,003390157	0,000460061	0,27348551
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,003226	0,023831	0,028277	0,003666167	0,000440477	0,54032258
0		7,2	10,84	11,5	4	9	48	60	0,002822	0,023396	0,027980	0,003045478	0,000222998	0,39808507
10		7,6	9,92	11,0	4	0	48	80	0,002867	0,023422	0,028222	0,003233113	0,000365833	0,35329888
20		7,5	9,92	10,9	4	0	48	100	0,002948	0,023283	0,028072	0,003305223	0,000357353	0,34821098
40		8,1	8,89	10,2	5	0	63						[kg]	2,21
60		6,8	10,84	11,5	4	14	63						kg CO ₂ /ton	59,7
80		7,2	10,57	11,7	4	10	65							
100		7,4	10,42	11,5	5	10	65							
120														
140														
SAÍDA														
		Hanna	MRU		TEMPEST 100									
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)							
0	12,3	6,1	11,27	12,2	1	10	48							
10	10,5	6,6	10,98	11,8	4	0	52							
20	10,2	6,5	10,71	11,7	4	0	54							
30	10,0						55							
40	9,7	7,2	8,92	10,9	1	1	56							
50	9,2						56							
60	9,3	6,3	11,35	12,4	4	13	56							
80	9,0	6,4	11,16	12,3	4	10	56							
100	8,9	6,6	11,2	12,0	4	10	57							
120														
140														

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

Comportamento do pH após o experimento em	
pH	duração (dias)
8,9	0
10,1	18
10,1	66
10,2	101
10,4	185
10,6	211
10,6	240
10,6	280
10,7	316
10,6	340

II.9 – Experimento 9

Tabela II. 9 – Resultados do experimento 9

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 9								
DATA	12/12/2011	Temperatura 27 °C		Torre de spray				
LAMA/Água 27%pp		Dist. Liq. Bicos 2 níveis		Quant. 10				
Vazão gás	0,0228 m ³ /s	Vazão de liq. 0,74 l/s		Ph início 12,3				
ENTRADA								
		MRU			TEMPEST 100			
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0		6,4	12,12	12,5	0	45	55	
10		6,5	12,02	12,5	0	29	56	
20		6,3	11,95	12,7	0	39	58	
40		7,2	10,64	11,6	4	2	60	
60		7,1	10,75	11,5	4	9	65	
80		7,0	11,07	11,6	0	11	64	
100		6,2	12,16	12,9	4	43	63	
120		7,6	8,31	8,1	3	4085	63	
SAÍDA								
		Hanna	MRU			TEMPEST 100		
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	12,3	5,7	12,67	13,1	0	46	30	
10	10,6	5,7	12,52	12,9	0	31	34	
20	10,4	5,7	12,69	13,2	0	29	35	
30	10,3						37	
40	10,1	6,4	11,51	12,2	4	3	38	
50	9,8						39	
60	9,7	6,4	11,53	12,4	4	3	41	
80	9,4	6,3	11,61	12,4	3	9	46	
100	9,2	5,6	12,73	13,1	4	24	47	
120	9,1	6,8	9,18	10,1	0	3378	47	
		Comportamento do pH após o experimento em						
		pH	duração (dias)					
		9,1	0					
		10	1					
		10,2	49					
		10,3	84					
		10,4	168					
		10,5	194					
		10,6	223					
		10,8	263					
		10,7	299					
		10,7	323					

Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
(min)	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m CO ₂ sai	m N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	JΔMCO ₂ -min
0	0,0023095	0,0209567	0,0247293	0,00259578	0,00028629	
10	0,00227904	0,0207211	0,024526	0,00260663	0,00032759	0,184164363
20	0,00227155	0,0206109	0,0244628	0,00250456	0,00023301	0,168179819
40	0,00252562	0,0205315	0,0243937	0,00283693	0,00031131	0,326591923
60	0,002501	0,02033	0,024520	0,00277003	0,00026879	0,3480631
80	0,00242312	0,020016	0,0241345	0,00269611	0,000273	0,325072724
100	0,00214707	0,0198511	0,023950	0,00237678	0,00022971	0,299098577
120	0,00260716	0,0204223	0,0239208	0,00290998	0,00030282	0,319513679
					[kg]	1,97
					kg CO ₂ /ton	53,3

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

II.10 – Experimento 10

Tabela II.10 – Resultados do experimento 10.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 10							
DATA	13/12/ 2011	Temp	40-50°C	Torre de Spray			
Sobrenadante		Dist. Liq.	Bicos 2 níveis	Quant. 10			
Vazão gás	0,02031 m ³ /s	Vazão de liq.	0,28 l/s	Ph início 12,8			
ENTRADA							
Tempo(min)	MRU			TEMPEST 100			T (°C)
	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)		
0	7,2	10,75	12,6	9	10		53
10	5,7	12,58	12,9	9	10		58
20	5,8	12,24					66
40	6,2	11,74	12,7	9	2		56
60	6,4	11,48	12,5	9	10		76
80	6,7	11,34	12,3	9	9		75
100							
120							
140							
SAÍDA							
Tempo (min)	Hanna	MRU			TEMPEST 100		
	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0	12,8	6,1	11,82	12,5	9	11	43
10	9,8	5,3	12,96	14,7	4	11	43
20	9,5	6,8	11,10				43
30	9,3						44
40	9,0	5,7	12,47	13,4	9	2	46
50	8,8						48
60	8,7	5,8	12,24	13,3	9	9	50
80	8,7	6,0	12,03	13,0	9	10	47
90	8,8						47
OBSERVAÇÕES:							
Após 5 min a caldeira foi desligada com o pH = 10,8 para permitir o aquecimento até 41°C. Quando a caldeira foi religada o pH estava em 10,1. O máximo teor de CO ₂ obtido no gás foi 6,8% devido a entupimento no injetor de óleo.							
Comportamento do pH após o experimento em							
	duracão (dias)						
	pH						
	8,8	0					
	12,8	48					
	13	83					
	12,4	167					
	13	193					
	13	222					
	12,9	262					
	12,9	298					
	12,9	322					

Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
(min)	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m ³ CO ₂ sai	m ³ N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	JΔMCO ₂ -min
0	0,00211	0,017997	0,020961	0,002490619	0,000380579	
10	0,001833	0,017923	0,02128	0,0019712	0,000137887	0,15553973
20	0,002352	0,018002	0,021827	0,002008253	-0,000343923	-0,0618108
40	0,001953	0,017774	0,020889	0,002117579	0,000164662	-0,1075565
60	0,001962	0,017581	0,021903	0,002159468	0,000197182	0,21710605
80	0,002049	0,017748	0,022091	0,002286709	0,000237505	0,39121798
					[kg]	0,59449646
					kg CO ₂ /ton	16,1

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

II.11 – Experimento 11

Tabela II. 11 – Resultados do experimento 11.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 11								Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
DATA 23/11/2011	Temperatura 27°C		Torre de Recheios - Selas					(min)	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Sobrenadante	Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1					Tempo	m ³ CO ₂ sai	m ³ N ₂ sai	Q ent	m ³ CO ₂ ent	m ³ CO ₂ abs	ΔMCO ₂ ·min
Vazão gás: 0,02121 m ³ /s	Vazão de liq. 0,96 l/s		Ph início 12,7					0	0,002315	0,019738	0,02329404	0,00266614	0,00035142	
ENTRADA														
Tempo(min)	MRU			TEMPEST 100										
	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)								
0	7,0	11,28	11,6	4	13	56	10	0,002592	0,019569	0,02364579	0,00285936	0,00026732	0,185624003	
10	7,6	10,40	10,9	5	4	65	20	0,002521	0,019265	0,02351672	0,00284715	0,00032621	0,17806071	
20	7,7	10,17	11,0	13	0	69	40	0,002643	0,0191	0,02360992	0,00281689	0,00017371	0,299955407	
40	7,7	10,01	11,0	14	0	74	60	0,002626	0,018989	0,02349027	0,00283901	0,00021293	0,231985973	
60	7,8	9,97	11,0	6	2	74	80	0,002609	0,018912	0,0232625	0,00279166	0,0001824	0,237198598	
80	7,7	10,08	10,8	14	0	72						[kg]	1,13	
100												kg CO ₂ /ton	30,6	
120														
140														
SAÍDA														
Tempo (min)	Hanna	MRU		TEMPEST 100										
	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)							
0	12,7	6,1	11,8	12,4	6	17	28							
10	9,7	6,9	10,89	11,8	6	2	31							
20	8,3	6,8	11,20	11,8	9	2	35							
30	8,2						37							
40	8,2	7,2	10,71	11,5	13	0	38							
50	8,2						39							
60	8,2	7,2	10,66	11,8	6	2	40							
80	8,2	7,2	10,47	11,7	14	0	42							
Comportamento do pH após o experimento em														
duração (dias)														
pH														
8,2 0														
12,9 68														
13 103														
12,9 187														
13,1 213														
13,2 242														
13 282														
13 318														
13,1 342														

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

II.3 – Experimento 13

Tabela II.13 – Resultados do experimento 13.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 13								Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
DATA 9-10/11/2011		Temperatura 27°C		Torre de Recheio estruturado				[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
LAMA/Água 27%pp		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1				Tempo	m CO ₂ sai	m N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	ΔMCO ₂ -min
Vazão gás 0,01986 m ³ /s		Vazão de liq. 0,87 l/s		Ph início 12,6				0	0,002291	0,018316	0,021281	0,002696	0,000405	
ENTRADA								10	0,002353	0,018208	0,021337	0,002652	0,000299	0,211076749
MRU								20	0,002207	0,018163	0,021242	0,00257	0,000363	0,198558278
TEMPEST 100								1410	0,002166	0,018301	0,020731	0,002604	0,000438	0,48066018
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)		1430	0,002395	0,018189	0,021009	0,002643	0,000248	0,41156864
0	7,7	9,80	10,7	0	5	54		1450	0,00257	0,017955	0,021293	0,002743	0,000173	0,252819113
10	7,6	10,10	11,0	0	8	56		1460	0,001981	0,017772	0,020823	0,002288	0,000307	0,144234562
20	7,4	10,14	11,3	0	5	56							[kg]	1,698917522
1410	7,4	10,57	10,7	0	8	44							kg CO ₂ /to	45,9
1430	7,6	9,92	10,7	0	4	52								
1450	8,0	9,44	9,8	0	4	61								
1460	6,7	11,24	12,7	0	13	55								
SAÍDA														
		Hanna		MRU		TEMPEST 100								
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)							
0	12,6	6,6	10,14	11,5	0	5	35							
10	9,7	6,8	10,16	11,1	0	7	36							
20	9,2	6,4	10,50	11,8	0	5	37							
30	9,1						38							
1410	10,5	6,2	11,15	11,7	0	9	33							
1420	9,4													
1430	9,0	6,9	10,42	11,1	0	5	35							
1440	8,6													
1450	8,6	7,5	9,82	10,6	0	4	39							
1460	8,6	5,8	12,1	14,2	0	34	40							

OBSERVAÇÕES:
Corrida foi interrompida e completada no dia seguinte devido ao afogamento do sistema de drenagem da torre. Este fato obrigou a limpeza do sistema de movimentação de gas.

