

UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

**AVALIAÇÃO DE INÓCULOS METANOGENÉTICOS NA
ACELERAÇÃO DO PROCESSO DE DEGRADAÇÃO DA FRAÇÃO
ORGÂNICA DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS**

EDMUNDO PACHECO GADELHA

ORIENTADOR: Ricardo Silveira Bernardes

**DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E
RECURSOS HÍDRICOS**

BRASÍLIA/DF: SETEMBRO - 2005

**UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA
FACULDADE DE TECNOLOGIA**

DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL

**AVALIAÇÃO DE INÓCULOS METANOGÊNICOS NA
ACELERAÇÃO DO PROCESSO DE DEGRADAÇÃO DA FRAÇÃO
ORGÂNICA DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS**

EDMUNDO PACHECO GADELHA

**DISSERTAÇÃO SUBMETIDA AO DEPARTAMENTO DE
ENGENHARIA CIVIL E AMBIENTAL DA FACULDADE DE
TECNOLOGIA DA UNIVERSIDADE DE BRASÍLIA COMO PARTE
DOS REQUISITOS NECESSÁRIOS PARA OBTENÇÃO DO GRAU
DE MESTRE EM TECNOLOGIA AMBIENTAL E RECURSOS
HÍDRICOS.**

APROVADA POR:

PROF^a. RICARDO SILVEIRA BERNARDES, PhD (ENC-UnB)
(Orientador)

PROF. MARCO ANTONIO ALMEIDA DE SOUSA, PhD (ENC-UnB)
(Examinador Interno)

PROF^a. VIVIANA MARIA ZANTA, DSc (UFBA)
(Examinador Externo)

BRASÍLIA/DF, 8 DE SETEMBRO DE 2005.

FICHA CATALOGRÁFICA

GADELHA, EDMUNDO PACHECO

Avaliação de inóculos metanogênicos na aceleração do processo de degradação da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos

(PP), 210 x 297mm (ENC/FT/UnB, M.Sc., Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos, 2005)

Dissertação de Mestrado – Universidade de Brasília. Faculdade de Tecnologia. Departamento de Engenharia Civil e Ambiental.

1. Metanogênese

2. Inóculos

3. Resíduos sólidos

4. Digestão anaeróbia

I. ENC/FT/UnB

II. Título (série)

REFERÊNCIA BIBLIOGRÁFICA

GADELHA, E. P. (2005). *Avaliação de inóculos metanogênicos na aceleração do processo de degradação da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos*. Dissertação de Mestrado, Publicação PTARH.DM-70/2004, Departamento de Engenharia Civil e Ambiental, Universidade de Brasília, Brasília, DF, (n)p.

CESSÃO DE DIREITOS

NOME DO AUTOR: Edmundo Pacheco Gadelha

TÍTULO DA DISSERTAÇÃO: Avaliação de inóculos metanogênicos na aceleração do processo de degradação da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos.

GRAU: Mestre.

ANO: 2005.

É concedida à Universidade de Brasília permissão para reproduzir cópias desta dissertação de mestrado e para emprestar ou vender tais cópias somente para propósitos acadêmicos e científicos. O autor reserva outros direitos de publicação e nenhuma parte dessa dissertação de mestrado pode ser reproduzida sem autorização por escrito do autor.

Edmundo Pacheco Gadelha

Rua Ipê Amarelo, Lote 2, Bloco B, Ap. 203

CEP-72030-100 Águas Claras – DF – Brasil.

AGRADECIMENTOS

Desde já quero agradecer a todos que, direta ou indiretamente, me ajudaram a concluir mais esta fase de minha vida e desculpar-me com aqueles que, por acaso, não citar aqui.

A minha família, minha esposa, meu filho, meus pais e irmãos, que sempre me incentivaram em todos os momentos a concluir este mestrado.

A professora Deíza, que tive o privilégio de ter como minha orientadora, pela intensa dedicação e paciência em todos os dias desses últimos dois anos, ensinando-me também a perseverança na busca dos melhores resultados.

Aos professores Ricardo Bernardes, Cristina Célia e Marco Antonio que tanto contribuirão no desenvolvimento deste trabalho. Obrigado pelo incentivo.

Aos professores Sergio Koide, Nestor Campana, Nabil Joseph Eid e Oscar Moraes pelo incentivo e principalmente por todo o conhecimento que me transmitiram no decorrer desses anos.

Aos inúmeros colegas de mestrado que desde o início me incentivaram a prosseguir, sempre compartilhando seu tempo ajudando-me. Obrigado pela amizade.

Aos amigos André e Boy que por tantas vezes me ajudaram no laboratório de análises de água.

A colega Cristine Brasil pela intensa dedicação e amizade no decorrer deste estudo.

Aos alunos Bruno e Hugo Cristófidis pela grande e inestimável ajuda.

Aos colegas da BELACAP, Engenheiros Alberto, Pedro e Cláudio Rachid (*in memoriam*) que sempre compreenderam e sustentaram minhas inúmeras ausências.

A professora Viviana Maria Zanta, por suas inúmeras sugestões na conclusão deste trabalho.

A minha esposa Andréa e meu filho Pedro,
por meus momentos ausentes,
por seu constante incentivo e seu dedicado amor.

A meu pai Christovão e minha mãe Rejane,

DEDICO.

RESUMO

AVALIAÇÃO DE INÓCULOS METANOGÊNICOS NA ACELERAÇÃO DO PROCESSO DE DEGRADAÇÃO DA FRAÇÃO ORGÂNICA DOS RESÍDUOS SÓLIDOS URBANOS

Autor: Edmundo Pacheco Gadelha

Orientadora: Deíza Maria Corrêa Lara Pinto

Programa de Pós Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

Brasília, Setembro 2005

O conhecimento do processo de degradação do FORSU é a chave para o entendimento e controle da digestão anaeróbia. Processos físicos, químicos e principalmente microbiológicos ocorrem na degradação dos resíduos sólidos e a utilização de métodos que beneficiem o desenvolvimento de certos grupos de microrganismos pode auxiliar na obtenção de uma partida rápida e equilibrada.

Neste sentido o presente estudo analisou a capacidade de dois inóculos na aceleração da degradação anaeróbia da FORSU. Foram empregados como inóculos o percolado de um aterro controlado e o lodo de esgoto de uma estação de tratamento de esgotos sanitários.

A fração orgânica utilizada como substrato foi preparada no laboratório segundo metodologia citada por Pinto (2000), a fim de evitar problemas de reprodutibilidade e formando assim um resíduo padrão. Desenvolveu-se um reator anaeróbio com capacidade de 2,65 litros e um sistema para a medição do gás metano.

O meio de reação foi preparado com o resíduo padrão e os inóculos em diferentes proporções, de forma a atingir Fator de Inoculo (FI) de 0,02 , 0,015 e 0,01. Comparou-se o desempenho dos dois inóculos avaliando qual FI proporcionaria as melhores condições para o processo de degradação.

Após 120 dias de digestão, os substratos com maior capacidade de degradação, em termos de STV, estavam nos reatores inoculados com Percolado.

A DQO, ao final do ensaio, apresentou valores de 32 a 52 g/L e valores de pH na faixa de 4,3 a 5,5, indicando que o processo encontrava-se na fase ácida de degradação, sendo que os maiores valores eram correspondentes aos reatores inoculados com lodo de esgoto.

A produção de metano e a DQO observadas nos reatores com diferentes FI's e mesmo inóculo foram semelhantes, sugerindo assim, que os FI's testados não chegaram a causar alterações significativas no processo de degradação.

ABSTRACT

EVALUATION OF METHANOGENIC INOCULUM IN ANAEROBIC DIGESTION PROCESS OF URBAN SOLID WASTE ORGANIC FRACTION.

Author: Edmundo Pacheco Gadelha

Supervisor: Deíza Maria Corrêa Lara Pinto

Programa de Pós Graduação em Tecnologia Ambiental e Recursos Hídricos

Brasília, September of 2005

The knowledge of MSWOF digestion is the key for understanding and control of anaerobic digestion. The physics, chemicals and mainly microbiological process happen in solid waste digestion and the use of methods that can benefit some microorganism groups may help to obtain a fast and equilibrated start.

This present study analyzed the capacity of two inoculum in anaerobic digestion acceleration of MSWOF. Were used like inoculum the leach ate of a controlled landfill and the sewerage mud of a treat plant of municipal sewerage.

The used organic fraction like substrate was prepared in laboratory by methodology mentioned by Pinto (2000), to prevent reproductibility problems and making the standard waste. Was developed a anaerobic reactor with 2,65 liters of capacity and a measuring methane system.

The reaction moisture was prepared with the standard waste and one of the different inoculums in three proportions to make the Inoculum Factor (IF) of 0,02 , 0,015 and 0,01. It was compared the capacity of the inoculums evaluating witch IF promoted better conditions to digestion process.

After 120 days of digestion, the substrates with highest digestion rates of TVS were the leach ate inoculated.

The OQD, at the end of study, presented values of 32 to 52 g/L and rates of pH at 4,3 to 5,5, indicating that's the process was at acid faze of digestion, and the highest rates corresponds to the sewerage mud inoculated reactors.

The observed methane production and OQD in the reactors with different IF's and same inoculum were similar suggesting that's the tested IF's did not cause significant changes in digestion process.

SUMÁRIO

| | |
|--|----|
| 1 – INTRODUÇÃO | 01 |
| 2 – OBJETIVOS | 06 |
| 3 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA | 07 |
| 3.1 – DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUOS SÓLIDOS | 07 |
| 3.1.1 – Aspectos Microbiológicos | 09 |
| 3.1.2 - Fatores Intervenientes | 12 |
| 3.1.2.1 – Temperatura | 12 |
| 3.1.2.2 - Potencial Hidrogeniônico (pH) | 14 |
| 3.1.2.3 – Substâncias inibidoras da metanogênese | 16 |
| 3.1.2.4 – Nutrientes | 17 |
| 3.1.2.5 – Umidade | 18 |
| 3.1.2.6 – Tamanho das partículas | 20 |
| 3.1.2.7 – Potencial de Oxi-redução | 21 |
| 3.2 - EXPERIÊNCIAS COM DIGESTÃO ANAERÓBIA | 22 |
| 3.4.1 – Processos utilizados para aceleração da metanogênese. | 22 |
| 3.4.2 – Inoculação em escala experimental | 24 |
| 3.4.3 - Biorreatores Anaeróbios em escala real | 26 |
| 4 – METODOLOGIA | 30 |
| 4.1 – APARATO EXPERIMENTAL | 30 |
| 4.1.1 – Construção dos Biorreatores | 30 |
| 4.1.1.1 – Descrição do reator | 31 |
| 4.1.1.2 – Testes com os reatores | 33 |
| 4.1.2 – Aparato para medição dos gases – Mariotte | 34 |
| 4.1.3 – Correção estequiométrica dos gases | 35 |
| 4.2 – ETAPAS DE PREPARAÇÃO DO MEIO DE REAÇÃO | 37 |
| 4.2.1 – Elaboração da Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos Urbanos Padrão | 37 |
| 4.2.2 – Coleta dos Inóculos | 41 |

| | |
|---|----|
| 4.2.3.– Definição das massas de FORSup e Inóculos | 42 |
| 4.2.4 – Procedimento de preenchimento dos reatores | 43 |
| 4.4 – PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS AVALIADOS | 45 |
| 5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO | 47 |
| 5.1 – CARACTERIZAÇÃO DO MEIO DE REAÇÃO | 47 |
| 5.1.1 – Características dos inóculos | 47 |
| 5.1.2 – Análises da Fração Orgânica dos Resíduos | |
| Sólidos Urbanos padrão | 48 |
| 5.1.3 - Características do Meio de Reação | 50 |
| 5.2 –PRODUÇÃO GÁSOSA | 51 |
| 5.3 – MONITORIZAÇÃO DO EXPERIMENTO | 53 |
| 5.3.1 – Aspecto geral do meio de reação ao fim do ensaio | 55 |
| 5.3.2 – Variação do teor de umidade dos MR | 56 |
| 5.3.3 – Análise dos sólidos totais e dos sólidos totais voláteis | 57 |
| 5.3.4 – Análise da Produção Metano | 58 |
| 5.3.5 – Análise da DQO do lixiviado produzido no ensaio | 59 |
| 5.3.6 - Análise da degradação dos STV | 60 |
| 5.3.7 – Análise do pH | 61 |
| 6 – CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES | 63 |
| REFERÊNCIAS BIBLIOGRAFIAS | 65 |
| <u>APÊNDICES</u> | 71 |
| APENDICE A – TABELAS DE PRODUÇÃO GASOSA | 72 |
| APÊNDICE B - TABELAS TOTALIZADORAS DA PRODUÇÃO DE METANO | 86 |
| APÊNDICE C - METODOLOGIAS PARA ANÁLISES DE RESÍDUOS SÓLIDOS DEFINIDAS PELO PROSAB | 88 |
| APÊNDICE D - ILUSTRAÇÕES COMPLEMENTARES | 93 |

LISTA DE TABELAS

| | | | |
|--------|------|---|----|
| Tabela | 4.1 | Composição Física dos RSU do Brasil e Distrito Federal | 38 |
| Tabela | 4.2 | Definição de Massas de FORSup e Volumes de Inóculos | 43 |
| Tabela | 4.3 | Análises realizadas | 46 |
| Tabela | 5.1 | Análises Preliminares dos Inóculos | 47 |
| Tabela | 5.2 | Valores médios de ST, STV, Umidade e Densidade da FORSup | 48 |
| Tabela | 5.3 | Composição gravimétrica dos RSU de Ceilândia e Taguatinga - DF | 49 |
| Tabela | 5.4 | Composição elementar da FORSU das cidades de Ceilândia e Taguatinga - DF | 49 |
| Tabela | 5.5 | Composição gravimétrica dos RSU do Brasil e Distrito Federal | 50 |
| Tabela | 5.6 | Análises de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis dos MR | 50 |
| Tabela | 5.7 | pH e DQO iniciais dos MR | 51 |
| Tabela | 5.8 | Análises do Meio de Reação no final do ensaio | 54 |
| Tabela | 5.9 | Diferenças de massa do MR inicial e final | 56 |
| Tabela | 5.10 | Balanco de massa de STV e produção de metano por g de STV degradado | 57 |
| Tabela | 5.11 | Valores comparativos de degradação de STV e produção de Metano | 58 |
| Tabela | 5.12 | Produção de metano em função da DQO e da degradação dos ST e STV. | 61 |
| Tabela | A1 | produção de gás em 29/12 e 02/01 | 72 |
| Tabela | A2 | produção de gás em 5/1 e 8/1 | 72 |
| Tabela | A3 | produção de gás em 11/1 e 14/1 | 73 |
| Tabela | A4 | produção de gás em 17/1 e 20/1 | 73 |
| Tabela | A5 | produção de gás em 23/1 e 26/1 | 74 |
| Tabela | A6 | produção de gás em 29/1 e 01/2 | 74 |
| Tabela | A7 | produção de gás em 04/2 e 07/2 | 75 |
| Tabela | A8 | produção de gás em 10/2 e 13/2 | 75 |
| Tabela | A9 | produção de gás em 16/2 e 19/2 | 76 |
| Tabela | A10 | produção de gás em 22/2 e 25/2 | 76 |

| | | | |
|--------|-----|--|----|
| Tabela | A11 | produção de gás em 28/2 e 3/3 | 77 |
| Tabela | A12 | produção de gás em 6/3 e 9/3 | 77 |
| Tabela | A13 | produção de gás em 12/3 e 15/3 | 78 |
| Tabela | A14 | produção de gás em 18/3 e 21/3 | 78 |
| Tabela | A15 | produção de gás em 24/3 e 27/3 | 79 |
| Tabela | A16 | produção de gás em 30/3 e 2/4 | 79 |
| Tabela | A17 | produção de gás em 5/4 e 8/4 | 80 |
| Tabela | A18 | produção de gás em 9/4 e 10/4 | 80 |
| Tabela | A19 | produção de gás em 11/4 e 12/4 | 81 |
| Tabela | A20 | produção de gás em 13/4 e 14/4 | 81 |
| Tabela | A21 | produção de gás em 15/4 e 16/4 | 82 |
| Tabela | A22 | produção de gás em 17/4 e 18/4 | 82 |
| Tabela | A23 | produção de gás em 19/4 e 20/4 | 83 |
| Tabela | A24 | produção de gás em 21/4 e 22/4 | 83 |
| Tabela | A25 | produção de gás em 23/4 e 24/4 | 84 |
| Tabela | A26 | produção de gás em 25/4 e 26/4 | 84 |
| Tabela | A27 | produção de gás em 27/4 e 28/4 | 85 |
| Tabela | A28 | produção de gás em 29/4 e 30/4 | 85 |
| Tabela | B1 | Produção totalizada de metano até o 40° dia | 86 |
| Tabela | B2 | Produção totalizada de metano até o 82° dia | 86 |
| Tabela | B3 | Produção totalizada de metano até o 106° dia | 87 |
| Tabela | B4 | Produção totalizada de metano até o 120° dia | 87 |

LISTA DE FIGURAS

| | | |
|-------------|--|----|
| Figura 3.1 | Metanogênese | 09 |
| Figura 3.2 | Atividade relativa de produção de metano em função da temperatura | 13 |
| Figura 3.3 | Produção de biogás em função da Umidade | 19 |
| Figura 3.4 | Efeito da umidade na produção de biogás em aterro sanitário | 20 |
| Figura 3.5 | Reatores do Sistema Vagron – Tilburg, Holanda | 28 |
| Figura 3.6 | Reatores do Sistema Valorga | 28 |
| Figura 4.1 | Projeto do Reator - corte transversal | 31 |
| Figura 4.2 | Conexão Bico injetor e registro | 31 |
| Figura 4.3 | Reator | 32 |
| Figura 4.4 | Detalhe do anel de segurança encaixado no reator | 33 |
| Figura 4.5 | Teste com reator | 33 |
| Figura 4.6 | Esquema de montagem do aparato de mariotte | 34 |
| Figura 4.7 | Aparato de medição de gás- Mariotte | 34 |
| Figura 4.8 | Regulador eletrônico de temperatura | 36 |
| Figura 4.9 | Interior da câmara com reatores | 36 |
| Figura 4.10 | Preparo da FORSUP | 40 |
| Figura 4.11 | FORSUP preparada | 40 |
| Figura 4.12 | Meio de Reação colocado no reator | 44 |
| Figura 4.13 | Meio de Reação sendo comprimido | 44 |
| Figura 4.14 | Esquema de distribuição do meio de reação | 45 |
| Figura 5.1 | Produção de metano nos diferentes reatores | 52 |
| Figura 5.2 | Comparativo da produção de CH ₄ com os vazamentos ocorridos | 53 |
| Figura 5.3 | Meio de Reação após ser retirado do reator | 55 |
| Figura 5.4 | Meio de Reação ao fim do ensaio | 55 |
| Figura 5.5 | Variação de umidade no início e no fim do ensaio | 56 |
| Figura 5.6 | Comparativo DQO x Metano produzido | 59 |
| Figura 5.7 | Variação do pH no início e no fim do ensaio | 62 |
| Figura D1 | Leitura de pressão interna do reator | 93 |

| | | |
|-----------|---|----|
| Figura D2 | Leitura da produção gasosa com o Mariotte | 93 |
| Figura D3 | Meio de Reação ao final de ensaio | 94 |
| Figura D4 | Coleta do percolado do Meio de Reação | 94 |