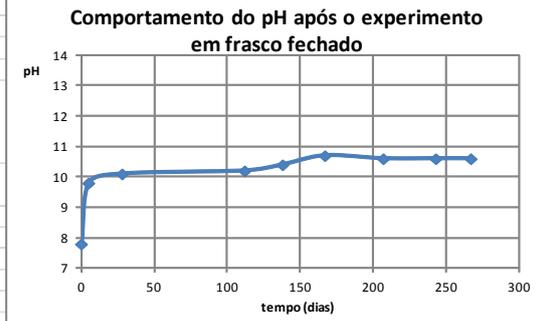
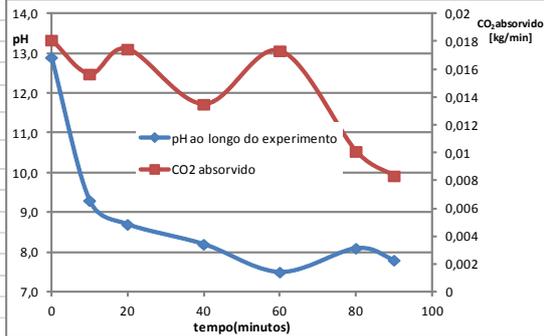
Comportamento do pH após o experimento em	
pH	duração (dias)
8,6	0
9,9	33
9,9	81
10,1	116
10,2	200
10,3	226
10,6	255
10,4	295
10,5	331
10,4	355

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

II.16 – Experimento 16

Tabela II.16 – Resultados do experimento 16.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 16							
DATA	08/02/2012	Temp.	27°C	Torre de Recheio estruturado			
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1			
Vazão gás	0,01620 m ³ /s	Vazão de liq. 0,97 l/s		Ph início 12,9			
ENTRADA							
		MRU		TEMPEST 100			
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0		4,7	14,42	14,7	0	35	43
10		5,0	13,82	14,6	0	22	43
20		5,8	12,80	15,7	0	50	46
40		5,0	13,57	14,6	0	19	48
60		5,1	13,30	14,3	0	13	45
80		5,1	13,39	14,6	0	15	44
90		5,0	13,34	14,6	0	15	44
SAÍDA							
	Hanna	MRU		TEMPEST 100			
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0	12,9	3,7	14,56	15,1	0	34	30
10	9,3	4,1	14,44	14,9	0	22	33
20	8,7	4,8	13,39	15,5	0	50	35
30							
40	8,2	4,2	14,35	14,7	0	18	37
50							
60	7,5	4,1	13,70	15,0	0	13	40
80	8,1	4,5	13,88	15,0	0	16	41
90	7,8	4,5	13,82	15,1	0	14	41
Cálculo da massa de CO ₂ reagida.							
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]	
Tempo	m	m N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	ΔMCO ₂ -min	
0	0,001065	0,01491	0,0170761	0,0013669	0,0003017		
10	0,001169	0,014713	0,0167882	0,00142963	0,000261	0,16881831	
20	0,001359	0,01468	0,0168641	0,001650	0,0002909	0,16556379	
40	0,001181	0,014521	0,0167798	0,0014064	0,0002249	0,30946721	
60	0,001142	0,014514	0,0165802	0,001431	0,0002888	0,3082366	
80	0,00125	0,014366	0,0163771	0,00141798	0,0001684	0,27432556	
90	0,00125	0,014376	0,0163591	0,00138864	0,0001391	0,09223228	
					[kg]	1,31864375	
					kg CO ₂ /ton	35,6	

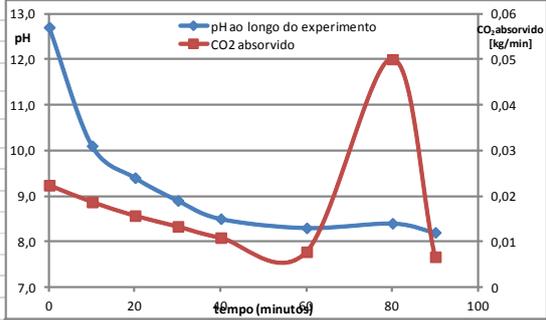


Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado	
pH	duração (dias)
7,8	0
9,8	5
10,1	28
10,2	112
10,4	138
10,7	167
10,6	207
10,6	243
10,6	267

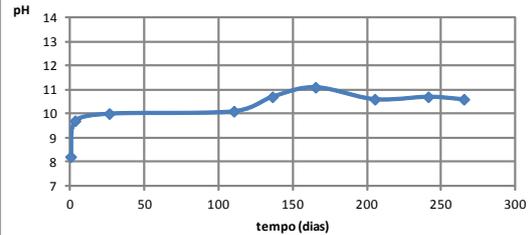
II.17 – Experimento 17

Tabela II.17 – Resultados do experimento 17.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 17								Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
DATA	10/02/2012	Temp. 23 - 27°C		Torre de Recheio estruturado				[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"			Quant. 1			Tempo	m	m N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	ΔMCO ₂ -min
Vazão gás	0,01037 m ³ /s	Vazão de liq. 1,00 l/s			Ph início 12,7			0	0,00100	0,009913	0,0110531	0,00137296	0,0003728	
ENTRADA								10	0,00102	0,009816	0,0110589	0,00132694	0,0003114	0,2052579
MRU				TEMPEST 100				20	0,00097	0,009645	0,0108657	0,00122926	0,0002612	0,17179277
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	30	0,00108	0,009694	0,0108472	0,00130153	0,0002218	0,14492263	
0	7,2	10,78	11,8	1	2	39	40	0,00104	0,009677	0,0107797	0,00122345	0,000181	0,12084058	
10	7,0	11,30	12,2	0	5	41	60	0,00097	0,009614	0,0107802	0,00109729	0,0001293	0,18615279	
20	6,6	11,70	12,8	1	2	41	80	0,00000	0,009514	0,0106714	0,00083387	0,0008339	0,57789321	
30	7,0	10,74	12	1	11	41	90	0,00069	0,009574	0,0107404	0,00080197	0,0001109	0,28341943	
40	6,6	11,04	12,3	1	4	40						[kg]	1,69027931	
60	5,9	12,54	13,6	1	2	39						kg CO ₂ /ton	45,7	
80	4,5	14,49	15,8	5	2	37								
90	4,3	14,70	15,9	0	6	37								
SAÍDA														
Hanna		MRU		TEMPEST 100										
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)							
0	12,7	5,3	11,77	12,4	1	2	23							
10	10,1	5,4	12,20	13,3	1	2	24							
20	9,4	5,2	13,02	13,6	1	0	27							
30	8,9	5,8	12,00	13	0	7	27							
40	8,5	5,6	12,35	12,9	1	2	27							
60	8,3	5,2	13,28	14,2	0	5	27							
80	8,4	4,0	15,60	16,2	1	2	26							
90	8,2	3,7	15,39	16,2	0	5	26							
Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		duração (dias)												
pH		duração (dias)												
8,2		0												
9,7		3												
10		26												
10,1		110												
10,7		136												
11,1		165												
10,6		205												
10,7		241												
10,6		265												



Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado



II.18 – Experimento 18

Tabela II.18 – Resultados do experimento 18.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 18							
DATA	Temp. 27°C		Torre de Recheio estruturado				
20/03/2012	Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1		
Vazão gás	0,01986 m ³ /s	Vazão de liq. 1,00 l/s		Ph início 12,4			
ENTRADA							
MRU			TEMPEST 100				
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	7,8	10,30	11,0	0	296	47	
10	7,6	10,16	12,4	0	144	66	
20	8,0	9,68	10,7	0	447	67	
40	7,8	9,80	10,8	0	385	74	
60	7,7	9,73	10,7	0	660	75	
80	7,7	9,72	10,8	0	610	71	
90	7,8	9,65	10,9	0	702	65	
100	7,8	9,82	10,9	0	662	68	
SAÍDA							
Hanna	MRU		TEMPEST 100				
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	12,4	6,4	10,2	0	76	30	
10	9,0	6,7	10,87	11,9	0	87	33
20	8,2	7,2	10,23	11,2	0	70	35
30	8,1						
40	8,1	7,2	10,32	11,2	0	90	39
50	8,1						
60	8,2	7,2	10,30	11,5	0	83	41
80	8,1	7,0	10,30	11,8	0	71	42
90	8,1	7,2	10,41	13,6	0	84	43
100	8,1	7,0	10,81	11,7	0	98	43

Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m	m _{N₂sai}	Q _{ent}	m _{CO₂ent}	m _{CO₂abs}	[AMCO ₂ -min]
0	0,002259	0,01865	0,0213605	0,00280176	0,000543	
10	0,002341	0,018252	0,0220551	0,00265906	0,0003179	0,25827383
20	0,002499	0,018164	0,0219923	0,00278273	0,0002834	0,1803886
40	0,002467	0,017911	0,0221112	0,00267234	0,0002054	0,29329349
60	0,002451	0,017801	0,0219935	0,00261641	0,0001654	0,22246992
80	0,002375	0,017788	0,0217213	0,00261436	0,0002390	0,24264084
90	0,002435	0,017665	0,0212026	0,00263139	0,0001960	0,13052395
100	0,002368	0,017622	0,021383	0,00263022	0,0002625	0,13756389
					[kg]	1,32759064
					kg CO ₂ /ton	35,9

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado			
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,1	0	8,1	0
9,6	19	9,5	3
9,8	27	9,8	9
9,7	43	10,1	19
9,8	61	10,3	27
9,8	70	10,2	42
10,2	96	10,5	61
10,3	125	10,2	75
10,2	165	10,8	96
10,2	201	11,4	165
10,2	225	11,2	201
		11,2	247

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto			
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,1	0	8,1	0
9,6	19	9,5	3
9,8	27	9,8	9
9,7	43	10,1	19
9,8	61	10,3	27
9,8	70	10,2	42
10,2	96	10,5	61
10,3	125	10,2	75
10,2	165	10,8	96
10,2	201	11,4	165
10,2	225	11,2	201
		11,2	247

II.19 – Experimento 19

Tabela II.19 – Resultados do experimento 19.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 19							
DATA	26/03 / 2012	Temp. 27°C		Torre de Spray			
Lama		Dist. Liq. Bicos cone ôco		Quant. 10			
Vazão gás	0,02070 m ³ /s	Vazão de liq. 0,8 l/s		Ph início 12,7			
ENTRADA							
Tempo(min)	MRU		TEMPEST 100				
	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	7,9	10,06	11,0	0	137	58	
10	7,8	10,06	11,0	0	170	56	
20	7,8	10,08	11,0	0	250	67	
40	7,6	11,20	11,1	0	253	68	
60	7,6	10,17	11,1	0	411	63	
80	7,5	10,25	11,2	0	276	67	
100	7,5	10,42	11,2	0	222	83	
SAÍDA							
Tempo (min)	Hanna	MRU		TEMPEST 100			
	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0	12,7	7,0	10,7	11,6	0	12	28
10	9,9	6,9	10,86	11,6	0	25	30
20	9,1	6,9	10,88	11,7	0	17	32
30	9,4						
40	9,2	6,8	10,96	11,9	0	15	37
50	9,0						
60	8,8	6,8	11,01	12,0	0	13	39
80	8,6	6,8	11,00	12,1	0	11	40
90	8,4						
100	8,3	6,8	10,98	12,1	0	11	45

Cálculo da massa de CO ₂ reagida.						
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Tempo	m	m ³ N ₂ sai	Q ent	m ³ CO ₂ ent	m ³ CO ₂ abs	[AMCO ₂ -min]
0	0,002592	0,01931	0,0228383	0,00293209	0,0003397	
10	0,002538	0,019169	0,0225062	0,00287037	0,0003322	0,20156518
20	0,002521	0,019038	0,0231064	0,00285061	0,0003292	0,19842198
40	0,002444	0,018735	0,0230638	0,00276422	0,00032	0,38952688
60	0,002428	0,018603	0,0222831	0,00271075	0,0002823	0,36138629
80	0,002421	0,018546	0,0224735	0,00266589	0,0002453	0,31661137
100	0,002382	0,018258	0,0232149	0,00262902	0,0002469	0,29535984
					1,7628715	[kg]
					47,6	kg CO ₂ /ton

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado.