LISTA DE SIGLAS E ABREVIATURAS

A – Amostra 1

A' – Amostra 2

B - Branco

BELACAP – Serviço de Ajardinamento e Limpeza Urbana do Distrito Federal

CAESB – Companhia de Água e Esgotos de Brasília

CNTP – Condições Normais de Temperatura e Pressão

C:N – Relação entre Carbono Orgânico Total e Nitrogênio Total

C:N:P – Relação entre Carbono Orgânico Total, Nitrogênio Total e Fósforo

CH₄ – Gás metano

CO₂ – Dióxido de Carbono

DF – Distrito Federal

DQO – Demanda Química de Oxigênio

EH – Potencial oxi-redução

FORSUD – Fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos domésticos

FORSUp – Fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos padrão

FI – Fator de Inóculo

GDF – Governo do Distrito Federal

I - Inóculo

IBGE – Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística

Le – Lodo de esgoto

Mf – Massa da FORSUp

MR – Meio de Reação

N₂ - Nitrogênio

NTK – Nitrogênio Total Kjeldahl

N-NH₄⁺ - Nitrogênio amoniacal

P_L - Percolado

P_{met} – Potencial metanogênico

P_{atm} – Pressão atmosférica

pH – Potencial hidrogeniônico

PSNB – Pesquisa Nacional de Saneamento Básico

RSU – Resíduos sólidos urbanos

STV – Sólidos Totais Voláteis

ST – Sólidos Totais

T_{amb} – Temperatura ambiente

V bio – Volume de biogás

V_{CH4} – Volume de gás metano

V med – Volume medido

P 0,02 A – Fator de inóculo 0,02, inóculo percolado, amostra A

P 0,02 A' – Fator de inóculo 0,02, inóculo percolado, amostra A'

P0,02b - Fator inóculo 0,02, inóculo percolado- Branco

L 0,02 A – Fator inóculo 0,02 , inóculo Lodo, amostra A

L 0,02 A' – Fator inóculo 0,02 , inóculo Lodo, amostra A'

L0,02 b – Branco - Fator inóculo 0,02, inóculo Lodo

P 0,015 A – Fator de inóculo 0,015, inóculo percolado, amostra A

P 0,015 A' – Fator de inóculo 0,015, inóculo percolado, amostra A'

P0,015b - Fator inóculo 0,015, inóculo percolado- Branco

L 0,015 A – Fator inóculo 0,015 , inóculo Lodo, amostra A

L 0,015 A' – Fator inóculo 0,015 , inóculo Lodo, amostra A'

L0,015 b – Branco - Fator inóculo 0,015, inóculo Lodo

P 0,01 A – Fator de inóculo 0,01, inóculo percolado, amostra A

P 0,01 A' – Fator de inóculo 0,01, inóculo percolado, amostra A'

P0,01b - Fator inóculo 0,01, inóculo percolado- Branco

L 0,01A – Fator inóculo 0,01 , inóculo Lodo, amostra A

L 0,01 A' – Fator inóculo 0,01 , inóculo Lodo, amostra A'

L0,01 b – Branco - Fator inóculo 0,01, inóculo Lodo

1 - INTRODUÇÃO

A produção dos Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) sempre acompanhou o desenvolvimento humano, em função do crescimento populacional e dos meios de produção, seja na agricultura ou na indústria. Caracterizando-se como um fenômeno irreversível, tem no crescimento populacional seu elemento principal, pois com este vem o aumento pela demanda de maiores quantidades de bens de consumo e serviços.

Outros fatores podem influenciar a produção de Resíduos Sólidos Urbanos (RSU) destacando-se: área relativa à ocupação urbana, número de habitantes, variações sazonais, condições climáticas, hábitos e costumes da população e nível socioeconômico, sendo este último um dos mais importantes. A componente econômica tem se caracterizado em todo mundo como o principal fator determinante na produção per capita de resíduos, tendo influência direta na quantidade e na qualidade do lixo produzido diariamente.

Segundo Maciel e Jucá (2002) todas as etapas envolvidas nos sistemas de limpeza urbana têm sido implantadas em função do poder econômico das populações atendidas, sendo os equipamentos envolvidos na coleta e no transporte, bem como a forma de tratamento e destino final dos RSU definidos a partir disso.

Independentemente da limitação econômica essas duas últimas etapas do sistema têm ganhado cada vez mais importância em função de sua complexidade e das possíveis consequências danosas ao meio ambiente. A escolha apropriada dos métodos e das tecnologias de tratamento e destino final para os RSU implicará em formas de controle ou, pelo menos, remediação dos aspectos negativos dessas consequências, diminuindo os prejuízos para o meio ambiente.

No Brasil, o destino final dos RSU é distribuído da seguinte forma: 63,8% lixões a céu aberto, 18,4% aterros controlados, 13,8% aterros sanitários, 3,9% tratamento em usinas de compostagem e 0,1% incinerados, (IBGE 2000).

O lançamento a céu aberto tem sido a prática para disposição inadequada dos resíduos empregada na maior parte dos municípios brasileiros, onde ainda há disponibilidade de áreas para este tipo de destinação e as capacidades de investimento municipais ou estaduais não priorizam o tratamento e a disposição final de lixo como prioridades. A disposição nos denominados lixões ou bota-foras, não prioriza medidas de proteção, causando sérias consequências ambientais muitas vezes irreparáveis para os solos, a água, fauna, flora e atmosfera. Em muitos casos é prática comum a queima dos resíduos, tanto para catação de materiais recicláveis como para diminuição do volume de resíduos já depositados, causando poluição atmosférica. Normalmente não ocorre o recobrimento diário, o que facilita a proliferação de insetos e outros animais, vetores de inúmeras doenças, geração de odores e poluição de águas superficiais. Tais práticas passam então, de soluções de limpeza urbana para catalisadores de problemas sociais e de saúde pública.

Buscando solucionar os problemas gerados pelos resíduos sólidos urbanos (RSU), várias formas de disposição, pré-tratamento, tratamento e operação de sistemas vêm sendo estudadas e aplicadas, podendo-se destacar: incineração, pirólise, hidrólise térmica, combustão em leito catalítico, combustão em leito fluidificado, compostagem, lixiviação microbiana e físico-química, encapsulamento, secagem/ desidratação, reciclagem e disposição em aterro sanitário, (Pinto 2000).

Dentre os métodos de tratamento mais utilizados no Brasil destacam-se o aterro sanitário, a compostagem e, em poucas cidades, a incineração conforme PNSB de 2000 (IBGE, 2002).

Como forma de manejo, a coleta seletiva tem sido fomentada em diversas cidades brasileiras, podendo implicar na redução significativa do volume de RSU, pois os produtos segregados teriam uma destinação mais direta para os processos de reciclagem, com inúmeras vantagens tais como: valorização dos produtos para comercialização, redução da atividade industrial com conseqüente redução da poluição ambiental e com redução de consumo de energia, geração de trabalho e renda com o engajamento de pessoas sem qualificação profissional no processo de segregação.

A incineração tem custos de implantação e manutenção dos equipamentos envolvidos bastante elevados. Sua utilização quase sempre é restrita aos considerados resíduos

perigosos, como resíduos hospitalares e os demais pertencentes a classe I (NBR 10004, ABNT 2004).

A compostagem tem como principal vantagem o aproveitamento do composto orgânico resultante do processo de estabilização da matéria orgânica, todavia necessita de grandes espaços além de requerer o processo de segregação ou coleta seletiva.

O aterro sanitário é uma técnica para disposição de resíduos sólidos no solo, que fundamentado em critérios de engenharia e normas operacionais específicas permite o confinamento seguro, em termos de controle da poluição e proteção ao meio ambiente, (Bidone e Povinelli 1999).

O aterro sanitário é a opção mais comumente utilizada no país, em função do seu baixo custo de operação, comparado às outras formas de tratamento; capacidade de absorção diária de grandes volumes de resíduos; possibilidade de recuperação de áreas degradadas e de baixo valor comercial; não requerimento de pessoal operacional altamente qualificado; aceitação de todo tipo de RSU, exceto os considerados perigosos, e ainda a possibilidade de produção de gás combustível.

Do ponto de vista técnico alguns fatores limitantes da implantação e operação de aterros sanitários são: indisponibilidade de áreas apropriadas; indisponibilidade de material de cobertura diária e ausência de condições climáticas favoráveis à operação durante todo ano.

A exemplo do Distrito Federal, nos últimos 33 anos, aproximadamente 15 milhões de toneladas de lixo, a maior parte “in natura”, foram dispostas em um aterro não controlado, sujeito a todos os tipos de problemas de saúde pública e ambiental citados anteriormente e, deste total, mais de 50% corresponde à fração orgânica. (BELACAP, 2004).

Não diferente da realidade nacional, o crescimento populacional do DF superou a capacidade de investimento do poder público, resultando na atual incapacidade de tratamento adequado do volume total dos RSU coletados. O Distrito Federal tem aproximadamente dois milhões de pessoas e a produção diária de RSU é de 2000

toneladas, deste total 1100 toneladas são dispostas em aterro não controlado, sem tratamento algum, (BELACAP, 2004).

O aterro sanitário é a alternativa mais viável em termos econômicos para o DF e que, em médio prazo, absorveria o grande excedente de lixo não tratado. Todavia, conforme abordado anteriormente, o principal problema relacionado com os aterros é que necessitam de grandes áreas em função do elevado tempo de degradação, o que resulta em maior tempo de ocupação do espaço físico. A estabilização dos resíduos sólidos em um aterro pode levar mais de 100 anos, dependendo do material aterrado e das condições ambientais. Isto decorre do fato do processo de degradação e de bioestabilização dos resíduos sólidos ser bastante complexo, envolvendo uma série de fatores que influenciam fortemente a partida e a estabilização do processo. A grande quantidade de material celulolítico é um dos principais fatores que eleva o tempo de operação.

Vários autores como Barlaz (1989a), Lima (1988), entre outros, citam que o aterro sanitário funciona como um digestor anaeróbio onde a atividade microbiana, principalmente das bactérias anaeróbias e organismos metanogênicos, através do seu metabolismo, transformam a matéria orgânica em produtos combustíveis como o gás metano, gás carbônico e o hidrogênio. Isto é possível dentro de padrões rígidos de projeto e operação dos aterros para que se alcance alguma eficiência semelhante a um reator.

Partindo-se deste princípio e levando em consideração que entre 50 a 60 % dos resíduos aterrados no Brasil, são compostos por matéria orgânica degradável (IBGE, 2002), é possível otimizar e acelerar o processo de degradação em um aterro, desde que conhecidos os aspectos básicos deste processo, de forma a interferir nos pontos de desequilíbrio do sistema. Nesse sentido, a utilização de inóculo adaptável ao resíduo ou mesmo a otimização dos fatores intervenientes ao processo, como a umidade, poderá influenciar significativamente no processo de degradação, contribuindo para a redução do tempo de bioestabilização. Com isso a área do aterro poderá ser reutilizada em espaço de tempo significativamente menor.

No Brasil o processo de tratamento anaeróbio de resíduos sólidos ainda está em fase de estudos, não existindo nenhum reator em operação em escala real.

As diferenças nas características dos resíduos produzidos no Brasil e a escassez de informações técnico científicas sobre os projetos desenvolvidos na Europa, devido muitas vezes à segredos industriais, tem levado os pesquisadores brasileiros a realizar pesquisas básicas para compreensão do processo de degradação e aplicação da tecnologia de acordo com a nossa realidade.

A realização de estudos para conhecer e desenvolver todos os aspectos relativos à digestão anaeróbica de resíduos sólidos urbanos possibilitará a otimização da vida útil dos aterros sanitários, o controle mais adequado de poluentes então produzidos, ampliar a possibilidade de produção de gás combustível, bem como desenvolver novas tecnologias de disposição final para o tratamento de outros subprodutos dos sistemas de saneamento, como os efluentes de esgotos sanitários e do próprio lixiviado produzido no aterro.

Dessa forma, o presente trabalho pretende obter dados que possam contribuir para a compreensão do processo de degradação dos resíduos sólidos urbanos, especialmente no que se refere à aceleração do processo por meio do emprego de inóculos. O estudo permitirá ainda avaliar a capacidade de produção de gás combustível durante o processo de degradação, o que trará como consequência a otimização da vida útil dos aterros sanitários.

2 – OBJETIVOS

2.1 - OBJETIVO GERAL

O presente trabalho tem por objetivo avaliar o desempenho de dois tipos de inóculos na aceleração do processo de degradação da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos .

2.2 - OBJETIVOS ESPECÍFICOS:

- Conceber um aparato experimental composto de reator anaeróbio e de um medidor para a produção de gases provenientes da digestão anaeróbia;
- Realizar o aprimoramento metodológico para a elaboração do resíduo padrão compatibilizando com trabalho já desenvolvido;
- Analisar o desempenho dos inóculos na aceleração do processo de degradação da Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos Urbanos através da análise quantitativa do gás metano, dos parâmetros físico-químicos do percolado e do percentual de degradação da fração sólida;

3 – FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

3.1 – DIGESTÃO ANAERÓBIA DE RESÍDUOS SÓLIDOS

A decomposição da Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos Urbanos - FORSU em um aterro sanitário e sua conversão em gás metano é um processo que envolve a ação de diversos grupos tróficos de microrganismos. Segundo Barlaz (1989b), esta decomposição ocorre em quatro fases distintas: fase aeróbia (fase I), fase anaeróbia ácida (fase II), fase de produção acelerada de metano (fase III) e fase de produção desacelerada de metano (fase IV).

Fase I, denominada aeróbia, inicia-se já na deposição dos resíduos no aterro, quando então os componentes orgânicos biodegradáveis dos resíduos sólidos começam a sofrer a decomposição microbiana. A decomposição nessa fase ocorre em condições aeróbias, pois uma certa quantidade de ar é aterrada com o resíduo. Oxigênio e nitrato são consumidos e os açúcares solúveis servem como fontes de carbono para as atividades microbianas. O gás é composto praticamente de CO_2 e H_2O , e o pH, em torno de 7,0, cai rapidamente com o consumo do oxigênio e o início da fermentação, (Barlaz 1989b).

Fase II- anaeróbia ácida, inicia-se com a produção significativa de ácidos carboxílicos provocados pela aceleração da atividade microbiana e queda do valor do pH abaixo de 6,0. Segundo Lima (1989), um fator determinante dessa fase é a produção de hidrogênio, que tem como fonte os ácidos orgânicos de cadeia longa. Ainda no início dessa fase, ocorre a hidrólise enzimática dos compostos de massas moleculares mais elevadas (lipídios, proteínas e polissacarídeos), formando compostos mais simples (açúcares, aminoácidos, ácidos graxos), respectivamente, passíveis de serem utilizados pelos microrganismos como fontes de energia. Esses compostos mais simples são então convertidos a outros intermediários, como o acetato, ácidos propiônico e butírico, gás carbônico e hidrogênio (acidogênese). Numa terceira etapa dessa fase, a acetogênese, os compostos intermediários são convertidos a hidrogênio, ácido acético e gás carbônico, este, o principal gás gerado nessa fase. O valor do pH do percolato é reduzido para valores em torno de 5,0 ou

menores, devido ao acúmulo dos ácidos intermediários gerados na fermentação de açúcares, resultado do baixo consumo de ácidos pelas populações metanogênicas e acetogênicas e pela elevada concentração de CO₂ no aterro. A DQO solúvel e a condutividade do percolado aumentam significativamente devido à dissolução dos ácidos orgânicos no percolado. Muitos nutrientes essenciais são também removidos do sistema, através do percolado, se o mesmo não for recirculado, (Barlaz 1989b)

Fase III, caracteriza-se pela produção acelerada de metano até valores máximos de 50 a 70 % (vol/vol) , pela queda na concentração de ácidos carboxílicos, pelo aumento do pH, pela pouca hidrólise de sólidos e aumento nas populações de bactérias celulolíticas, acetogênicas e da Archaeas metanogênicas, (Barlaz 1989b).

Em sistemas em equilíbrio esses grupos de microrganismos começam a se desenvolver mais ativamente antes do final da fase anterior. Nesta fase ocorre principalmente a conversão de ácido acético e hidrogênio, produzidos na fase ácida, a CH₄ e CO₂, pelas bactérias metanogênicas. A formação de ácidos e a de metano ocorre simultaneamente, entretanto, a taxa de formação de metano é significativamente menor no início, provocando um acúmulo de ácidos. A taxa de produção de metano eleva-se gradualmente durante essa fase, com a concomitante redução da concentração de ácidos orgânicos e elevação do pH, (Barlaz 1989b).

A Fase IV é determinada pela desaceleração na produção de metano, com o início da bioestabilização da matéria orgânica, e pela intrusão de ar no aterro, sendo denominada “fase de maturação final”, (Lima 1989). A taxa de produção de gás diminui, pois muitos nutrientes disponíveis foram utilizados nas fases anteriores, e o substrato remanescente no aterro é de difícil degradação.

Segundo Barlaz (1989b) essa fase é caracterizada pelo decréscimo da taxa de produção de CH₄ e CO₂, permanecendo constante em torno de 60 e 40%, respectivamente.

Esse decréscimo está relacionado com a redução da concentração de ácidos carboxílicos para valores abaixo de 100 mg/L, provocando um aumento do pH do sistema. Em compensação, segundo Barlaz (1998), a taxa de decomposição por hidrólise da celulose e hemicelulose nessa fase é maior que a das anteriores. A produção de metano é controlada

pela hidrólise de sólidos, uma vez que nessa fase não há muita disponibilidade de substrato solúvel (ácidos carboxílicos acumulados).

A duração de cada fase depende de vários fatores, como por exemplo: natureza do resíduo, distribuição espacial dos componentes orgânicos no aterro, disponibilidade de nutrientes, grau de compactação inicial, características químicas do resíduo, fechamento das células e fechamento final do aterro, (Pohland e Harper, *apud* Pinto, 2000).