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto.

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,3	0	8,3	0
10	13	9,8	3
10,4	21	10	13
10,3	37	10,9	21
10,4	55	10,4	36
10,5	64	10,5	55
10,5	90	10,4	69
10,8	119	10,7	90
10,8	159	10,9	159
10,7	195	11	195
10,6	219	11	241

II.20 – Experimento 20

Tabela II.20 – Resultados do experimento 20.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 20							Cálculo da massa de CO ₂ reagida.							
DATA 28/03 / 2012		Temp. 27°C		Torre de Recheio Randômico			[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]	
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1			Tempo	m	mi N ₂ sai	Q _{ent}	m CO ₂ ent	mi CO ₂ abs	ΔMCO ₂ -min	
Vazão gás 0,01808 m ³ /s		Vazão de liq. 0,8 l/s		Ph início 13,1			0	0,002232	0,017508	0,0200902	0,00269419	0,0004623		
ENTRADA							10	0,002202	0,016645	0,0192072	0,00252764	0,0003254	0,23630981	
		MRU		TEMPEST 100			30	0,002244	0,016478	0,0190036	0,0025325	0,0002888	0,18425586	
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,002277	0,016276	0,0185873	0,00250052	0,0002235	0,15368794
0		8,0	10,00	10,8	0	17	48	60	0,002262	0,016163	0,0185546	0,00244943	0,0001871	0,24634904
10		7,9	10,05	10,1			50	80	0,002217	0,016068	0,0184191	0,00240076	0,0001837	0,22244433
30		8,0	9,90	10,9	0	101	50	100	0,002217	0,016052	0,0183977	0,00240553	0,0001884	0,22327341
40		8,0	9,86	10,7	0	209	47							
60		7,9	9,88	10,9	0	128	49							
80		7,8	9,86	11,1	0	99	49							
100		7,8	10,10	10,9	0	249	48							
SAÍDA														
		Hanna		MRU			TEMPEST 100							
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)							
0	13,1	6,9	7,67	11,4	0	31	28							
10	10,2	6,9	10,80				32							
20	9,4	7,1	10,62	11,4	0	12	35							
30	9,0													
40	8,7	7,3	10,37	11,3	0	27	39							
50	8,3													
60	7,8	7,3	10,42	10,9	0	8	41							
70	7,3													
80	9,0	7,2	10,48	11,5	0	10	43							
90	8,9													
100	8,7	7,2	10,56	11,4	0	39	43							

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,7	0	8,7	0
9,7	11	10,1	11
10,2	19	10,6	19
10,1	35	10,4	34
10,2	53	11,0	53
10,3	62	10,8	67
10,4	88	10,8	88
10,5	117	11,3	157
10,5	157	11,3	193
10,5	193	10,9	239
10,6	217		

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado.

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto

II.21 – Experimento 21

Tabela II.21 – Resultados do experimento 21.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 21							Cálculo da massa de CO ₂ reagida.							
DATA 10/04 / 2012		Temp. 27°C		Torre de Recheio Ranômico			[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]	
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"			Quant. 1		Tempo	m	m N ₂ saí	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	ΔMCO ₂ -min	
Vazão gás 0,01793 m ³ /s		Vazão de liq. 0,8 l/s		Ph início 12,4			0	0,002781	0,016476	0,018757	0,00315087	0,0003695		
ENTRADA							10	0,002722	0,0163	0,01900	0,00301604	0,000294	0,199048	
MRU		TEMPEST 100					20	0,002601	0,016083	0,0186604	0,0029091	0,0003079	0,18057318	
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,002682	0,015828	0,0185242	0,00290062	0,0002182	0,31563662	
0	9,8	9,35	10,3	0	553	41	60	0,002543	0,015704	0,0183585	0,00281352	0,0002708	0,29335663	
10	9,5	9,52	10,5	0	482	49	80	0,002626	0,015669	0,0183616	0,00281399	0,0001878	0,27513564	
20	9,3	9,60	10,5	0	488	48	100	0,002245	0,015773	0,01818	0,0023696	0,0001242	0,18720053	
40	9,4	9,70	10,6	0	384	50	120	0,002336	0,015811	0,018331	0,002557	0,0002206	0,20688535	
60	9,2	9,81	10,6	0	202	50	140	0,002367	0,015834	0,018351	0,00249885	0,0001321	0,21161169	
80	9,2	10,00	10,8	0	132	50	160	0,002389	0,015725	0,0181662	0,00239065	1,149E-06	0,07994677	
100	7,8	10,31	10,8	0	90	49	180	0,00264	0,015642	0,0181347	0,00261997	-1,987E-05	-0,0112325	
120	8,4	9,68				51						[kg]	1,94	
140	8,2	9,85				51						kg CO ₂ /ton	52,4	
160	7,9	10,14				50								
180	8,7	9,38				51								
SAÍDA														
Hanna		MRU		TEMPEST 100										
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)							
0	12,4	8,7	9,96	11,5	0	88	29							
10	9,7	8,6	10,13	10,8	0	77	32							
20	9,2	8,3	10,72	10,9	0	84	35							
30														
40	8,8	8,7	10,31	10,9	0	75	40							
50	8,8													
60	8,5	8,3	10,83	11,0	0	44	42							
80	8,4	8,6	10,45	11,2	0	31	43							
90	8,4													
100	8,4	7,4	10,6	11,2	0	27	45							
120	8,4	7,7	10,1				45							
140	8,4	7,8	9,9				45							
160	8,4	7,9	10,1				46							
180	8,4	8,7	10,0				45							

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,4	0	8,4	0
9,6	7	10	7
9,6	23	9,9	22
9,6	41	10,5	41
9,7	50	11,1	76
9,8	76	11,4	145
10	105	11,5	181
10,3	181	11,2	227
10,3	205		

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado.

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto.

II.22 – Experimento 22

Tabela II.22 – Resultados do experimento 22.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 22							Cálculo da massa de CO2 reagida.							
DATA	26/04 / 2012	Temp. 27°C			Torre de Recheio estruturado			[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"			Quant. 1			Tempo	m	m N ₂ sai	Q' ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	Δ[CO ₂]-min
Vazão gás	0,01566 m ³ /s	Vazão de liq. 0,8 l/s			Ph início 11,7			0	0,00196	0,01473	0,017132	0,00237495	0,000413773	
ENTRADA														
MRU							TEMPEST 100							
Tempo(min)	%CO2	%O2	%O2	NO2 (ppm)	SO2 (ppm)	T (°C)								
0	8,4	9,42	10,4	1		53								
10	8,0	9,68	10,8	4	13	56								
20	7,9	9,66	10,8	4	24	54								
40	8,0	9,71	10,7	4	2	53								
60	7,7	9,77	10,5	5	2	50								
80	7,8	9,72	10,9	5	2	51								
100	7,1	10,52	11,6	4	2	50								
120	7,3	10,43				49								
140	7,2	10,50				48								
160	7,3	10,27				47								
180	7,1	10,40				47								
200	7,3	10,40				45								
220	7,0	10,27				45								
240	7,0	11,00				45								
250	7,0	10,69				45								
SAÍDA														
Hanna							TEMPEST 100							
tempo (min)	pH	%CO2	%O2	%O2	NO2 (ppm)	SO2 (ppm)	T (°C)							
0	11,7	7,0	10	11	1	11	28							
10	9,3	7,1	10,23	11,4	1	2	34							
20	8,7	7,2	10,10	11,4	4	2	38							
30	8,6													
40	8,6	7,2	10,40	11	4	2	42							
50	8,5													
60	8,5	7,6	9,90	11,0	4	2	45							
70	8,6													
80	8,7	7,2	10,27	11,3	4	2	44							
90	8,7													
100	8,7	6,4	11,47	12,1	4	2	45							
120	8,4	7,0	10,6				44							
140	8,4	6,9	11,62				45							
160	8,4	6,9	11,23				45							
180	8,4	7,0	10,49				45							
200	8,4	7,1	10,5				45							
220	8,4	7,1	10,49				45							
240	8,4	7,0	10,79				45							
250	8,4	7,0	11,8				45							

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,4	0	8,4	0
9,4	7	9,4	6
9,7	21	10,2	25
9,7	25	11	60
9,7	34	11	129
10,1	60	11,1	165
10,3	89	10,8	211
10,4	129		
10,5	165		
10,5	189		

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto

II.23 – Experimento 23

Tabela II.23 – Resultados do experimento 23.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 23							Cálculo da massa de CO ₂ reagida						
DATA 29/05 / 2012		Temp. 27°C		Recheio Randômico			[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1			Tempo	m	m N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	fAMCO ₂ -min
Vazão gás 0,01556 m ³ /s		Vazão de liq. l/s		Ph início 12,9			0	0,001991	0,014512	0,0171674	0,00233638	0,0003455	
ENTRADA							10	0,001831	0,014082	0,0167023	0,00215827	0,0003269	0,20172022
		MRU		TEMPEST 100			20	0,001902	0,013835	0,0162714	0,00206887	0,0001669	0,14814285
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,001884	0,01371	0,0159782	0,00209649	0,0002126	0,22766897
0	8,4	9,33				59	60	0,001949	0,013763	0,0159987	0,00207937	0,0001308	0,20600085
10	8,0	9,70				60	80	0,001872	0,013561	0,0156765	0,00197231	0,0001002	0,13859293
20	7,8	9,95				57	100	0,001884	0,013667	0,0157355	0,00209043	0,0002065	0,18402522
40	8,0	9,50				55	120	0,001884	0,013698	0,0157489	0,00209221	0,0002083	0,24886425
60	7,9	9,64				54	140	0,001962	0,013677	0,0155821	0,00206351	0,0001011	0,18561407
80	7,6	9,99				52	160	0,001932	0,013478	0,0157361	0,00203893	0,0001070	0,12486925
100	8,0	9,51				51	180	0,001962	0,013687	0,0157783	0,00203736	0,0000749	0,10917776
120	8,0	9,39				51	200	0,001995	0,01374	0,0157287	0,00204367	0,0000488	0,0742182
140	7,9	9,51				48	220	0,001989	0,013695	0,0157184	0,00206206	0,0000735	0,07333975
160	7,9	9,75				55	240	0,001884	0,013669	0,0156869	0,00193372	0,0000498	0,07395144
180	7,8	9,56				52						2,00	
200	7,8	9,49				50						kg CO ₂ /ton	54,0
220	7,9	9,35				51							
240	7,4	10,10				50							
SAÍDA													
		Hanna		MRU		TEMPEST 100							
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)						
0	12,9	7,2	9,97				30						
10	9,9	6,8	10,70				38						
20	8,9	7,2	10,18				44						
30	8,7												
40	8,7	7,2	10,15				47						
50	8,6												
60	8,5	7,4	10,15				45						
70	8,6												
80	8,6	7,2	10,54				49						
90	8,8												
100	8,6	7,2	10,41				47						
120	8,6	7,2	10,22				47						
140	8,6	7,5	10,05				47						
160	8,6	7,5	9,98				52						
180	8,6	7,5	9,99				47						
200	8,7	7,6	9,83				46						
220	8,6	7,6	9,84				47						
240	8,6	7,2	10,4				47						