3.1.1 – Aspectos Microbiológicos

O conhecimento dos fundamentos microbiológicos da digestão anaeróbia sugere um pré-requisito necessário à sobrevivência microbiana, ou seja, a existência de água. A água em contato com os resíduos sólidos dissolve diversos constituintes muito rapidamente, formando o percolato, (Lima 1988).

A decomposição de matéria orgânica dos resíduos sólidos urbanos é um processo mediado pela ação microbiana, através da atividade conjunta de vários grupos de microorganismos anaeróbios, cada um executando uma determinada classe de reações a partir de polímeros biológicos como celulose, hemicelulose e proteínas, (Zhender, 1978).

A Figura 3.1 representa o esquema apresentado por Barlaz (1998), que mostra um diagrama das etapas metabólicas envolvidas na digestão anaeróbia de polímeros complexos e a interação dos microrganismos.

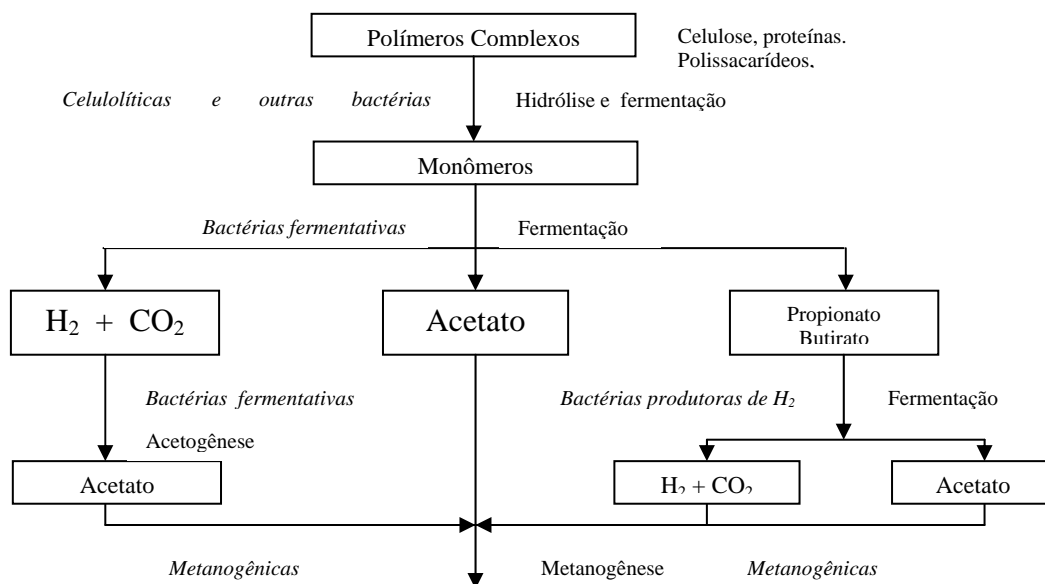


Figura 3.1 – Metanogênese (Barlaz, 1998)

Segundo estudo de Barlaz (1989), na primeira etapa verifica-se a hidrólise de polímeros complexos (carboidratos, lipídios e proteínas) pelas bactérias hidrolíticas. Os produtos da hidrólise são açúcares, ácidos carboxílicos de cadeias longas e glicerol. Na segunda etapa, os microrganismos fermentativos transformam os produtos da hidrólise em ácidos carboxílicos de cadeias curtas, como valérico, butírico e propiônico, e também em dióxido de carbono e hidrogênio. O acetato, um precursor direto do metano, é formado em pequenas quantidades. Dependendo das condições do meio, ácido láctico ou etanol também começam a ser formados.

Na terceira etapa ocorre a conversão dos produtos da fermentação pelas bactérias acetogênicas, redutoras obrigatórias de prótons. Elas oxidam os produtos da fermentação, incluindo o propionato e butirato, para acetato, CO₂ e H₂. A oxidação dos ácidos propiônico e butírico somente é termodinamicamente favorável sob concentração muito baixa de hidrogênio. Assim, as bactérias acetogênicas, redutoras obrigatórias de prótons, agem somente em associação sintrófica com as utilizadoras de hidrogênio, tais como as hidrogenotróficas ou as redutoras de sulfato. As bactérias acetogênicas produtoras de hidrogênio, são essenciais para a degradação, pois catabolizam o propionato e outros ácidos orgânicos, maiores que o acetato, álcoois e certos compostos orgânicos para acetato e CO₂. O grupo das bactérias fermentativas responsáveis pela hidrólise e acidogênese, também merece uma atenção especial devido ao importante papel que desempenham na etapa inicial do processo de degradação, com a quebra dos compostos orgânicos complexos (celulose, hemicelulose, pectina, amido, etc).

O papel das bactérias homoacetogênicas tem sido enfatizado como uma importante etapa da digestão anaeróbia, devido ao seu produto final, o acetato, indicado como o maior precursor do metano. Esse grupo de bactérias desempenha no ambiente anaeróbio um papel que sugere uma competição com os organismos utilizadores de hidrogênio, metanogênicos e redutores do íon sulfato, (Vazoller 1986).

Na quarta etapa, metanogênese propriamente dita, ocorre a formação do metano através da descarboxilação do acetato pelas bactérias metanogênicas acetotróficas, e da hidrogenação do dióxido de carbono pelas metanogênicas hidrogenotróficas.

As metanogênicas são organismos dependentes da atividade de outros anaeróbios, principalmente em função de suas necessidades de fontes orgânicas bastante simples. As metanobactérias ocupam a posição terminal na cadeia alimentar complexa anaeróbia, embora elas possam ser substituídas em sua posição por bactérias que utilizam como aceptores de elétrons o nitrato e o sulfato, (Oremland, 1988).

A natureza das interações metanogênicas varia com os tipos de organismos envolvidos, com as substâncias químicas do meio e com os compostos orgânicos disponíveis, (Lima, 1988). Essas interações ou parcerias das metanogênicas com outros microorganismos anaeróbios podem ser sintróficas obrigatórias, desde que exista uma dependência mútua de sobrevivência, ou agrupamentos ocasionais, nos quais o crescimento de um ou mais membros não é dependente do crescimento dos outros. (Oremland, 1988).

Esses microrganismos são mais sensíveis que os formadores de ácidos, no que diz respeito às condições ambientais como temperatura, pH e presença de compostos tóxicos. As bactérias fermentativas apresentam alta tolerância para baixos valores de pH (inferiores a 6,0). Segundo Zehnder *et al*, (1981) as diferenças na fisiologia e sensibilidade, podem ser explicadas pelo fato dos organismos metanogênicos pertencerem ao domínio *Archaea*, enquanto que os outros três grupos pertencem ao domínio Bactérias.

O primeiro tratamento taxonômico de metanogênicos data de 1974, utilizando características morfológicas e afinidades por substratos, definindo a família “Methanobacteriaceae” em três grandes gêneros: *Methanobacterium*, *Methanosarcina* e *Methanococcus*. O gênero *Methanococcus*, com algumas exceções, cresce na presença de hidrogênio, dióxido de carbono e formiato. O gênero *Methanosarcina* é o mais versátil, com habilidade de utilizar hidrogênio, monóxido e dióxido de carbono, acetato, metanol e metalaminas. Várias espécies de organismos metanogênicos como *Methanobacterium thermoautotrophicum*, *M. bryantii* e *Methanobrevibacter arboriphilus*, utilizam somente o hidrogênio e dióxido de carbono. Com exceção da *M. thermoautotrophicum*, que é

autótrofa obrigatória, as outras espécies do gênero também utilizam formiato (Oremland 1988).

3.1.2 - Fatores Intervenientes

Embora seja um processo natural, a decomposição dos RSU em aterro sanitário é um processo complexo, em particular pela digestão anaeróbia. Considerando que dentre os microrganismos que participam do processo da digestão os metanogênicos são os mais sensíveis e, sendo estes de extrema importância para o equilíbrio do processo, todas as condições ambientais devem proporcionar meios ideais para o seu desenvolvimento. Como em um aterro os fatores intervenientes são inúmeros, alguns deles serão aqui comentados, em função de sua importância no processo de digestão.

3.1.2.1 – Temperatura

A temperatura tem importância significativa no processo de conversão de resíduos, pois tem a ver com a produção de gás e com a eficiência da atividade microbiana, (Lima, 1988). Existem duas faixas de temperatura nas quais os organismos metanogênicos desenvolvem-se naturalmente: a mesofílica (30 a 40⁰C) e a termofílica (50 a 60⁰C) (Speece1981).

Em estudo realizado por Brummeler (1993) foi observado que a produção de metano atingiu os valores mais altos com a massa de resíduos submetida à temperaturas entre 40 e 55°C e que, entre 14 e 20°C a taxa de digestão foi muito baixa, com a produção de gás atingindo apenas a 20% do potencial do experimento.

Farquhar e Rovers (1973) observaram uma variação típica de temperatura nos aterros, em função da atividade dos microrganismos, sendo que o pico pode ocorrer na fase inicial ou fase aeróbia e que o gradiente ótimo de produção de gás ocorre entre 30 a 35°C.

No processo de digestão anaeróbia não existe uma relação biunívoca entre aumento de temperatura e aumento da taxa de reação na faixa compreendida entre 30 e 60⁰C (Zehnder *et al* 1981). Esse comportamento, segundo o autor, pode ser explicado pela análise da

Figura 3.2 que mostra as curvas de atividades relativas, em função da temperatura, de várias espécies metanogênicas, obtidas em diferentes ambientes (digestor de lodo e sedimento de lago).

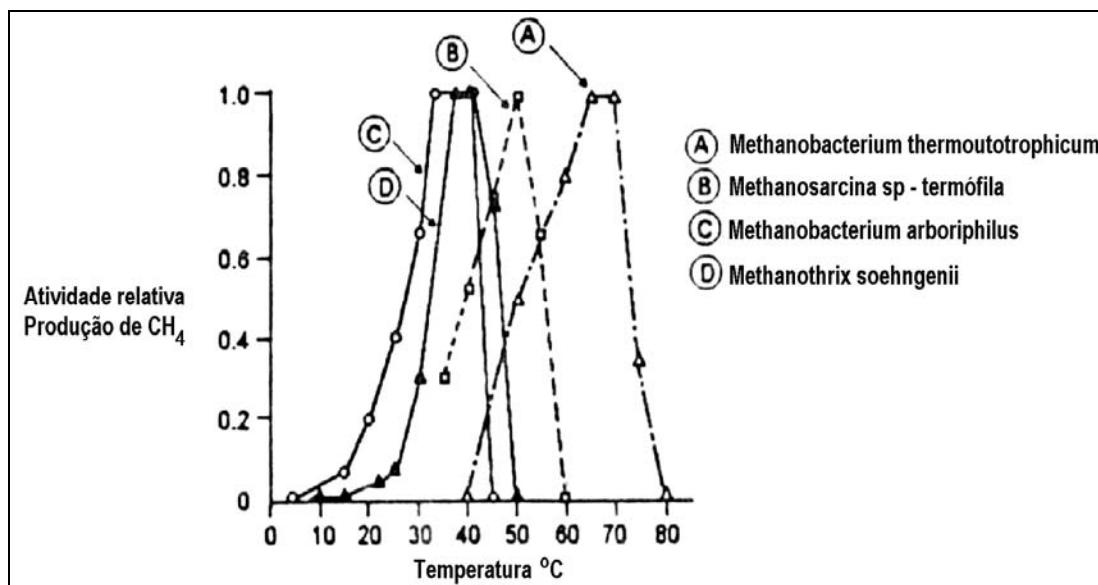


Figura 3.2 – Atividade relativa de produção de metano em função da temperatura
(Zehnder *et al*, 1981)

A temperatura ideal de produção para uma espécie não necessariamente propicia a atividade de outra a exemplo da *Methanobacterium arboriphilus* (30 a 40°C) e da *Methanobacterium thermoautotrophicum* (60 a 70°C).

As archaea metanogênicas, ao contrário dos organismos superiores, não podem controlar sua própria temperatura, estando sujeitas ao meio ambiente, sendo ainda muito sensíveis a mudanças bruscas (Lima, 1988).

Trabalho realizado por Pfeffer (1974) com resíduos sólidos orgânicos, utilizando reatores de mistura completa, na faixa de temperatura entre 35 a 60⁰ C, indicou a ocorrência de processos de digestão otimizados em duas temperaturas distintas, uma a 42⁰C, considerado na faixa mesofílica, e outro a 60⁰ C, na faixa termofílica, sendo que para este último valor ocorre maior produção gasosa.

Pesquisa realizada por Brummeler (1993), tratando a Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos usando reatores anaeróbios, mostrou que a taxa de formação do metano é mais afetada pela temperatura que as de ácidos e de hidrogênio, devido à alta sensibilidade dos organismos metanogênicos às mudanças de temperatura.

3.1.2.2 - Potencial Hidrogeniônico (pH)

A atividade do íon hidrogênio na fase aquosa é um aspecto ambiental crítico que afeta o balanço entre as várias populações de microrganismos, como também a atividade microbiana. Em função do pH e de sua capacidade de crescimento no meio, os microrganismos podem ser classificados em acidófilos, neutrófilos e alcalinófilos. Os primeiros apresentam crescimento ótimo em meio com pH baixo, enquanto os últimos a taxa de crescimento ótima ocorre em meios alcalinos. A maioria dos microrganismos é classificada como neutrófila, com melhor crescimento na faixa de pH próximo de 7.

O pH do meio anaeróbio está diretamente relacionado com as concentrações dos álcalis e dos ácidos no sistema. Bruscas alterações do pH afetam consideravelmente a atividade dos organismos metanogênicos, (Bidone e Povinelli, 1999). Os organismos metanogênicos são os mais sensíveis ao pH e a sua faixa ótima é de 6,6 a 7,4, (Kayahanian *et al* 1971).

Nos aterros sanitários, onde a digestão se processa em meio heterogêneo, o pH varia com o tempo de disposição e com a fase do processo (Lima, 1988).

Ainda segundo esse autor, a produção máxima de metano é observada quando o pH situa-se na faixa de valores médios (7,0 a 7,2). Valores abaixo de 6,5 ou acima de 7,6 podem inibir a atividade microbiana, reduzindo a produção de gás metano. Com a redução do pH aumenta a concentração de amoníaco e de ácidos graxos no meio. No caso específico da digestão de resíduos sólidos em aterro, recomenda-se prevenir as variações do pH e para tal, pode-se utilizar a adição de lodo de esgoto digerido e estabilizado. (Lima, 1988).

Farquhar e Rovers (1973) consideram os valores ótimos de pH para a produção de metano na faixa de 6,4 a 7,2.

Na pesquisa realizada por Pinto (2000) tratando a FORSU inoculada com percolado de digestor anaeróbio, foi observado produção de gás com o valor de pH de 8,2, mostrando que o pH acima de 7,6 ainda possibilita às atividades metanogênicas, desde que os microorganismos estejam adaptados ao meio.

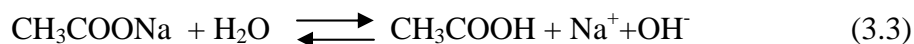
Quando ocorre um desbalanceamento no sistema anaeróbio, tem-se o acúmulo de ácidos voláteis, caso a capacidade tampão, determinada em sua maior parte pela alcalinidade a bicarbonato, não seja suficiente para a neutralização. Nesse caso ocorrerá queda do pH, provocando um desequilíbrio maior do processo de degradação (Bidone e Povinelli, 1999).

Como a digestão de substratos complexos resulta na produção de ácidos intermediários, é importante que a alcalinidade do sistema seja suficiente para manter o pH na faixa considerada ótima. A alcalinidade pode ser gerada durante o processo de digestão, pela produção de amônia, e caso essa produção não atinja valores suficientes, deve-se adicionar alcalinizantes capazes de aumentar a capacidade tampão do meio (Speece, 1981).

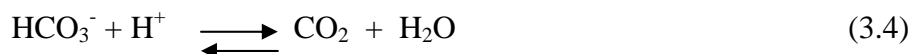
Segundo o mesmo autor, as principais fontes de alcalinidade em um aterro são as proteínas que, ao serem hidrolisadas liberam o gás NH_3 , que em solução aquosa e em presença de gás carbônico gera bicarbonato, conforme as reações:

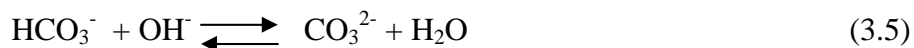


Os sais de ácidos orgânicos fracos, tais como o acético, também são responsáveis pela geração de alcalinidade, porém, não utilizável para neutralizar os ácidos gerados na digestão anaeróbia.



A alcalinidade a bicarbonato é a responsável pelo efeito de tamponamento na faixa de pH situado entre 6,0 e 8,0, conforme as reações abaixo:





De acordo com Bidone e Povinelli (1999), o pH não é um bom parâmetro para o controle da metanogênese, pois, quando for observada sua variação, o desequilíbrio do processo já ocorreu.

3.1.2.3 – Substâncias inibidoras da metanogênese

Em função da formação heterogênea dos resíduos sólidos urbanos, podem existir diversas substâncias inibitórias ao processo de digestão anaeróbia, tais como: ácidos, óleos, metais, amônia, antibióticos, compostos de metais alcalinos e alcalinos terrosos, detergentes, etc. A água em excesso infiltrada no aterro pode inibir o processo de digestão pelo lixiviamento das substâncias solúveis passíveis de fermentação e dos substratos ou meios de desenvolvimento dos organismos metanogênicos, (Rees 1980a).

As archaeas metanogênicas são muito sensíveis ao oxigênio, mesmo em níveis muito baixos. Segundo Oremland (1989), o oxigênio causa a dissociação de enzimas da hidrogenase. Em células que crescem sob a limitação de Ferro, tais enzimas se degradam rapidamente quando expostas ao oxigênio. Ainda segundo Oremland (1989), o íon sulfato não tem efeito sobre o desenvolvimento dos organismos metanogênicos, porém os sulfitos e o enxofre elementar são extremamente inibidores da formação de metano nas culturas de bactérias metanogênicas.

Existe controvérsia sobre os limites de toxicidade de sulfetos. Em princípio, concentrações da ordem de 100 a 150 mg/L de sulfetos são consideradas inibitórias aos processos anaeróbios (Foresti, 1987). O limite de operação de um digestor está situado entre 0,5% a 6% de gás sulfídrico na atmosfera do reator.

A formação da amônia dá-se em meios anaeróbios contendo proteína ou uréia, podendo estar presente na forma de íon NH_4^+ ou de gás NH_3 dependendo do pH do meio. Em pH ácido, há predominância da espécie NH_4^+ , menos tóxica que a espécie NH_3 predominante em meio alcalino. Segundo Foresti, (1987), em reatores anaeróbios, concentrações da amônia da ordem de 50 a 200 mg/L são benéficas ao processo. Na faixa de 200 a 1000 mg/L, praticamente não afetam o processo; de 1100 a 3000 mg/L podem inibir, se o pH for maior que 7,6; acima de 3000 mg/L podem ser consideradas tóxicas para culturas não

adaptadas. Culturas adaptadas podem suportar concentrações maiores que 8000 mg/L, sem que efeitos tóxicos se manifestem.