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado	
pH	duração (dias)
8,6	0
9,3	27
9,8	56
10	88
10,1	96
10,1	132
10,3	156

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
pH	duração (dias)
8,6	0
9,5	6
10,8	96
11,1	132
11,2	178

II.24 – Experimento 24

Tabela II.24 – Resultados do experimento 24.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 24								
DATA 31/05 / 2012		Temp. 27°C		Torre de Recheio Randômico				
Lama		Dist. Liq. Ent. Livre 1/2"		Quant. 1				
Vazão gás 0,01507 m³/s		Vazão de liq. 0,8 l/s		Ph início 12,8				
ENTRADA								
		MRU		TEMPEST 100				
Tempo(min)		%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0		8,7	8,87				47	
10		8,4	9,22				47	
20		8,2	9,47				48	
40		8,3	9,34				49	
60		8,4	8,92				49	
80		8,1	9,31				48	
100		7,7	10,19				49	
120		8,6	8,77				50	
140		8,1	9,30				50	
160		7,4	10,29				49	
180		7,7	10,07				49	
200		7,7	9,77				49	
220		7,9	9,42				51	
240		7,6	9,80				50	
260		7,2	10,37				51	
280		7,9	9,44				53	
300		7,5	10,13				51	
320		7,4	10,01				50	
340		7,4	9,95				51	
360		7,4	10,78				50	
380		7,6	10,46				50	
400		7,8	10,23				51	
SAÍDA								
		Hanna		MRU		TEMPEST 100		
Tempo (min)	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	
0	12,8	7,6	9,56				28	
10	10,1	7,3	9,95				31	
20	9,4	7,3	10,23				33	
30	9,3							
40	9,0	7,2	10,05				38	
50	8,8							
60	8,7	7,4	10,11				41	
70	8,5							
80	8,5	7,7	9,78				44	
90	8,5							
100	8,6	7,2	10,37				45	
110	8,5							
120	8,5	7,6	9,91				45	
140	8,6	7,7	9,8				46	
160	8,5	7,0	10,83				46	
180	8,5	7,2	10,37				47	
200	8,5	7,3	10,28				48	
220	8,6	7,6	9,9				49	
240	8,5	7,5	10,01				49	
260	8,5	6,9	10,86				49	
280	8,5	7,6	9,78				51	
300	8,5	7,2	10,46				50	
320	8,5	7,2	10,22				49	
340	8,5	7,2	10,25				49	
360	8,5	7,2	11,02				47	
380	8,5	7,3	10,7				47	
400	8,6	7,8	10,3				46	

Cálculo da massa de CO ₂ reagida							
[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]	[kg]
Tempo	m	m N ₂ saí	Q _{ent}	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	JAMCO ₂ -min	[kg]
0	0,002049	0,014151	0,0161029	0,002355844	0,000306787		
10	0,001948	0,013996	0,015936	0,002251036	0,000302594		0,18281441
20	0,001936	0,013857	0,0158369	0,002176887	0,0002413		0,16316821
40	0,001878	0,01368	0,0156775	0,002174413	0,000296402		0,3226211
60	0,001912	0,013506	0,0154188	0,00216429	0,000252739		0,32948426
80	0,00197	0,013383	0,0152473	0,00207029	0,000100288		0,21181624
100	0,001836	0,013326	0,0153191	0,00197111	0,000134891		0,14110778
120	0,001938	0,013336	0,0152812	0,002189179	0,000250948		0,23150368
140	0,001958	0,013296	0,0152407	0,002056436	9,89302E-05		0,20992708
160	0,00178	0,013243	0,0151859	0,001877847	9,29656E-05		0,11833605
180	0,001825	0,013243	0,015201	0,001955917	0,000131308		0,13776268
200	0,001844	0,0132	0,0150968	0,001942503	9,83823E-05		0,13781413
220	0,001914	0,013172	0,0151307	0,001984965	7,10901E-05		0,10168346
240	0,001889	0,01317	0,0150968	0,001911275	2,25828E-05		0,05620379
260	0,001738	0,01313	0,0151288	0,00180885	7,12532E-05		0,05630162
280	0,001902	0,01311	0,0151558	0,00197592	7,3995E-05		0,08714889
300	0,001807	0,013106	0,0151111	0,001882022	7,45557E-05		0,08913038
320	0,001813	0,013185	0,0151151	0,001863234	5,00898E-05		0,07478728
340	0,001813	0,01318	0,0151454	0,001861136	4,79919E-05		0,058849
360	0,001825	0,013139	0,0152039	0,001874185	4,95759E-05		0,05854068
380	0,00185	0,013174	0,0152225	0,00192719	7,72394E-05		0,07608919
400	0,001983	0,013199	0,0152934	0,001980906	-2,0224E-06		0,04513018
						[kg]	2,89
						kg CO ₂ /ton	78,1

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
pH	duração (dias)	pH	duração (dias)
8,6	0	8,6	0
9,5	26	9,5	5
9,9	55	10,5	26
9,9	87	11	95
10	95	11,1	131
10	131	10,8	177
10,3	155		

II.25 – Experimento 25

Tabela II.25 – Resultados do experimento 25.