Os metais pesados são encontrados freqüentemente nos resíduos sólidos urbanos. Quanto mais industrializado for o centro urbano, maior será a contaminação dos resíduos por metais pesados, principalmente na ausência de coletas seletivas ou especiais.

Pesquisa realizada por Leite (1997), com resíduos sólidos, mostrou que no início da degradação os metais são carreados pelo percolato e, à medida que se realiza a recirculação do lixiviado, esses metais ficam retidos na massa de resíduos. Isso indica que o percolato formado no início do processo de degradação pode apresentar uma quantidade significativa de metais.

A concentração de metais pesados, considerada prejudicial às atividades metanogênicas, depende de vários fatores, dentre eles, por exemplo, a presença de sulfeto, responsável pela precipitação de muitos metais, provocando antagonismo (redução do efeito tóxico de uma substância pela presença de outra) (Speece, 1981).

3.1.2.4 – Nutrientes

A atividade microbiana só é levada a efeito a partir da existência no meio de níveis adequados de nutrientes, principalmente no que se refere a carbono, nitrogênio e enxofre (na forma de sulfetos). Este último tem especial importância pelas características de toxicidade, quando em excesso, que pode conferir a massa em decomposição, na presença de H₂S ou pela competição pelo mesmo substrato entre as bactérias redutoras de sulfato e as metanogênicas. (Bidone e Povinelli 1999).

Experiências sobre estimulação da metanogênese, realizadas por Speece (1981), demonstraram a importância de nutrientes tais como: Nitrogênio, Enxofre, Fósforo, Ferro, Cobalto, Níquel, Molibdênio, Selênio, Riboflavina e Vitamina B₁₂.

A necessidade nutricional do nitrogênio pode ser determinada através da relação C: N. Segundo Silva 1989 *apud* Pinto (2000), a relação C:N deve ser maior que 20, pois, se for muito menor, o carbono pode ser insuficiente para a conversão do nitrogênio disponível,

sendo o último liberado para a atmosfera; por outro lado, essa relação deve ser menor que 35 para que o processo se desenvolva rapidamente.

Souza (1984) relatou que a necessidade nutricional dos organismos atuantes no processo de digestão anaeróbia é satisfeita quando o substrato possui relações C:N de 30/1 e C:P de 150/1.

Brummeler (1993), estudando as concentrações de nutrientes presentes na biomassa de um reator tratando a FORSU, estimou que a relação ótima de C:N:P é aproximadamente de 24:4: 1.

A determinação da relação C:N baseada na massa seca total da matéria orgânica, pode não ser um parâmetro apropriado para a FORSU porque nem todo carbono orgânico é biodegradável (por ex. organoalogenados como o pentaclorofenol). Entretanto, todo nitrogênio na matéria orgânica está disponível para conversão à amônia, via metabolismo microbiano. Assim, a relação C:N pode ser determinada baseada na quantidade de nitrogênio contida na massa orgânica total e a de carbono no conteúdo da massa orgânica biodegradável, ou seja, massa de material orgânico que pode ser convertido em CO₂ e CH₄, sob condições ambientais ótimas, (Kayahanian *et al.*,1991).

Segundo Speece (1981), a necessidade de nitrogênio no processo anaeróbio é de 6 kg/1000 kg DQO e a de fósforo, de 1/7 desse valor. Esse autor afirma que as necessidades de enxofre para os microrganismos metanogênicos, não foram suficientemente esclarecidas, sendo inclusive difíceis de ser determinadas, pois diversos mecanismos removem sulfetos dos digestores anaeróbios, tais como: perda na forma de H₂S, juntamente com o gás, precipitação por metais pesados, na forma de biomassa sintetizada, além das espécies presentes na parte líquida (HS⁻ e S²⁻).

3.1.2.5 – Umidade

A água tem grande importância no processo de decomposição dos resíduos sólidos em aterros sanitários, pois os microrganismos que participam do processo dependem de um meio aquoso para atingir seu pleno crescimento. A água possibilita a solubilização dos substratos e dos nutrientes requeridos pelos microrganismos bem como sua rápida

propagação no meio sólido. A água também possibilita o transporte de enzimas e de outros compostos metabolizados importantes no processo de decomposição, (Lima, 1988).

Qualquer resíduo gerado no meio urbano, tal como produzido, tem um determinado teor de umidade. Esse varia em função de inúmeros fatores: a composição dos resíduos sólidos, as condições climáticas, as práticas de coleta, etc. Segundo Tchobanoglous *et al.* (1993), os componentes orgânicos do lixo normalmente retêm a maior parcela de umidade. Em segundo lugar vêm os papeis e papelões, trapos e couros.

Segundo Lima (1988), o teor de umidade médio dos RSU Brasileiros está em torno de 60%, porém nos períodos chuvosos este percentual pode elevar-se para 75%.

Estudos realizados por Farquhar e Rovers (1972) mostraram a influência da umidade na produção do biogás. Segundo esses autores, para obter-se a máxima produção de biogás, os resíduos devem apresentar teores de umidade próximos à saturação; teores maiores retardam a produção do gás.

A influência da umidade na geração do biogás foi pesquisada por Rees (1980) e ilustrados nas Figuras 3.3 e 3.4

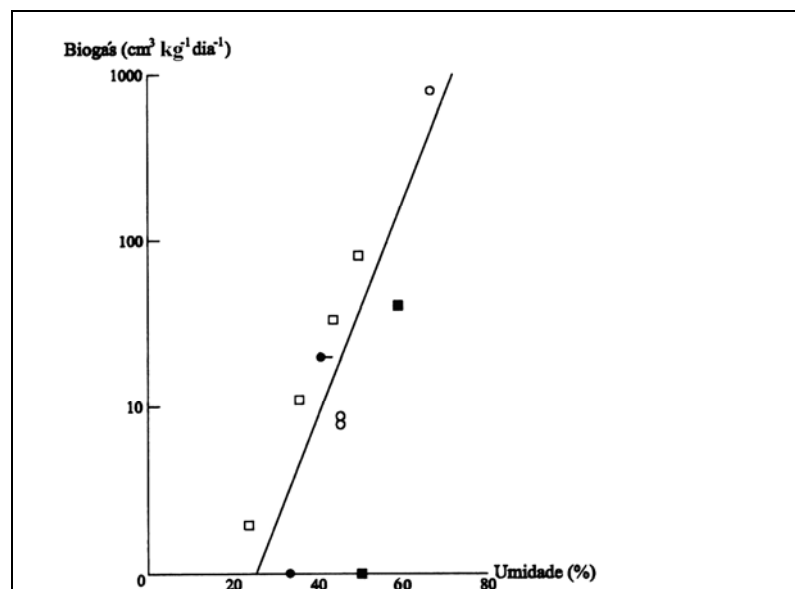


Figura 3.3– Produção de biogás em função da Umidade

(Rees 1980b).

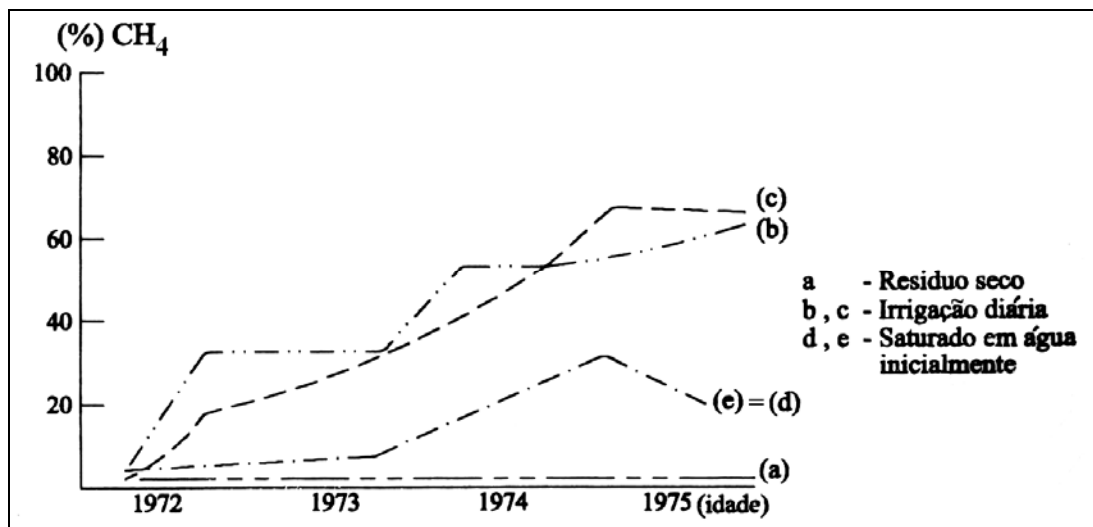


Figura: 3.4 – Efeito da umidade na produção de biogás em aterro sanitário

Fonte: (Rees 1980b)

Na Figura 3.4 são demonstrados o efeito da umidade (%) com tratamentos que vão desde a ausência de umidade até o provimento diário por irrigação, que apresenta os melhores resultados quanto a produção de biogás.

Na pesquisa realizada por Kasali *et al.* (1990) foram observados aumentos da produção de metano nas etapas de degradação anaeróbia em substratos contendo umidade crescente na faixa de 60 a 75% e queda quando chegou a 80% de umidade.

3.1.2.6 – Tamanho das partículas

A redução do tamanho das partículas por trituração em veículos de coleta ou em estações de transbordo ou beneficiamento aumenta significativamente a reatividade do processo, devido ao aumento da área superficial de contato do substrato disponível ao ataque enzimático pelos microorganismos. Deve-se considerar, no entanto, que o aumento excessivo da hidrólise de polímeros no percolado pode levar, por sua vez, a uma

fermentação por ácidos voláteis muito rápida, resultando na inibição dos organismos metanogênicos, (Bidone e Povinelli, 1999).

Kayahanian *et al.* (1991) relataram que a redução do tamanho das partículas influencia o processo biológico, destruindo as barreiras naturais que impedem o ataque microbiano dos substratos a serem decompostos e aumentando a área superficial do resíduo para o ataque bacteriano ou atividade química. O estudo realizado por esses autores, utilizando papel com diferentes tamanhos, mostrou um aumento de 25% na produção do gás quando o diâmetro das partículas foi reduzido de 215 mm para 41 mm. Porém, o principal gás observado foi o CO₂.

3.1.2.7 – Potencial de Oxi-redução

Os processos de decomposição da matéria orgânica são realizados através de reações de oxi-redução. Essas são definidas como tendência de um meio de cultura aceitar ou ceder elétrons. A oxidação é caracterizada pela perda de elétrons e a redução, o ganho de elétrons. Como não existem elétrons livres, o processo de troca é simultâneo, ou seja, quando uma substância libera elétrons (oxidação) outra simultaneamente os recebe (redução).

Há uma analogia conceitual entre as reações ácido-base e as de oxi-redução: sendo ácidos e bases definidas, respectivamente, como doadores e receptores de prótons, redutores e oxidantes, ou são como doadores e receptores de elétrons.

A relação termodinâmica do EH com a composição de uma solução é conhecida como a equação de NERNST

$$EH = EH^0 - \frac{0,059}{n} \cdot \log \frac{[\text{oxidante}]}{[\text{redutor}]} \quad (3.6)$$

onde; EH = potencial de oxi-redução

EH⁰ = potencial padrão (t = 25⁰C)

n- número de elétrons envolvidos no processo

Segundo Lima (1988), a produção de gás pode ser determinada empiricamente através da medição direta do EH. A decomposição dos resíduos sólidos em um aterro sanitário tem início com valores do potencial de oxi-redução (EH) positivos (+200mV) correspondentes à fase aeróbia. À medida que as reações ocorrem, o valor do potencial vai diminuindo. O autor observou que a produção de metano ocorreu em valores de EH negativos (-100 a - 600 mV), e a fase metanogênica ocorreu em valores de potenciais na faixa de - 300 a - 600 mV, demonstrando que os organismos metanogênicos requerem meios reduzidos para o seu crescimento.

O crescimento dos organismos metanogênicos só ocorre em potencial de oxi-redução inferior a -330mV. (Zehnder 1978).

Em estudo realizado por Farquhar e Rovers (1973), foram observadas condições ótimas para a produção de CH₄ com Eh abaixo de -200mV.

As causas de erro da medida de potencial de oxi-redução (EH) estão relacionadas à possibilidade de exposição da amostra ao oxigênio durante a coleta e a medida, como também a incrustações no eletrodo; por esses motivos, as medidas de potencial de oxi-redução (E_H) devem ser feitas em células fechadas e com limpezas intermitentes do eletrodo, (Pinto 2000).

3.2 - EXPERIÊNCIAS COM DIGESTÃO ANAERÓBIA

Os sistemas conhecidos, tanto a nível de laboratório quanto a nível industrial, podem ser separados em sistemas de uma ou sistemas de duas ou mais fases. Em sistemas de uma fase (em batelada), todas as transformações bioquímicas envolvidas na digestão anaeróbia são realizadas simultaneamente e em um único reator, enquanto nos sistemas de duas ou mais fases, as reações ocorrem seqüencialmente e, no mínimo, em dois reatores.

3.4.1 – Processos utilizados para aceleração da metanogênese.

Brummeler (1993) relatou diversas experiências que possibilitam a aceleração no processo de metanogênese, em aterro sanitário, mostrando que o processo de degradação pode ser acelerado por duas vias: a primeira, denominada pré-tratamento, favorece a decomposição

no início da disposição, através da utilização de algumas técnicas como a trituração do lixo para aumento da superfície específica e a inoculação com lodo de esgoto; a segunda, denominada pós-tratamento, utiliza os microrganismos da parte mais antiga do aterro para tratar a parte mais recente, através da reciclagem do percolado (cru e biologicamente tratado) e adição de soluções tampão e de nutrientes.

A partida do processo da digestão anaeróbia em biorreatores de batelada de RSU passa por características típicas de desbalanceamento entre produção e consumo dos produtos formados: ácidos, hidrogênio e metano. Buscando alcançar uma digestão balanceada, vários procedimentos de partida da digestão têm sido apresentados na literatura. Brummeler (1993) reuniu os principais métodos de partida, realizados tanto em aterros, como em reatores, podendo-se destacar:

- Adição de inóculo metanogênico - Normalmente são usados como inóculos os seguintes materiais: lodo de esgoto digerido, lodo de UASB, estrume digerido e resíduo digerido. Por outro lado, Barlaz (1998) relatou que o uso do lodo de esgoto como inóculo no processo de degradação dos resíduos sólidos, estimula o acúmulo de ácidos carboxílicos e, conseqüentemente requer o uso de quantidade substancial de tampão.
- Adição de tampão - Geralmente usada quando a taxa de formação de ácidos excede a do seu consumo, e a capacidade de tamponamento natural não é suficiente para manter o pH ao redor de 7,0.
- Recirculação e neutralização envolvem adição de umidade suficiente no resíduo durante o preenchimento do reator, permitindo drenagem de líquido no sistema de coleta. Esse líquido, neutralizado e recirculado, promove a mudança da fase anaeróbia ácida para a de produção do metano em 1 ou 2 meses .
- Diluição do resíduo pela adição de composto, ao resíduo sólido urbano, diminui a formação de ácidos, resultando em processos mais equilibrados e dispensando a adição do inóculo metanogênico.

- Pré-tratamento aeróbio pode reduzir a taxa de produção de ácidos durante o subsequente processo da digestão, pois se acredita que, nessa etapa, a fração facilmente degradável será processada, permanecendo a fração com baixa taxa de biodegradação para ser processada em uma segunda etapa, por degradação anaeróbia.
- Separação espacial das produções de ácidos e de metano, combinada com a reciclagem de chorume - Isso pode ser feito carregando-se o digestor com camadas separadas de substrato e inóculo metanogênico.

3.4.2 – Inoculação em escala experimental

Apesar dos estudos e experiências realizadas até o momento, não foi definida uma relação ótima de percentagem de inóculo nem mesmo o melhor inóculo a ser adicionado a FORSU para acelerar o processo de digestão anaeróbia. A literatura sobre digestão anaeróbia de resíduos sólidos muitas vezes pode parecer controversa ou difícil de ser resumida; uma razão para isso é devida à dificuldade de se encontrar trabalhos com semelhanças experimentais, dada a grande diversidade de projetos que, com larga variabilidade, diferem na composição do resíduo e na escolha de parâmetros operacionais (tempo de retenção, quantidade de sólidos, tipo de mistura, recirculação, inoculação, número de fases e estágios, temperatura, etc.). O conhecimento existente é empírico e certamente não existe consenso quanto ao desenvolvimento ótimo de um reator para tratar resíduos sólidos urbanos (RSU). (Mata-Alvarez, 2002, *apud* Picanço 2004).

Pesquisa realizada por Stone *apud* Lima (1988), em aterro sanitário utilizando como inóculo lodo de esgoto sanitário mostrou que, em média, pode-se atingir bons resultados com a relação inóculo/lixo variando de 0,48 a 1,45 litros de inóculo por quilograma de resíduos (+/- 80% de umidade). Segundo Pinto (2000), a relação de L / Kg RS da forma como apresentada é muito frágil e não expressa nenhuma correlação que garanta o equilíbrio do sistema, uma vez que se pode empregar grandes quantidades de inóculo contendo baixos valores de SV ou inóculo com alta quantidade de microrganismos da fase hidrolítica fermentativa e até mesmo inóculo não adaptado ao resíduo a ser degradado.

Em pesquisa sobre a digestão anaeróbia de resíduos verdes, compostos por vegetais, frutas e podas de jardim, Brummeler (1993) testou três tipos de inóculos: lodo granulado de um reator UASB, estrume de porco digerido e resíduo verde digerido. No primeiro caso, a

maior taxa de sólido total inóculo/ sólido total do meio de reação (I) possível de ser utilizada (concentração de sólidos totais acima de 35%) foi de 0,09, o que resultou em um processo de digestão balanceada, porém, o tempo de digestão foi prolongado.

No caso do estrume de porco, foi possível utilizar uma taxa de inóculo sólido/ sólidos totais inicial de 0,20, uma vez que esse tipo de inóculo apresentou altas concentrações de sólidos totais. Além disso, esse inóculo apresentou uma população metanogênica mais adaptada a condições extremas do que o lodo granulado, o que resultou em uma rápida partida, sem a presença de H_2 no biogás. O tempo de digestão foi de 43 dias.

O melhor resultado foi obtido com o resíduo digerido de vegetais , frutas e podas de jardim como inóculo, visto que a população bacteriana já estava adaptada às condições desse resíduo. Foram testadas duas taxas de inóculo ($I = 0,2$ e $0,5$), sendo obtida com $I = 0,5$, uma partida equilibrada , com o tempo de retenção de apenas 28 dias. As atividades metanogênicas máximas (CNTP) dos dois inóculos foram muito similares. Entretanto, por razões desconhecidas, o resíduo verde digerido exigiu um fator de inóculo maior que 0,2, para resultar em partida semelhante à obtida com o estrume de porco .

Segundo Brummeler (1993), o valor de I (Sólido total do inóculo/ sólido total do meio de reação) deve ser alto para prevenir a forte inibição na partida, devida às altas concentrações de ácidos orgânicos (> 10 g/l) e ao baixo valor de pH ($< 6,0$), porém deve-se levar em consideração o teor de umidade do meio de reação.

Leite *et al* (2003) utilizaram o tratamento anaeróbio da FORSU com lodo de esgoto sanitário, na proporção de 80 e 20% em reatores de batelada, tomando como parâmetros respectivamente os sólidos totais e os sólidos totais voláteis. Foi utilizado um substrato com 20% (percentagem em peso) de sólidos totais. O sistema experimental foi monitorado por 270 dias. A análise dos resultados indicou uma redução de 89% dos sólidos totais voláteis, o que mostra ser possível utilizar a digestão anaeróbia para bioestabilizar a FORSU.

Em pesquisa realizada por Baldochi *apud* Pinto (2000) foi utilizado, como inóculo o percolado metanogênico de um aterro sanitário (0,56 L/kg de resíduo, com teor de ST da FORSU de 28% e teor umidade da mistura de 67%), neutralizado com hidróxido de sódio

até pH 7,0. Os resultados obtidos nesse experimento indicaram a aceleração da digestão anaeróbia, isto é, a etapa metanogênica foi atingida mais rapidamente quando comparada com o reator com água no lugar do inóculo, além disso o pH permaneceu estável, próximo ao valor neutro, e foi observado maior produção de metano.

Pinto (2000) realizou estudos sobre a digestão anaeróbia da FORSUDp empregando 18 biorreatores operados em regime de batelada. Seis biorreatores foram preparados, em duplicata, com o meio de reação constituído da mistura de 200 g da FORSUp e quantidades distintas de cada tipo de inóculo, de modo a resultar em um fator de inóculo de 0,2 (sólidos totais do inóculo / sólidos totais da mistura de inóculo e FORSUp). Foi utilizado como inóculos percolado de aterro sanitário com oito anos de idade. O estudo concluiu que a degradação anaeróbia da FORSUp apresentou partida rápida e equilibrada, com imediata e elevada produção de metano e degradação de ST superior a 50%, em um período de 150 dias, atingindo a estabilização na produção de metano após 50 dias do início do processo de digestão com a composição do gás metano em torno de 60% do biogás

Estudos realizados por Karnchanawong e Tipsuntornsak (2003), utilizando três tipos de resíduos com 9,08, 15,5 e 10,6% de ST, inoculados com lodo de esgoto anaeróbio apresentaram redução de sólidos voláteis em 79,2, 80,1 e 82,2% respectivamente, e uma produção de gás de 50 a 60% de CH₄ no 70º dia, totalizando de 101, 131 e 136 litros de CH₄ por Kg de resíduos secos.

3.4.3 - Biorreatores Anaeróbios em escala real

Os sistemas de tratamento apresentados a seguir utilizam a FORSU separada em uma estação de triagem ou separadas na origem. Em todos esses sistemas inclui-se como pré-tratamento: separação magnética, triturador, gradeamento, bombeamento, separação gravitacional. Como pós-tratamento, a sequência típica envolve o desaguamento mecanizado, maturação aeróbia e tratamento da água residuária, mas existem alternativas como esquemas de desaguamento biológico ou separação mecânica a úmido por meio dos quais podem ser recuperados vários produtos.

São dois os principais parâmetros que diretamente influenciam a escolha e classificação dos projetos: número de estágios (fases) e concentração de sólidos totais (%ST) no

fermentador. Estes parâmetros influenciam no custo total, desempenho e credibilidade do processo de digestão.

Há dois principais tipos de processos industriais de digestão anaeróbia para degradação da FORSU, diferenciados pelo teor de umidade: “úmida” (10 a 15% de matéria seca) e “seca” (24 a 40% de matéria seca). (Picanço, 2004). O teor de umidade é conseguido com ou sem o acréscimo de água, respectivamente.

Luning *et al* (2003) compararam dois sistemas : a “seco” Valorga e Vagron. (Figuras 3.5 e 3.6). Ambas podem ser consideradas tecnologias avançadas para a digestão anaeróbia da FORSU sendo a produção de gás praticamente idêntica. É produzido muito mais efluente líquido no sistema “úmido”, como esperado, mas isso é compensado por uma menor quantidade de resíduo para a disposição final. O sistema Vagron apresenta taxa de carregamento orgânico maior, requerendo reatores de menores volumes em comparação com o sistema Valorga.

Os sistemas podem ainda ser separados em sistemas de uma, duas ou mais fases. As transformações bioquímicas que, em primeira fase podem ser separadas em hidrólise, acidificação e liquefação, em segunda fase, na formação de acetato, hidrogênio e dióxido de carbono, posteriormente são transformados em metano. Em sistemas de uma fase, todas essas transformações são realizadas simultaneamente e em um único reator, enquanto nos sistemas de duas ou mais fases, as reações são realizadas sequencialmente e, no mínimo em dois reatores



Figura 3.5 – Reatores do Sistema Vagron – Tilburg, Holanda



Figura 3.6 – Reatores do Sistema Valorga

Segundo De Baere (2000), na Europa, aproximadamente 90% das estações em operação têm sistemas de uma fase, divididas segundo suas condições operacionais, a “seco” e a “úmido”. A preferência parece recair sobre os sistemas de uma fase dado seu desenvolvimento simples e por apresentarem, com menor frequência, falhas técnicas e, principalmente, pelo menor custo de investimento. Ainda segundo De Baere (2000) a quantidade de resíduos sólidos urbanos tratados por digestão anaeróbia passou de 122.000

ton/ano em 1990 para mais de um milhão de toneladas em 2000, demonstrando o avanço no uso desta tecnologia.

A revisão bibliográfica nos mostra um crescimento significativo no conhecimento do processo de digestão anaeróbia, resultado de seu potencial uso como alternativa tecnológica para o tratamento da FORSU, como tem sido empregado na Europa. Todavia, por razões comerciais, a maioria dos trabalhos publicados no exterior, omitem detalhes metodológicos e de processo o que inviabiliza o entendimento do funcionamento dos reatores e da bioquímica e da microbiologia que ocorrem no processo da digestão.

No Brasil os estudos sobre a digestão anaeróbia tiveram um crescimento significativo somente nos últimos dez anos. As pesquisas aqui realizadas ainda se encontram em um estágio básico de conhecimento onde procura-se aliar a aplicação desta tecnologia à realidade brasileira.

Neste sentido buscar-se-á com a presente pesquisa, dados e informações que sirvam como ferramentas para aplicação da tecnologia da digestão anaeróbia à nossa realidade.

4 – METODOLOGIA

O presente trabalho, de caráter experimental, foi desenvolvido no Laboratório de Análise de Água do Departamento de Engenharia Civil e Ambiental da UnB.

Seu desenvolvimento envolveu as etapas de:

- construção e testes com 18 biorreatores;
- construção de aparato para medição do metano;
- coleta e avaliação dos inóculos ;
- elaboração da FORSup e preparação do meio de reação e
- acompanhamento do processo de degradação.

4.1 – APARATO EXPERIMENTAL

4.1.1 – Construção dos Biorreatores

Para realização dos ensaios construiu-se 18 biorreatores em PVC. A escolha por este material se deve ao fato de o mesmo ser inerte a ação de diversos ácidos, presentes na digestão anaeróbia, além de ser um material de fácil manipulação. A sua utilização para estes fins não é muito difundida, o que acarretou alguns problemas na confecção de peças e equipamentos, como a soldagem das diversas peças e o encaixe das peças de metal.

Uma outra vantagem é que a tubulação de PVC pode ser utilizada para pressões de aproximadamente 400 kPa que é uma pressão considerável frente ao projeto que foi realizado. Foi estabelecido um volume de 2,65 litros, o que, em um tubo de 150 mm de diâmetro, resultou em um reator com 15 cm de altura, atendendo bem as necessidades do experimento.

Aparato semelhante foi utilizado na pesquisa de Picanço (2004), sendo que esse autor utilizou um reator com uma seção de 21cm de um tubo de 150 mm de diâmetro, com capacidade total de 3,65 litros.

4.1.1.1 – Descrição do reator

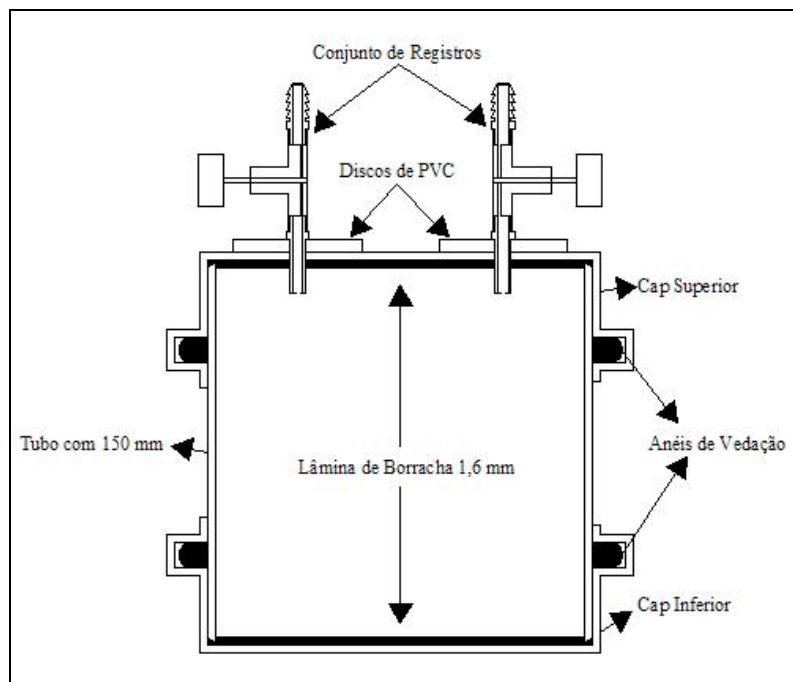


Figura 4.1 – Projeto do Reator - corte transversal

Cada reator foi construído, empregando uma seção 15 cm de tubo PVC de 150 mm de diâmetro e dois caps correspondentes. No cap superior foram feitos dois furos para se acoplarem dois bicos injetores conectados a registros para a coleta do biogás, como se pode observar nas Figuras 4.1 e 4.2.



Figura 4.2 – Conexão Bico injetor e registro



Figura 4.3 - Reator

Na parte externa do cap superior, foram soldados discos de PVC com 5 mm de espessura e 4,0 cm de diâmetro, (Figuras 4.1 e 4.3) com o intuito de aumentar a área de contato entre a rosca do bico injetor que transpassava o disco e a parede superior do cap, melhorando assim sua fixação. Tais discos foram confeccionados a partir de um cilindro maciço de PVC com 4,0 cm de diâmetro. Nos bicos injetores aplicou-se fita veda-rosca e cola de PVC, garantindo então a estanqueidade do cap superior em relação aos orifícios feitos.

No interior dos caps foram utilizadas arruelas de borracha para fazer a vedação entre o tubo e os caps, além dos anéis de vedação de borracha dispostas nas ranhuras dos caps.

Para que os caps não se deslocassem devido à pressão interna foram providenciados dois anéis em aço com 3 mm de espessura e um diâmetro interno de aproximadamente 155mm. Esses anéis são encaixados na parte externa dos caps sendo presos por quatro barras rosqueadas, conforme é apresentado na Figura 4.4 .



Figura 4.4: Detalhe do anel de segurança encaixado no reator.

4.1.1.2 – Testes com os reatores

Antes da preparação do Meio de Reação todos os 18 reatores foram testados com pressões internas de 40 m.c.a. pela injeção de ar comprimido. Esta condição era mantida por três dias, sendo mergulhados em um balde de água duas vezes ao dia (Figura 4.5) e os eventuais vazamentos sanados com a colocação de araldite nos pontos observados.



Figura 4.5 – Teste com reator

4.1.2 – Aparato para medição dos gases – Mariotte

Para a medição da quantidade de metano produzido foi montado um aparato que segue a lei de Boyle-Mariotte, ou seja, o produto da pressão pelo volume de um gás é uma constante se a temperatura se mantiver inalterada. A Figura 4.4 apresenta o esquema do aparato empregado para a medida do metano.

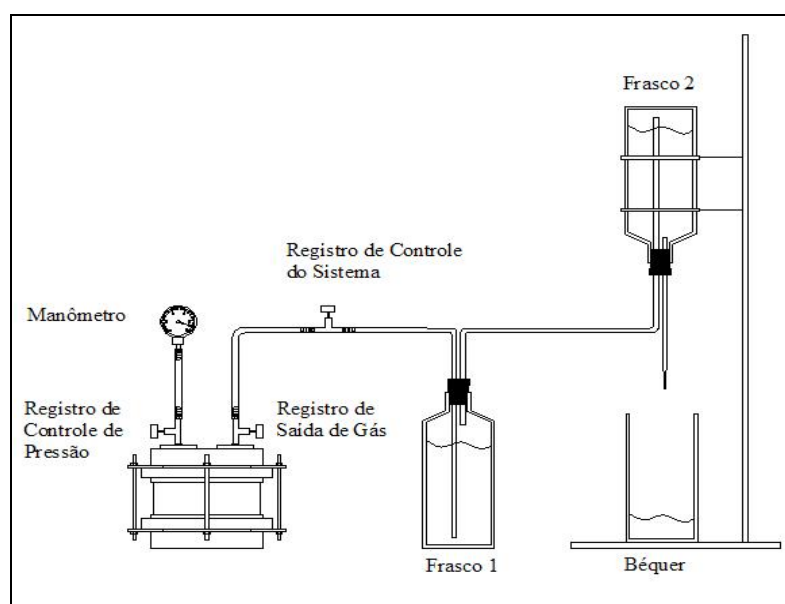


Figura 4.6 : Esquema de montagem do aparato de mariotte.



Figura 4.7: Aparato de medição de gás- Mariotte

Como o objetivo era o de realizar a medição do gás metano, CH_4 , alguns procedimentos foram incorporados ao aparato experimental.

O primeiro deles foi a introdução no primeiro frasco de uma solução contendo NaOH a 3% de volume, cujo objetivo é dissolver o CO_2 presente no biogás. Desta forma, ao passar o biogás pelo frasco 1, o CO_2 fica retido na solução, possibilitando a passagem dos outros gases, como H_2 e o metano. Para evitar a formação de grandes bolhas de gás na entrada do frasco 1, o que dificultaria a dissolução do CO_2 na solução de NaOH, foi introduzido um difusor de gás na saída da mangueira que interligava o reator e o frasco 1. Como no processo de degradação os principais gases formados são o CO_2 e o Metano, considerou-se outros gases desprezíveis na medida dos gases que passaram pelo frasco 1. Desta forma, os gases que passaram pelo frasco 1 eram injetados no frasco 2, expulsando a água presente no mesmo pela diferença de pressão entre o interior do frasco e o ambiente externo até que o equilíbrio manométrico fosse restabelecido. Assumindo que o volume de água expulso é igual ao volume de gás que foi injetado e desprezando-se outros gases, obteve-se o volume de CH_4 produzido.

No momento da medição o reator era retirado da câmara a 35°C . O registro de controle de pressão era conectado a um barômetro para leitura e anotação da pressão interna. Uma mangueira ligada ao Mariotte era conectada ao registro de saída de gases, quando então se abria este registro para liberação dos gases, que primeiro passavam pelo frasco 1 e em seguida pelo frasco 2, para a quantificação da coluna de água transportada para um becker e medida numa proveta de 1,0 litro, conforme apresentado na Figura 4.5. A pressão atmosférica e a temperatura ambiente eram medidas por um barômetro estacionário e por um termômetro, respectivamente, antes e ao final de todas as medições.

4.1.3 – Correção estequiométrica dos gases

Em função das diferenças de temperatura e pressão a que estão submetidos os gases no interior dos reatores, em relação a pressão atmosférica – P_{atm} e à temperatura ambiente T_{amb} , foi necessário realizar a correção estequiométrica do volume desses gases no momento da medição. Os reatores estavam com a pressão interna normalmente superior à atmosférica e

submetidos a uma temperatura constante de $35 \pm 1^\circ\text{C}$ em câmara com temperatura controlada (Figuras 4.7 e 4.8). Essa câmara tinha suas paredes revestidas com lâminas de isopor e dispunha de um sistema eletrônico de controle de temperatura composto de um aquecedor, um circulador de ar e um termostato.



Figura 4.8- Regulador eletrônico de temperatura



Figura 4.9 – Interior da câmara com reatores

Desta forma, partindo da equação 4.1
(baseada no Modelo de Dalton)

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2} \quad (4.1)$$

define-se a relação 4.2 onde encontra-se o V_1 para calcular o volume de biogás subtraindo o volume do *Head Space* (equação 4.3)

$$V_1 = \frac{P_2 V_2 T_1}{P_1} \quad (4.2)$$

A – Volume de biogás:

$$\text{Volume de Biogás} = V_1 - V_2 \quad (4.3)$$

Onde : P_1 pressão atmosférica na CNTP (760 mmHg)
 V_1 volume de biogás
 T_1 Temperatura na CNTP (273 K)
 P_2 pressão medida no reator somada a pressão ambiente
 V_2 Volume do Head Space do reator (ml)
 T_2 temperatura do reator ($35 + 273 = 308$ K)

A subtração do V_2 (equação 4.3) é necessária pois o volume de gás dentro do reator, no *Head Space*, deve ser desprezado, caso contrário seria super estimado o volume final de biogás. Seria o caso quando a P_2 igual a zero. Sem essa subtração, pela equação (4.2), o V_1 seria igual ao volume do *Head Space* (V_2).

B – Volume de Metano:

$$V_{CH_4} = \frac{P_2 V_2 T_1}{T_2 P_1} \quad (4.4)$$

Onde : P_1 pressão atmosférica na CNTP (760 mmHg)
 V_1 volume de Metano
 T_1 Temperatura na CNTP (273 K)
 P_2 pressão medida no reator somada a pressão ambiente
 V_2 Volume medido na proveta (ml)
 T_2 temperatura ambiente + 273 K

4.2 – ETAPAS DE PREPARAÇÃO DO MEIO DE REAÇÃO

4.2.1 – Elaboração da Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos Urbanos Padrão

A diversidade de origem dos resíduos sólidos faz com que os mesmos apresentem composição com variabilidade significativa, tanto quantitativa como qualitativa. Estas variações são geralmente em função da situação geográfica, dos hábitos da população, do clima, das mudanças tecnológicas, entre outras. (Picanço 2004).