Carbonatação de Resíduos de Bauxita Experimento 25							Cálculo da massa de CO ₂ reagida						
DATA 06/06/2012		Temp. 27°C		Torre Spray			[min]	[kg/s]	[kg/s]	[m ³ /s]	[kg/s]	[kg/s]	[kg]
Lama		Dist. Liq. Bicos cone ôco		Quant. 10			Tempo	m	m ³ N ₂ sai	Q ent	m CO ₂ ent	m CO ₂ abs	JAMCO ₂ -min
Vazão gás 0,02035 m ³ /s		Vazão de liq. 0,8 l/s		Ph início 11,7			0	0,002359	0,018836	0,0214382	0,002648433	0,00028992	
ENTRADA							10	0,002551	0,018716	0,0215018	0,00276664	0,00021606	0,15179457
MRU		TEMPEST 100					20	0,002501	0,018368	0,0212042	0,002676099	0,00017532	0,11741553
Tempo(min)	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)	40	0,002387	0,018318	0,0211671	0,00263627	0,00024893	0,2545479
0	7,3	10,80				45	60	0,002093	0,018099	0,0208321	0,002269865	0,00017693	0,25551115
10	7,7	10,14				49	80	0,002295	0,018101	0,0208354	0,002471996	0,00017716	0,21245033
20	7,6	10,13				51	100	0,002391	0,018063	0,0207215	0,002493109	0,00010164	0,16727973
40	7,5	10,31				51	120	0,002426	0,018066	0,0207468	0,002530811	0,00010468	0,12379586
60	6,5	11,75				48	140	0,002384	0,018026	0,020651	0,002622654	0,00023882	0,20610259
80	7,1	10,90				49	160	0,002557	0,018063	0,0207012	0,002732805	0,00017623	0,24902924
100	7,2	10,52				49	180	0,002669	0,018127	0,0207141	0,002769122	0,00010038	0,16596743
120	7,3	10,51				49	200	0,002472	0,017972	0,0207708	0,002578851	0,00010715	0,12451956
140	7,6	10,01				49	220	0,002609	0,017917	0,0207305	0,002711126	0,00010211	0,12555452
160	7,9	9,74				49	240	0,002266	0,017859	0,0206819	0,002369765	0,00010404	0,12368768
180	8,0	9,40				49	260	0,002197	0,017865	0,0205816	0,002338704	0,00014164	0,14740447
200	7,5	10,07				52	280	0,0023	0,017887	0,0205841	0,002373381	0,00007332	0,12897655
220	7,9	9,76				52	300	0,002231	0,01793	0,0205216	0,002331882	0,00010048	0,1042855
240	6,9	11,09				51	320	0,002334	0,017924	0,020599	0,002443948	0,00010956	0,12602838
260	6,8	11,27				49	340	0,002327	0,017751	0,0204746	0,002429187	0,00010218	0,12704729
280	6,9	11,08				49	360	0,002094	0,017732	0,0205491	0,002197652	0,00010357	0,12345253
300	6,8	10,73				49	380	0,002142	0,017818	0,0206018	0,002244772	0,00010278	0,12380835
320	7,1	10,77				49	400	0,002177	0,017829	0,0205968	0,002278747	0,00010220	0,12298698
340	7,1	11,07				49	420	0,002107	0,017827	0,020617	0,002177307	0,00006986	0,10323689
360	6,4	12,15				49	440	0,002004	0,017789	0,0205579	0,002074217	0,00007041	0,08416342
380	6,5	12,12				48	460	0,001976	0,017791	0,0205749	0,002075931	0,00010037	0,10247058
400	6,6	11,95				48	480	0,001919	0,017922	0,0205892	0,001986067	0,00006754	0,10074612
420	6,3	12,34				48	500	0,002093	0,017931	0,0206413	0,002158873	0,00006593	0,08008376
440	6,0	12,83				47	520	0,001855	0,01792	0,0205979	0,001853365	-0,00001134	0,03875373
460	6,0	12,89				47						[kg]	3,79
480	5,7	13,16				45						kg CO ₂ /ton	102,5
500	6,2	12,57				46							
520	5,3	13,86				44							

SAÍDA							
Tempo (min)	Hanna	MRU		TEMPEST 100			
	pH	%CO ₂	%O ₂	%O ₂	NO ₂ (ppm)	SO ₂ (ppm)	T (°C)
0	11,7	6,5	11,57				29
10	10,3	7,1	10,68				32
20	10,0	7,1	10,62				38
30	9,7						
40	9,5	6,8	10,88				39
50	9,4						
60	9,2	6,0	12,14				41
70	9,2						
80	9,1	6,6	11,27				42
90	8,9						
100	8,8	6,9	10,88				43
110	8,7						
120	8,7	7,0	10,77				43
140	8,7	6,9	10,79				44
160	8,9	7,4	10,12				44
180	8,8	7,7	9,79				43
200	8,7	7,2	10,22				46
220	8,7	7,6	10,07				46
240	8,7	6,6	11,34				46
260	8,7	6,4	11,51				46
280	8,7	6,7	11,11				46
300	8,7	6,5	11,11				46
320	8,7	6,8	10,84				46
340	8,7	6,8	11,38				47
360	8,7	6,1	12,42				46
380	8,7	6,2	12,44				44
400	8,7	6,3	12,29				44
420	8,7	6,1	12,5				44
440	8,7	5,8	12,97				44
460	8,7	5,7	13,32				43
480	8,7	5,5	13,44				41
500	8,7	6,0	12,9				41
520	8,7	5,3	13,91				40

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado		Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto	
Tempo (dias)	pH	Tempo (dias)	pH
0	8,7	0	8,7
49	9,8	20	10,2
81	9,8	110	10,8
89	9,7	125	10,7
125	9,7	171	10,8
149	9,9		

Comportamento do pH após o experimento em frasco fechado

Comportamento do pH após o experimento em frasco aberto