Castilhos Junior (1988) ressaltou que a variedade e a complexidade dos resíduos sólidos é uma questão delicada do ponto de vista experimental, devido à dificuldade em se reproduzir os experimentos quando se utiliza, como substrato, pequenas quantidades de resíduos. Além disso, a sua aplicação fica limitada para estudos em diferentes locais e momentos. Dessa forma, a coleta aleatória de RSU em locais de disposição, com finalidade destes serem utilizados em estudos que exijam padronização, fica impossibilitada pela sua heterogeneidade.

Buscando obter amostras de resíduos sólidos urbanos com composição e granulometria definidas, que pudesse ser reproduzido e repetido em quantidades e momentos diferentes, reduzindo assim a variabilidade de resultados experimentais, a FORSUP empregada neste estudo baseou-se em método de Pinto (2000). A pesquisadora desenvolveu uma metodologia para elaboração de um resíduo padrão em laboratório, cujos percentuais e constituição são apresentados na Tabela 4.1.

Tabela 4.1– Valores percentuais dos elementos utilizados na elaboração da FORSUP

| Categoria/Elemento | % em massa da categoria na forsup | % em massa do componente na forsup |
|----------------------|-----------------------------------|------------------------------------|
| FRUTAS | 30,0 | |
| Casca/bagaço Laranja | | 17,8 |
| Casca Banana | | 3,8 |
| Pedaços Tomate | | 4,6 |
| Casca Melancia | | 3,8 |
| Legumes Crus | 11,0 | |
| Casca de Batata | | 5,5 |
| Casca/pedaços Cebola | | 2,3 |
| Casca de Abobrinha | | 1,6 |

| | | |
|----------------------------|------|------|
| Casca/pedaços Mandioca | | 1,6 |
| Legumes Cozidos | 4,0 | |
| Casca/pedaços Batata | | 1,3 |
| Pedaços Mandioca | | 2,7 |
| Hortaliças | 7,2 | |
| Alface | | 3,8 |
| Repolho | | 1,9 |
| Couve-flor | | 1,5 |
| Pão/Bolo | 3,0 | |
| Pão | | 3,0 |
| Carne | 2,0 | |
| Pele/pedaços de frango cru | | 1,3 |
| Pedaços carne de boi crus | | 0,7 |
| Café | 3,5 | 3,5 |
| Folhas | 10,8 | |
| Seca | | 9,2 |
| Verde | | 1,6 |
| Queijo | 0,4 | 0,4 |
| Arroz | 11,2 | 11,2 |
| Feijão | 4,7 | 4,7 |
| Macarrão | 2,2 | 2,2 |
| Osso | 1,8 | |
| Frango | | 1,8 |
| Outros | 8,2 | |
| Papel Úmido | | 5,0 |
| Casca de ovo | | 3,2 |

(Pinto, 2000)

Empregando a mesma metodologia utilizada por Pinto (2000) baseada em estudos sócio-econômicos foi realizado estudo quanto à composição dos RSU de duas cidades do Distrito Federal, Ceilândia e Taguatinga, no sentido de confirmar os dados e valores empregados na elaboração da FORSup. Foi realizada amostragem nos RSU de 16 domicílios do DF, sendo 8 da Ceilândia e 8 de Taguatinga, cidades vizinhas, porém com diferenças quanto ao padrão sócio econômico .

A caracterização das amostras coletadas foi realizada durante três semanas, entre os dias 20 de julho e 7 de agosto de 2004, recolhendo diariamente todos os RSU produzidos nesses domicílios. Por amostragem aleatória, de no mínimo de 4 amostras diárias, foram realizadas a classificação quanto à composição física dos RSU e qualitativa da fração orgânica encontrada.

Considerando que a diferença nos percentuais dos componentes observados nos resíduos sólidos objeto da pesquisa no DF e os obtidos por Pinto, não foi significativa, optou-se por preparar o resíduo padrão em laboratório de acordo com a metodologia descrita por Pinto (2000).

A Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos Urbanos padrão – FORSUp foi fracionada em tamanhos de aproximadamente 2,5 cm

Uma vez fracionados e misturados, os componentes foram acondicionados em bandejas plásticas por um período de 3 dias, simulando o tempo entre a produção dos resíduos sólidos nos domicílios e seu recolhimento pelos serviços de limpeza.



Figura 4.10 – Preparo da FORSUp



Figura 4.11 – FORSUUp preparada

4.2.2 – Coleta dos Inóculos

Os inóculos definidos para a avaliação foram o lodo de esgoto digerido, e o percolado de resíduos sólidos urbanos aterrados. O Percolado de RSU foi coletado no aterro controlado da Via Estrutural em uma célula com mais de dois anos após seu fechamento, retirando-se quatro amostras de 1,5 litros em pontos diferentes da célula. Destas foram retiradas 700 a 800 ml, compondo uma amostra final de 3,0 litros que foi usada para as análises e para a inoculação. O Lodo de Esgoto sanitário foi obtido na Estação de Tratamento de Esgotos Norte da CAESB. A partir de duas amostras iniciais de 2,5 litros coletadas do digestor anaeróbio secundário, foram então retirados 1,5 litros de cada amostra compondo a amostra final de 3,0 litros usada para análises de caracterização e para a inoculação.

Todas as coletas foram realizadas uma semana antes da inoculação e preparação do Meio de Reação permitindo assim a realização das análises de caracterização que permitiram o cálculo dos Fatores de Inóculo – FI, quantidades de FORSUUp, Sólidos Totais da mistura e conseqüentemente, do Meio de Reação em cada reator.

Alguns estudos como Brummeler (1993), Pinto (2000) e Picanço (2004) apresentam bons resultados da digestão anaeróbia quando trabalhando com Fator de Inóculo na faixa de 0,3. Todavia, os cálculos indicaram que empregando tal fator resultaria em um meio de reação com valor de umidade muito alta, caracterizando a digestão a úmido. Como um dos objetivos é buscar parâmetros da degradação que possa ser empregado no processo de degradação de um aterro sanitário (digestão a seco), e considerando que umidade acima de 80% é operacionalmente inviável nesse caso, procurou-se fixar a umidade em torno de 70%. Desta forma, O volume de inóculo adicionado à Fração Orgânica foi calculado de modo a atingir 70% de umidade, o que resultou em três diferentes Fatores de Inóculo – FI, de 0,02 , 0,015 e 0,01 , sendo o FI definido como:

$$FI = \frac{ST_I}{ST_I + ST_R} \quad (4.5)$$

Sendo : ST_I – Sólidos Totais do Inóculo (g)

ST_R – Sólidos Totais do Resíduo (g)

4.2.3 – Definição das massas de FORSUp e Inóculos

O meio de reação empregado em cada biorreator foi preparado separadamente misturando a FORSUp com cada tipo de inóculo e adicionando $Na CO_3$ como tampão na proporção de 0,06 Kg/Kg ST, conforme indicado por Brummeler, 1993.

Em função da densidade observada da FORSUp de 0,73 Kg/L e visando manter um *head space* de 40% do volume do reator, foi calculado o volume útil ocupado pelo meio de reação que resultou em 1590 ml, correspondendo a 1161gramas do meio de reação (FORSUP + Inóculo).

A partir dos valores conhecidos dos Sólidos Totais dos Inóculos e da FORSUp e da definição da quantidade total do Meio de Reação para os reatores, foi calculado a quantidade de inóculo e FORSUp para cada reator de forma a atingir valores de FI: 0,02, 0,015 e 0,01.

Exemplificando para o cálculo do volume de inóculo no caso do Percolado de aterro com FI de 0,02 :

$$FI = \frac{STi}{STi + STr} \quad (4.6)$$

$$0,02 = \frac{0,014 \times Vi}{(0,014 \times Vi) + (0,35 \times Mf)}$$

Sendo : STi – Sólidos Totais do inóculo (g),

STr – Sólidos totais da forsup (g)

Vi – Volume de inóculo (ml)

Mf – Massa da FORSUP

O Volume de inóculo foi calculado atribuindo-se valores a Massa da FORSUP - Mf de forma que o total atingisse o volume útil de 1161 gramas. Desta forma foram definidos os valores de Inóculos e FORSUP para todos os reatores. A Tabela 4.2 apresenta dados da quantidade da FORSUP, Inóculo e tampão empregado em cada reator.

Tabela 4.2 – Definição de Massas de FORSUP e Volumes de Inóculos

| | FI | ST MR (%) | Mf (g) | Vi (ml) | Total (g) | Tampão Na CO ₃ (g) |
|-----------|-------|-----------|--------|---------|-----------|-------------------------------|
| Percolado | 0,02 | 25 | 748 | 413 | 1161 | 17,4 |
| | 0,015 | 27 | 812 | 349 | 1161 | 18,8 |
| | 0,01 | 30 | 907 | 254 | 1161 | 20,9 |
| Lodo | 0,02 | 27 | 886 | 275 | 1161 | 18,8 |
| | 0,015 | 28 | 962 | 199 | 1161 | 19,5 |
| | 0,01 | 30 | 1020 | 141 | 1161 | 20,9 |

Como da densidade dos dois inóculos era praticamente igual a 1,0 o Vi em ml pode ser calculado como massa em gramas para totalizar 1161g.

Para que não houvesse grande variação nos teores de Sólidos Totais do Meio de Reação, formados pelas misturas de inóculos e FORSUP, definiu-se um limite de 25 a 30%.

$$\% \text{ ST do MR} = \frac{(\text{Massa da FORSUP} \times \text{ST FORSUP}) + (\text{Massa do Inóculo} \times \text{ST inóculo})}{(\text{Massa da FORSUP} + \text{Massa do Inóculo})} \quad (4.7)$$

Conhecidos os valores de Vi e Mf procedeu-se a montagem dos 18 reatores .

Para cada inóculo listado e cada FI, empregou-se dois reatores (duplicata) e um reator branco (testemunha) contendo somente e FORSup e água destilada em vez de inóculo, conforme mostra o esquema apresentado na Figura 4.14 .

4.2.4 – Procedimento de preenchimento dos reatores

No procedimento de preenchimento dos reatores com o MR cada amostra era preparada individualmente. Primeiro pesava-se a quantidade de FORSup, misturava-se com o tampão e em seguida media-se o volume de inóculo numa proveta sendo realizada a mistura numa bandeja plástica para finalmente acomodá-la no reator. Na montagem dos reatores, Figuras 4.12 e 4.13, todo Meio de Reação era colocado em um saco plástico de 3 litros, como mais uma forma de evitar vazamentos e facilitar o manuseio. Ainda nas Figuras 4.12 e 4.13 observa-se o MR já depositado no reator onde era então, comprimido com um disco de madeira para simular a compactação dos aterros



Figura 4.12 – Meio de Reação - montagem do reator



Figura 4.13 – Compactação do Meio de Reação

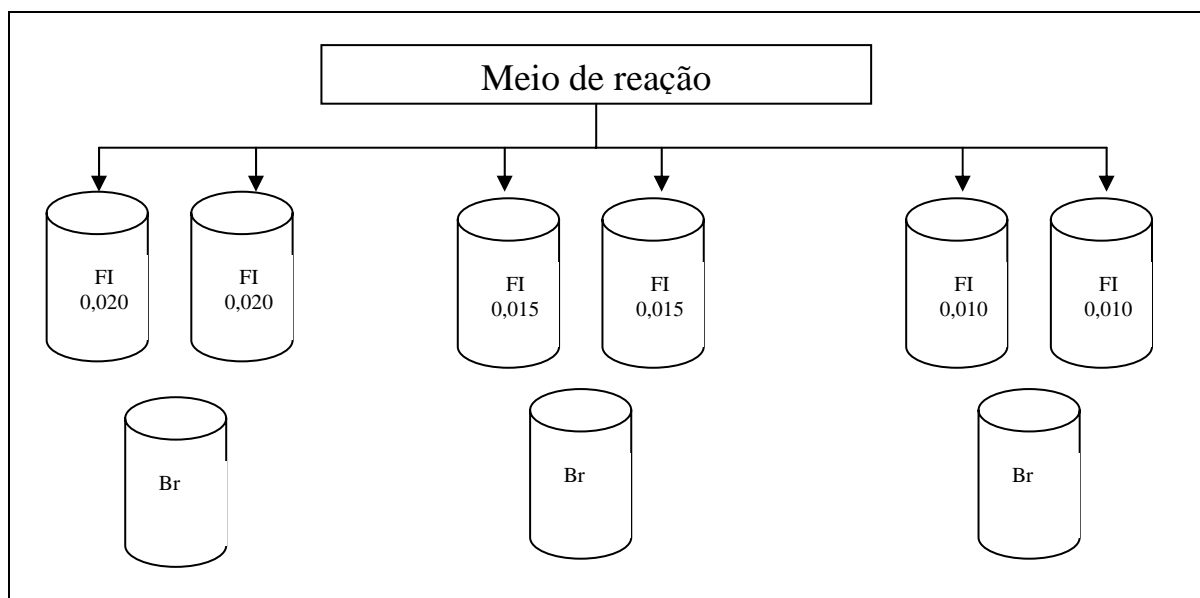


Figura : 4.14 – Esquema de distribuição do meio de reação

Em seguida, com auxílio de um instrumento de madeira com diâmetro levemente inferior ao do reator, procedeu-se a sua compactação.

Realizado o preenchimento dos reatores, estes foram fechados , os anéis de aço colocados e aparafuzados e então procedeu-se à troca de atmosfera por N₂, empregando-se uma mangueira que era conectada a um dos registros e permitindo a abertura do outro promovendo assim a a circulação do gás por 2 minutos. Em seguida fechavam-se os 2 registros. Realizada esta última operação os reatores foram colocados na câmara com temperatura controlada a 35 +- 1° C.

4.4 – PARÂMETROS FÍSICO-QUÍMICOS AVALIADOS

Foram consideradas três fases de análises: a Primeira,antes de iniciar-se o ensaio, onde foi avaliado os parâmetros físico químicos dos inóculos , da FORSUp e do Meio de Reação, parâmetros esses necessários às definições de massas e volumes empregados no experimento; a 2ª fase durante o decorrer do ensaio onde foi monitorizada a produção gasosa e a 3ª fase onde se realizou novas análises do meio de reação e do percolato produzido no processo de digestão.

A Tabela 4.3 apresenta as análises realizadas para cada componente do estudo nas três fases de andamento ou seja: FORSUp; Inóculo (I) e Meio de Reação (MR)

Tabela 4.3 – Análises realizadas.

| Parâmetros | Início | | | Durante | Final |
|--------------------------------|--------|---|------|---------|-------|
| | Forsup | I | M.R. | M.R. | M.R. |
| Sólidos Totais | X | X | X | | X |
| Sólidos Totais Voláteis | X | X | X | | X |
| DQO | X | X | X | | X |
| pH | | X | X | | X |
| N – Total | | X | | | |
| N – Amoniacal | | X | | | |
| Alcalinidade Total | | X | | | |
| Alcalinidade à Bicarbonato | | X | | | |
| Alcalinidade a ácidos Voláteis | | X | | | |
| Fósforo Total | | X | | | |
| Gases | | | | X | |
| Aparência geral | | | | | X |

Legenda : FORSUp – Fração orgânica dos resíduos sólidos; I – Inóculos ;
M.R. – Meio de reação.

As análises da 1ª fase de ST, STV, pH, N-Total, N- Amoniacal e Fósforo, foram realizadas de acordo com as metodologias da APHA- American Public Health Association e

publicados na 21ª edição do *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* (APHA/WEF, 2002).

As análises de DQO, dos inóculos expressa em g/Kg de Resíduo Seco foram realizadas com base nas recomendações estabelecidas pelos pesquisadores do PROSAB, Ediototal 4, Tema 3 para Resíduos Sólidos. Estas metodologias são descritas no Apêndice C.

As análise de alcalinidade total, a bicarbonato e ácidos voláteis foram realizadas de acordo com a metodologia descrita por Dilallo e Albertson (1961).

5 – RESULTADOS E DISCUSSÃO

5.1 – CARACTERÍSTICAS DO MEIO DE REAÇÃO

Os resultados obtidos são discutidos abordando-se: características dos inóculos, fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos; características do meio de reação; produção gasosa; análises finais (ST, STV, pH e DQO)

5.1.1 – Características dos inóculos

Na Tabela 5.1 são apresentados os resultados das análises físico-químicas preliminares realizadas com os inóculos.

A coleta ocorreu em um período de grande precipitação pluviométrica no mês de dezembro de 2004 resultando, no caso do Percolado do aterro, em ST com valores muito abaixo dos citados na literatura, como também da amostra coletada no período da seca onde o teor de ST foi de 18 g/l. O Lodo de Esgoto apresentou concentração de ST superior ao Percolado, porem em níveis abaixo do esperado, provavelmente devido à eficiência do tratamento.

Tabela 5.1– Análises Preliminares dos Inóculos

| Análises | Percolado | Lodo de Esgotos |
|---|---------------------|---------------------|
| Umidade % | 86 | 78 |
| pH | 7,6 | 7,3 |
| Sólidos Totais (g / L) | 14 | 22 |
| Sólidos Totais Voláteis (g/L) | 9,5 | 8,0 |
| DQO (g /Kg resíduo seco) | 14 | 18 |
| N – total (NTK) (mg/L) | 2980 ^(a) | 3850 ^(b) |
| N – amoniacal (mg/L) | 830 | 950 |
| Fósforo total (mg/L) | 2,8 | 3,8 |
| Alcalinidade | | |
| Bicarbonato (mg/L CaCO ₃) | 7300 | 6000 |
| Intermediária (mg/L CaCO ₃) | 6900 | 5500 |
| Total (mg/l CaCO ₃) | 14200 | 11500 |
| Ácidos Voláteis (mg/L CaCO ₃) | 1920 | 720 |

(a) Análise realizada pela empresa Qualix Ambiental (Dezembro 2004)

(b) Análise realizada pelo departamento de Química da UnB. (Junho 2005)

Os teores de ST dos dois inóculos embora baixos, foram semelhantes aos empregados por Picanço (2004) na primeira fase da sua pesquisa, alcançando 72% de CH₄ por volta de 200 dias após inoculação e com o ensaio desse pesquisador usado FI de 0,4. Portanto esse autor trabalhou com digestão à úmido, enquanto que neste trabalho trabalhou-se com digestão a seco sendo o maior FI de 0,02. Isto mostra que a concentração de células presentes no inóculo tem influência significativa no processo de degradação.

As análises correspondentes ao Nitrogênio Total foram realizadas em amostras diferentes das quais foram extraídos os demais resultados. Isto se deu em função de problemas metodológicos para a realização destas análises no Laboratório de Saneamento da UnB, no período em que foram realizadas as demais análises. Em função disso foram empregadas as análises periódicas do lixiviado, realizadas pela empresa QUALIX, que opera o aterro controlado do Jockey Clube, e análises do laboratório de Química da UnB para o lodo de esgoto.

Os valores obtidos nas análises da alcalinidade total e bicarbonato de ambos os inóculos foram abaixo dos encontrados normalmente na literatura. A alcalinidade a bicarbonato resultou em aproximadamente 50% da alcalinidade total. Diante desta constatação, optou-se por empregar substância tampão em todos os reatores, exceto nos reatores brancos, visando assim reduzir os efeitos negativos da fase hidrolítica e fermentativa que ocorre no início do processo de degradação, podendo resultar no desbalanceamento do pH do sistema.

5.1.2 – Análises da Fração Orgânica dos Resíduos Sólidos Urbanos padrão

As primeiras análises da FORSup (Tabela 5.2) subsidiaram os cálculos dos valores empregados na composição dos Meio de Reação, especificamente os valores de ST.

Tabela 5.2 – Valores médios de ST, STV, Umidade e Densidade da FORSup

| | |
|-----------------|-----|
| Umidade (%) | 65 |
| Densidade (g/l) | 725 |
| ST (%) | 35 |
| STV (%) | 12 |

A pesquisa realizada com os RSU das cidades de Ceilândia e Taguatinga – DF resultaram na análise de 92 amostras. Na Tabela 5.3 são apresentados os resultados da composição gravimétrica dos resíduos sólidos urbanos destas cidades. BELACAP (2004)

Tabela 5.3- Composição gravimétrica dos RSU das cidades de Ceilândia e Taguatinga - DF

| Componentes | % em peso | | |
|-------------------|-----------|------------|-------|
| | Ceilândia | Taguatinga | média |
| Matéria orgânica | 69,3 | 61,4 | 65,3 |
| Papel e Papelão | 12,0 | 18,3 | 15,1 |
| Plásticos | 3,6 | 3,0 | 3,3 |
| Vidros e metais | 7,4 | 8,2 | 7,8 |
| Trapos | 1,0 | 1,0 | 1,0 |
| Borracha, madeira | 4,6 | 5,4 | 5,0 |
| outros | 2,1 | 2,7 | 2,4 |

Os valores percentuais de cada componente observado na fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos das cidades de Ceilândia e Taguatinga – DF são apresentados na Tabela 5.4.

Tabela 5.4 – Composição elementar da Fração Orgânica dos RSU das cidades de Ceilândia e Taguatinga - DF

| Componentes | % em peso dos componentes | | |
|----------------------|---------------------------|------------|-------|
| | Ceilândia | Taguatinga | média |
| Cascas de frutas | 12 | 14 | 13 |
| Pedaços de frutas | 21 | 17 | 19 |
| Cascas de legumes | 9 | 9 | 9 |
| Pedaços de legumes | 6 | 4 | 5 |
| Folhas de hortaliças | 8 | 6 | 7 |
| Arroz | 14 | 12 | 13 |
| Feijão | 4 | 5 | 4,5 |
| Massas | 3 | 5 | 4 |
| Carnes | 2 | 3 | 2,5 |
| Ossos | 3 | 4 | 3,5 |
| Papeis sujos | 5 | 7 | 6 |
| Restos de jardinagem | 9 | 11 | 10 |
| outros | 4 | 3 | 3,5 |

A quantidade de matéria orgânica obtida na pesquisa, em torno de 65 %, encontra-se dentro da média brasileira (IBGE, 2000) e do Distrito Federal (BELACAP 2004), conforme Tabela 5.5 e é compatível com o valor apresentado por Pinto (1999) na elaboração da FORSUDp.

Tabela 5.5- Composição gravimétrica dos RSU do Brasil e Distrito Federal

| Componente | Composição média DF (%) | Composição média Brasil (%) | Grau de Biodegradabilidade | |
|---------------------------------------|-------------------------------|-----------------------------------|----------------------------|---------|
| | | | Classificação | % média |
| Matéria Orgânica | 65,8 | 64,7 | Fácil | 65 |
| Papel | 13,1 | 18,6 | Moderado | 15,6 |
| Trapo | 1,4 | - | Difícil | 3,1 |
| Madeira , Couro e Borracha | 3,3 | 3,0 | | |
| Vidro Plástico Metal Inertes | 14,2 | 13,6 | Não degradável | 13,9 |

Fontes: BELACAP (2004) e IBGE (2000)

5.1.3 - Características do Meio de Reação

As análises dos sólidos totais –ST e sólidos totais voláteis –STV dos meios de reação preparados com os diferentes tipos de inóculos são apresentados na Tabela 5.6.

Tabela 5.6 – Análises de Sólidos Totais e Sólidos Totais Voláteis dos MR

| Meio Reação | FORSUp + percolado | | | FORSUp + Lodo | | |
|-------------|--------------------|-------|------|---------------|-------|------|
| FI | 0,02 | 0,015 | 0,01 | 0,02 | 0,015 | 0,01 |
| ST (%) | 25,3 | 27,6 | 29,6 | 25,8 | 28,8 | 29,6 |
| STV (%) | 15,0 | 15,8 | 16,4 | 14,4 | 15,7 | 16,6 |

Apesar dos mesmos terem sido preparados a partir de quantidades de inóculos e FORSUp previamente calculados, houve, em alguns casos, pequenas alterações nos valores de ST e

STV para o mesmo FI. Isso se deve provavelmente, às pequenas partes não homogêneas da FORSUp como grãos ou gravetos.

Na Tabela 5.7 são apresentados os valores de pH e DQO obtidos nos M.R. , já tamponados, dos diferentes reatores.

Tabela 5.7 – pH e DQO iniciais dos MR

| | FORSUp + Percolado | | | FORSUp + Lodo de esgoto | | |
|-------------------------|---------------------------|-------|------|--------------------------------|-------|------|
| FI | 0,02 | 0,015 | 0,01 | 0,02 | 0,015 | 0,01 |
| DQO (g/Kg de Rs) | 3,3 | 3,6 | 4,2 | 4,1 | 3,9 | 4,2 |
| pH | 6,8 | 7,7 | 7,9 | 7,3 | 7,5 | 7,3 |

Pode-se observar valores de pH em torno de 7,0, o que é favorável à partida do processo de degradação.

5.2 –PRODUÇÃO GASOSA

A produção de gás foi monitorada por 120 dias, inicialmente com medições a cada três dias e no último mês com medições diárias, totalizando 56 medições. A mudança na frequência da medição fez-se necessária para evitar que o acúmulo do gás provocasse maior pressão no reator e, conseqüentemente, maior risco de vazamento do gás.

Vazamentos de gás foram observados na maioria dos reatores durante todo o experimento e foram sendo sanados no decorrer do ensaio, todavia, resultaram em perda do biogás. Atribuíram-se esses vazamentos às diversas junções de caps e tubos. A confecção de reatores conectados a um dispositivo para coleta permanente dos gases ou o uso de garrafas ou mesmo frascos provavelmente restringiria os vazamentos.

Os valores então registrados foram corrigidas estequiometricamente para o cálculo final das quantidades de metano. Após um total de 56 medições foram observadas as evoluções apresentadas na Figura 5.1.

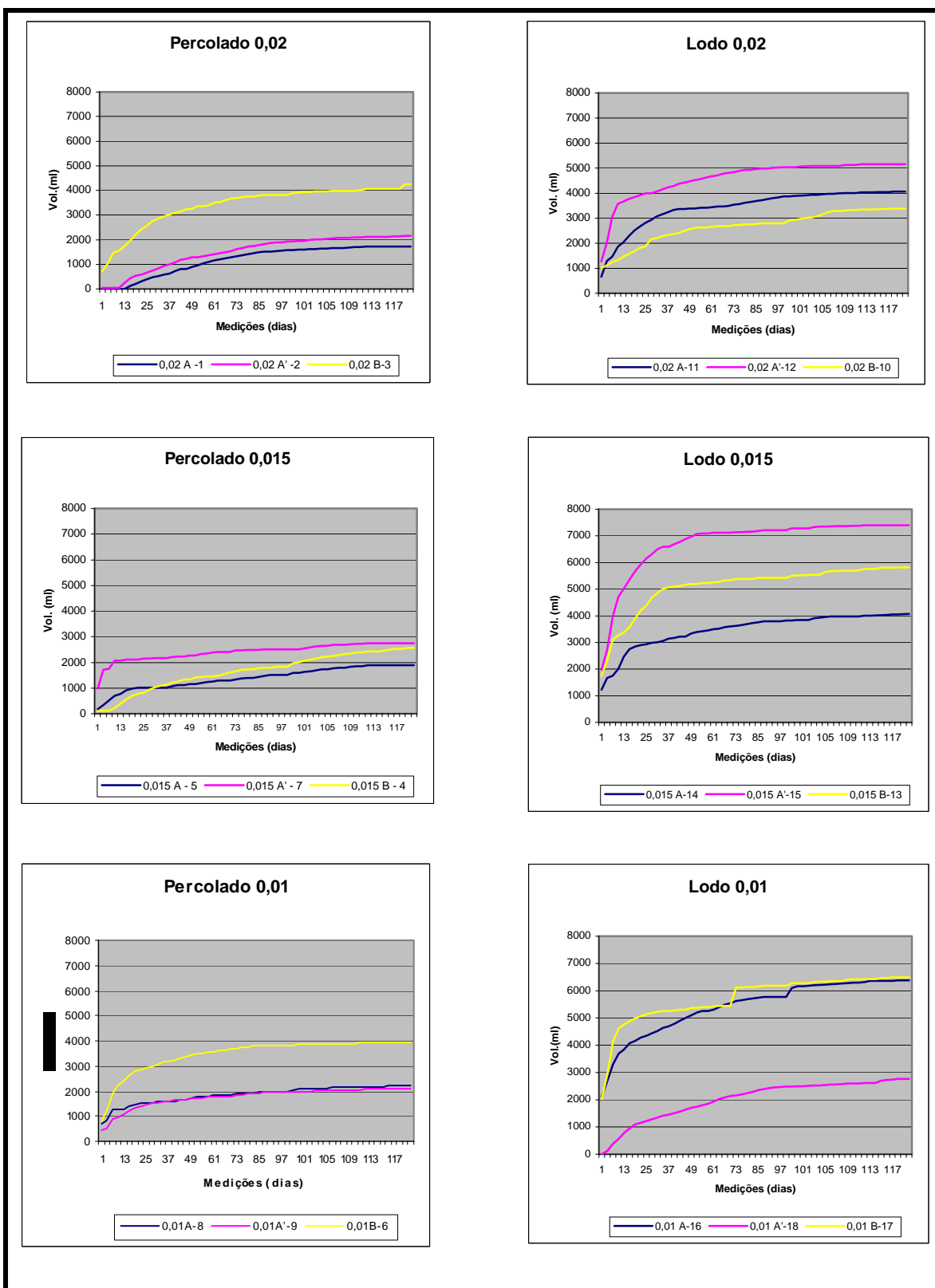


Figura 5.1 – Produção de metano nos diferentes reatores

Alguns reatores mantiveram o problema de vazamento durante todo o ensaio, sendo os mais graves aqueles inoculados com percolado e FI 0,01, o que inviabilizou a sua análise. Em contrapartida, os reatores inoculados com lodo e FI 0,015 foram os que apresentaram os menores problemas de vazamento, o que consequentemente resultou nos maiores valores de produção de metano, como pode ser visto na Figura 5.2

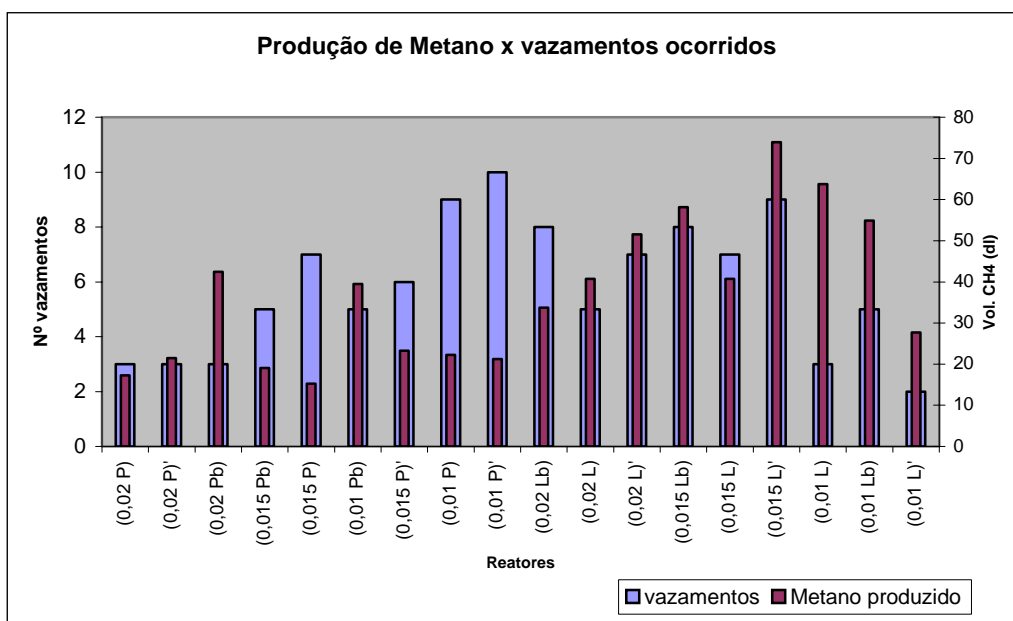


Figura 5.2 – Comparativo da produção de CH₄ com os vazamentos ocorridos

Diante da constatação de vazamentos ao longo dos 120 dias, as análises dos resultados da produção gasosa são efetuadas de forma conjunta com os resultados dos parâmetros físico químicos analisados no meio de reação no final do ensaio, conforme apresentados na Tabela 5.8.

5.3 – MONITORIZAÇÃO DO EXPERIMENTO

Os resultados das análises realizadas com o MR (meio de reação) no final do ensaio são apresentados na Tabela 5.8

Tabela 5.8 – Análises do Meio de Reação no final do ensaio

| Reator | Observação visual e odor | Peso (gramas) | Umidade % | ST (%) | STV (%) | pH | DQO (g/L) |
|-----------------|--|---------------|-----------|--------|---------|------|-----------|
| 1 P0,02A | Coloração bem amarelada com pedaços e cascas não degradados, cheiro pronunciado ácido | 1062,13 | 82 | 18,0 | 10,8 | 5,56 | 35,1 |
| 2 P0,02A' | Coloração marrom amarelada com material não degradado, cheiro ácido | 1079,0 | 81,5 | 18,5 | 10,9 | 5,49 | 33,7 |
| 3 P0,02B | Coloração amarelada com muito material não degradado, cheiro pronunciado ácido | 1061,36 | 82 | 18,0 | 10,4 | 4,21 | 31,5 |
| 4 P0,015B | Coloração amarelada com muito material não degradado, cheiro pronunciado ácido | 1082,37 | 81 | 19,0 | 10,3 | 4,16 | 33,7 |
| 5 P0,015 A | Coloração marrom amarelada com material não degradado, cheiro bastante ácido | 1090,64 | 79 | 21,0 | 11,4 | 5,53 | 40,2 |
| 6 P0,01 B | Coloração marrom e parte bem amarelada com material não degradado, cheiro ácido | 1076,87 | 77 | 23,0 | 11,6 | 4,09 | 47,1 |
| 7 P0,015 A` | Coloração marrom com material não degradado, cheiro ácido | 1005,22 | 79 | 21,0 | 10,4 | 5,39 | 34,9 |
| 8 P0,01 A | Coloração escura por fora e amarelada por dentro, com material não degradado, cheiro ácido | 1096,29 | 78 | 22,0 | 11,6 | 5,64 | 46,3 |
| 9 P0,01 A` | Coloração escura com pouco material não degradado, cheiro pouco ácido | 1084,45 | 78 | 22,0 | 11,2 | 5,54 | 43,7 |
| 10 L0,02 B | Coloração amarelada com pedaços não degradados, cheiro pronunciado ácido | 1106,00 | 79,5 | 20,5 | 10,8 | 4,06 | 38,2 |
| 11 L0,02 A | Coloração escura por fora e amarelada por dentro, cheiro ácido pronunciado | 1048,67 | 78,5 | 21,5 | 11,8 | 5,80 | 48,1 |
| 12 L0,02 A` | Coloração escura com pouco líquido, cheiro não pronunciado | 1041,62 | 76,5 | 22,0 | 12,1 | 5,73 | 49,2 |
| 13 L0,015 B | Coloração amarelada com pedaços e cascas não degradados, cheiro pronunciado ácido | 1078,72 | 77 | 23,0 | 12,4 | 4,08 | 49,6 |
| 14 L0,015 A | Coloração escura por fora e amarelada por dentro, cheiro ácido pronunciado | 1091,68 | 77 | 23,0 | 11,8 | 5,50 | 46,5 |
| 15 L0,015 A` | Coloração marrom com pedaços não degradados, cheiro ácido | 1087,47 | 75 | 23,0 | 12,8 | 5,14 | 51,1 |
| 16 L0,01 A | Coloração marrom e amarelada com material não degradado, cheiro ácido | 1107,69 | 72 | 26,0 | 13,5 | 4,28 | 52,3 |
| 17 L0,01 B | Coloração escura com material não degradado cheiro levemente ácido | 1115,40 | 75 | 25,0 | 12,1 | 3,91 | 46,9 |
| 18 L0,01 A` | Coloração escura e marrom pouco material não degradado , cheiro ácido não pronunciado | 1097,42 | 74 | 26,0 | 12,8 | 4,82 | 52,4 |

5.3.1 – Aspecto geral do Meio de Reação ao fim do ensaio.

Com a abertura dos dezoito reatores foi observado que, de modo geral, todos apresentavam a parte superior bastante escura com tonalidades entre o marrom escuro e o quase preto, caracterizando a intensa oxidação provavelmente causada pelo ar comprimido injetado no momento da abertura dos reatores. O O_2 , como grande oxidante e colocado em excesso sob pressão, promoveu o escurecimento do MR. Nas Figuras 5.3 e 5.4 é apresentado o aspecto geral do meio de reação no momento da abertura do reator.



Figura 5.3 – Meio de Reação após ser retirado do reator



Figura 5.4 – Meio de Reação ao fim do ensaio

Na parte mais interna do MR foram observados tons mais amarelados, quase todos com presenças de materiais não degradados como cascas ou alguns grãos. Porém, a maioria da

matéria orgânica apresentava-se em adiantado estado de decomposição. O odor observado em todos reatores era caracteristicamente ácido, mais ou menos pronunciado, o que corrobora com os dados das análises físico-química obtida no final do ensaio.

5.3.2 – Variação do teor de umidade dos MR

A análise conjunta da variação de massas no início e no fim do ensaio (Tabela 5.9), bem como dos teores de umidade, obtidos na análise de ST e apresentados na Tabela 5.8, mostram que o processo de degradação transformou parte da matéria orgânica presente na FORSUDp em biogás e outra parte água liberada, aumentando assim o teor de umidade em todas as amostras.

Tabela 5.9 – Diferenças de massa do MR inicial e final.

| Reator | MR inicial (g) | MR Final (g) | Diferença (%) | Reator | MR inicial (g) | MR Final (g) | Diferença % |
|----------|----------------|--------------|---------------|----------|----------------|--------------|-------------|
| P0,02A | 1161 | 1062,13 | 8,52 | L0,02A | 1161 | 1048,67 | 9,68 |
| P0,02A' | 1161 | 1079,00 | 7,06 | L0,02A' | 1161 | 1041,62 | 10,28 |
| Pb 0,02 | 1161 | 1061,36 | 8,58 | Lb0,02 | 1161 | 1106,00 | 4,74 |
| P0,015A | 1161 | 1090,64 | 6,06 | L0,015A | 1161 | 1091,68 | 5,97 |
| P0,015A' | 1161 | 1090,64 | 6,06 | L0,015A' | 1161 | 1087,47 | 6,33 |
| Pb 0,015 | 1161 | 1082,37 | 6,77 | Lb0,015 | 1161 | 1078,72 | 7,09 |
| P0,01A | 1161 | 1096,29 | 5,57 | L0,01A | 1161 | 1107,69 | 4,59 |
| P0,01A' | 1161 | 1084,45 | 6,59 | L0,01A' | 1161 | 1097,42 | 5,48 |
| Pb 0,01 | 1161 | 1076,87 | 7,25 | Lb0,01 | 1161 | 1115,40 | 3,93 |

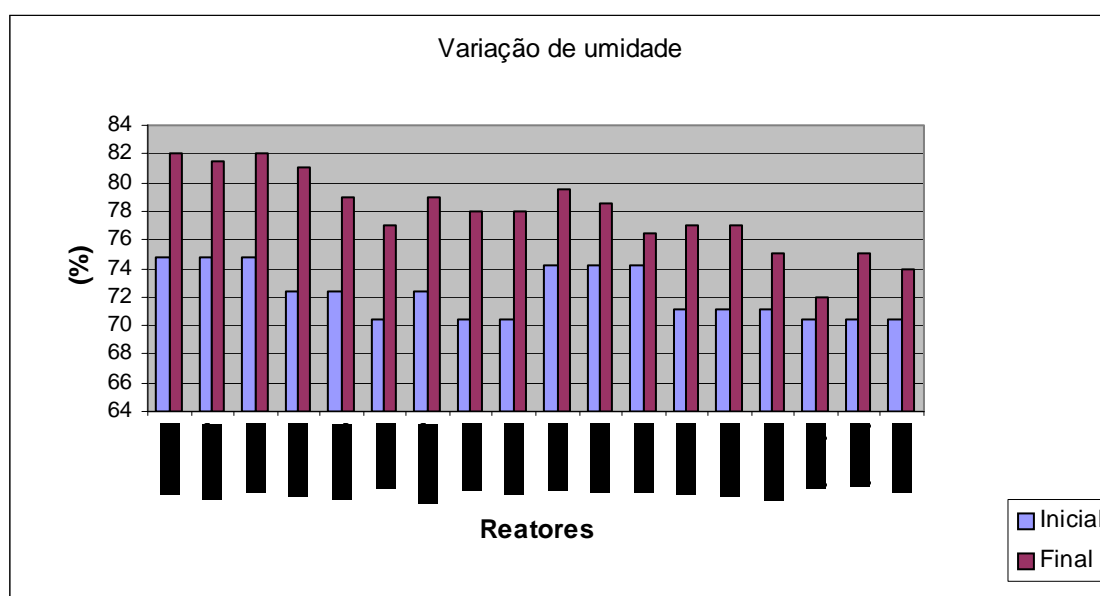


Figura 5.5 – Variação de umidade no início e no fim do ensaio

No final do ensaio a umidade observada nos reatores variou entre 75 a 82% correspondendo um aumento médio de 8%.

5.3.3 – Análise dos sólidos totais e sólidos totais voláteis

Os baixos valores do ST dos inóculos influenciaram significativamente nos valores dos fatores de inóculos (FIs) de tal forma que a manutenção dos valores previstos inicialmente de FI = 0,2; 0,3 e 0,5 resultariam em valores de umidade do M.R. próximos à saturação, em torno de 80%, o que inviabilizaria a sua aplicação em um aterro sanitário por questões operacionais. Desta forma os valores de FIs foram reavaliados de modo a resultar em ST do meio de reação próximos a 30%, resultando, conseqüentemente, na redução dos FIs empregados na pesquisa.

A Tabela 5.10, elaborada a partir das análises de STV e produção do metano, apresenta balanços de massa em cada reator.

Tabela 5. 10 – Balanço de massa de STV e produção de metano por g de STV degradado

| Reatores | STV inicial (g) | Massa final (g) | ST (%) inicial | STV (%) final | STV final (g) | STV degradado (g) | STV difer (%) | Metano produzido(ml) | Metano (ml/gSTV) |
|----------|--------------------|--------------------|-------------------|------------------|------------------|----------------------|------------------|-------------------------|---------------------|
| P0,02A | 44,1 | 1062,1 | 18 | 10,8 | 20,6 | 23,4 | 53 | 1729 | 74 |
| P0,02A' | 44,1 | 1079,0 | 18,5 | 10,9 | 21,8 | 22,3 | 51 | 2149 | 96 |
| Pb 0,02 | 44,1 | 1061,4 | 18 | 10,4 | 19,9 | 24,2 | 55 | 4245 | 175 |
| P0,015A | 50,6 | 1090,6 | 21 | 11,4 | 26,1 | 24,5 | 48 | 1524 | 62 |
| P0,015A' | 50,6 | 1005,2 | 21 | 10,4 | 22,0 | 28,7 | 57 | 2325 | 81 |
| Pb 0,015 | 50,6 | 1082,4 | 19 | 10,3 | 21,2 | 29,4 | 58 | 1902 | 65 |
| P0,01A | 56,4 | 1096,3 | 22 | 11,6 | 28,0 | 28,4 | 50 | 2226 | 78 |
| P0,01A' | 56,4 | 1084,5 | 22 | 11,2 | 26,7 | 29,6 | 53 | 2120 | 72 |
| Pb 0,01 | 56,4 | 1076,9 | 23 | 11,6 | 28,7 | 27,6 | 49 | 3953 | 143 |
| L0,02A | 43,1 | 1048,7 | 21,5 | 11,8 | 26,6 | 16,5 | 38 | 4070 | 246 |
| L0,02A' | 43,1 | 1041,6 | 22 | 12,1 | 27,7 | 15,4 | 36 | 5155 | 335 |
| Lb0,02 | 43,1 | 1106,0 | 20,5 | 10,8 | 24,5 | 18,6 | 43 | 3378 | 181 |
| L0,015A | 52,5 | 1091,7 | 23 | 11,8 | 29,6 | 22,9 | 44 | 4075 | 178 |
| L0,015A' | 52,5 | 1087,5 | 23 | 12,8 | 32,0 | 20,5 | 39 | 7393 | 361 |
| Lb0,015 | 52,5 | 1078,7 | 23 | 12,4 | 30,8 | 21,7 | 41 | 5817 | 268 |
| L0,01A | 57,0 | 1107,7 | 26 | 13,5 | 38,9 | 18,2 | 32 | 6378 | 351 |
| L0,01A' | 57,0 | 1097,4 | 26 | 12,8 | 36,5 | 20,5 | 36 | 2767 | 135 |
| Lb0,01 | 57,0 | 1115,4 | 25 | 12,1 | 33,7 | 23,3 | 41 | 5489 | 236 |

Em função destes dados realizou-se as análises:

5.3.4 – Análise da Produção Metano

Apesar dos vazamentos detectados impedirem de realizar uma análise mais acurada da produção de metano, pode-se verificar que os reatores inoculados com Lodo de esgoto apresentaram tendência de produção de metano superior aos reatores inoculados com percolado. Isto sugere que pode ter ocorrido alguma inibição provocada por algum tipo de substância presente no percolado, como, por exemplo, altas concentrações de metais pesados ou que a quantidade de células ativas presentes no percolado não foi suficiente para garantir uma partida eficiente.

Os reatores que apresentaram os menores problemas de vazamento foram: L 0,02A; L0,015A; L 0,015b ; P0,02b e L 0,01A. No período de 120 dias, a produção de metano nestes reatores foi respectivamente de 5155; 7393; 5817; 4245 e 6378 mL.

Utilizando os dados destes reatores para análise da produção de metano, observa-se que a produção de metano por STV degradado variou entre 175 a 351 ml CH₄/gSTV.

Na Tabela 5.11 observam-se alguns dados citados na literatura sobre a produção de metano por STV degradado e da porcentagem de degradação dos STV.

Tabela 5.11 – Valores comparativos de degradação de STV e produção de Metano

| Fonte | Degradação de STV (%) | Volume de CH ₄ / Kg de STV degradado (m ³) |
|------------------------------------|-----------------------|---|
| Chynoweth <i>et al</i> (1996) | 50 | 0,2 |
| Leite <i>et al</i> (1997) | 89 | 0,067 |
| Pinto (2000) | 37 | 0,38 |
| Karnchawong e Tipsuntornsak (2003) | 76 a 85 | 0,1 |
| Picanço (2004) | - | 0,3 |

Os valores obtidos neste experimento, especificamente nos reatores citados acima, em geral, são muito semelhantes aos descritos na literatura quando empregando inóculos,

conforme mostra a Tabela 5.11. Vale ressaltar que em todos os estudos apresentados para efeito de comparação, os maiores volumes dos diferentes inóculos adicionado às também diferentes composições de FORSU foi muito superior às quantidades deste ensaio.

A maior taxa de metano/STV degradado, no valor de 354 ml CH₄/g STV, foi obtida no reator inoculado com lodo e FI de 0,01A, indicando que outros parâmetros influenciaram no processo de degradação. A literatura indica que o teor de umidade ideal ao processo de degradação anaeróbia é em torno de 70%. Esta informação pode justificar o melhor desempenho do reator L 0,01 que foi inoculado com teor de umidade próximo a 70%.

Os reatores com mesmo tipo de inóculo e FI's diferentes apresentaram, apesar dos vazamentos, mesma tendência de produção de metano, o que sugere que os FI's empregados não apresentaram influência significativa no processo de degradação.

5.3.5 – Análise da DQO do Meio de Reação

Observaram-se valores de DQO na faixa de 32 a 52 g/L. Valores desta ordem têm sido reportados na literatura correspondendo à fase ácida do processo de degradação, onde grande parte dos compostos orgânicos de cadeia simples é transformada em compostos intermediários como, acetato, ácidos propiônico e butírico. Pode-se observar na Figura 5.6 que os maiores valores de DQO foram obtidos nos reatores que apresentaram as maiores taxas de produção de metano, em geral os reatores inoculados com Lodo. A exceção é dada aos reatores inoculados com percolado e FI 0,01. Mais uma vez, neste caso, a baixa produção de metano observada pode ter ocorrido, provavelmente, pelo problema de vazamento aliado a um possível problema de inibição.

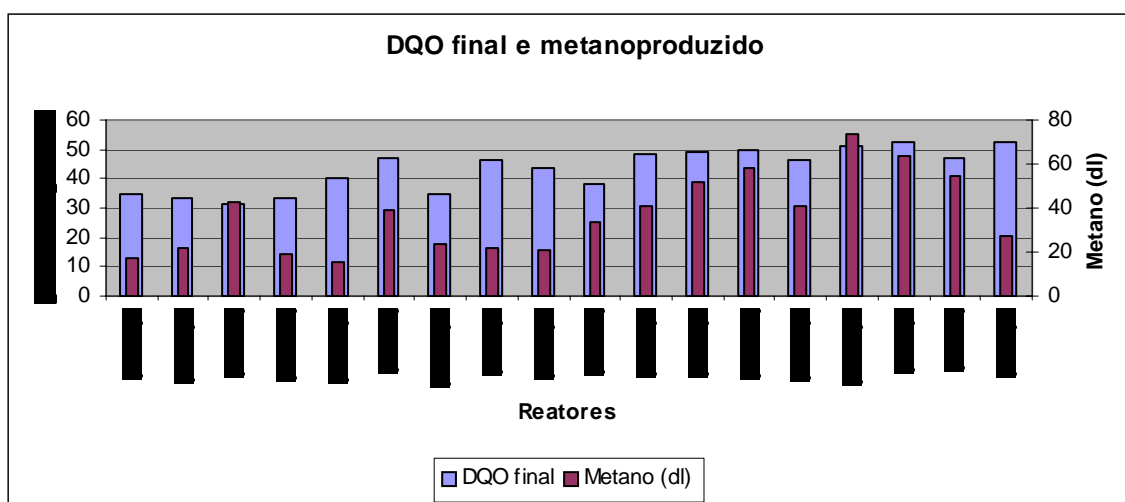


Figura 5.6 – Comparativo DQO x Metano produzido

A DQO e produção de metano dos reatores L 0,015A e L 0,01A são semelhantes, sugerindo mais uma vez que os diferentes FIs empregados não chegaram a causar alterações significativas no processo de degradação.

Na pesquisa realizada por Pinto (2000), a fase metanogênica foi atingida em 29 dias, obtendo produção de metano por STV degradado superior aos deste experimento. A pesquisadora atribui o bom desempenho do processo de degradação ao inóculo empregado. Nota-se pelos resultados de pH e DQO obtidos nesta pesquisa que, após 120 dias, todos os reatores encontravam-se na fase ácida do processo de degradação. Isto sugere que os inóculos empregados não apresentavam condições apropriadas para acelerar o processo de degradação.

5.3.6 - Análise da degradação dos STV

O percentual de degradação dos STV variou na faixa de 31 a 58%.

Os reatores inoculados com Percolado apresentaram os maiores percentuais de degradação em termos de STV, em torno de 50%. Todavia, com exceção dos reatores P 0,01, os valores de DQO e produção de metano observados no final do ensaio, nestes reatores, foram inferiores aos reatores inoculados com Lodo. Isto sugere que grande parte da DQO foi transformada em Biogás que, devido aos problemas de vazamento, não pode ser quantificado. A ausência de dados da quantidade de biogás gerado inviabiliza a análise

mais profunda desta informação, pois o conhecimento dos outros gases formados nos traria a informação se a degradação nestes reatores seguiu outra rota de degradação que não a de produção de metano. Os reatores P 0,01 apresentaram valores de DQO final na mesma faixa dos reatores inoculados com lodo, indicando que o processo de transformação dos ácidos responsáveis pelo aumento da DQO em biogás ocorreu de forma mais lenta.

Na Tabela 5.12 são apresentados comparativamente os valores iniciais de DQO, ST, STV e a produção de metano por ensaio, onde se observa que os maiores valores de DQO correspondem aos maiores valores de CH₄ por STV degradado.

Tabela 5.12 – Produção de metano em função da DQO e da degradação dos ST e STV.

| Reatores | DQO | | ST (%) | | STV (%) | | STV (%) | CH ₄ (ml) | CH ₄ (ml / g de |
|----------|----------|---------|---------|-------|---------|-------|-----------|----------------------|----------------------------|
| | Inicial* | Final** | inicial | final | inicial | final | degradado | produzido | STV degradado) |
| P0,02A | 3,3 | 35,1 | 25,3 | 18 | 15,0 | 10,8 | 53 | 1729 | 74 |
| P0,02A' | 3,3 | 33,7 | 25,3 | 18,5 | 15,0 | 10,9 | 51 | 2149 | 96 |
| Pb 0,02 | 3,3 | 31,5 | 25,3 | 18 | 15,0 | 10,4 | 55 | 4245 | 175 |
| P0,015A | 3,6 | 33,7 | 27,6 | 21 | 15,8 | 11,4 | 48 | 1524 | 62 |
| P0,015A' | 3,6 | 40,2 | 27,6 | 21 | 15,8 | 10,4 | 57 | 2325 | 81 |
| Pb 0,015 | 3,6 | 47,1 | 27,6 | 19 | 15,8 | 10,3 | 58 | 1902 | 65 |
| P0,01A | 4,2 | 34,9 | 29,6 | 22 | 16,4 | 11,6 | 50 | 2226 | 78 |
| P0,01A' | 4,2 | 46,3 | 29,6 | 22 | 16,4 | 11,2 | 53 | 2120 | 72 |
| Pb 0,01 | 4,2 | 43,7 | 29,6 | 23 | 16,4 | 11,6 | 49 | 3953 | 143 |
| L0,02A | 4,1 | 38,2 | 25,8 | 21,5 | 14,4 | 11,8 | 38 | 4070 | 246 |
| L0,02A' | 4,1 | 48,1 | 25,8 | 22 | 14,4 | 12,1 | 36 | 5155 | 335 |
| Lb0,02 | 4,1 | 49,2 | 25,8 | 20,5 | 14,4 | 10,8 | 43 | 3378 | 181 |
| L0,015A | 3,9 | 49,6 | 28,8 | 23 | 15,7 | 11,8 | 44 | 4075 | 178 |
| L0,015A' | 3,9 | 46,5 | 28,8 | 23 | 15,7 | 12,8 | 39 | 7393 | 361 |
| Lb0,015 | 3,9 | 51,1 | 28,8 | 23 | 15,7 | 12,4 | 41 | 5817 | 268 |
| L0,01A | 4,2 | 52,3 | 29,6 | 26 | 16,6 | 13,5 | 32 | 6378 | 351 |
| L0,01A' | 4,2 | 46,9 | 29,6 | 26 | 16,6 | 12,8 | 36 | 2767 | 135 |
| Lb0,01 | 4,2 | 52,4 | 29,6 | 25 | 16,6 | 12,1 | 41 | 5489 | 236 |

*DQO em g / Kg de resíduo seco – a partir da análise do MR

** DQO g / L - lixiviado produzido durante o ensaio e analisado ao final

Comparando os resultados dos reatores inoculados com percolado com os obtidos por Pinto (2000), empregando também percolado como inóculo, nota-se que os percentuais de degradação de STV obtidos nesta pesquisa foram muito superior às obtidas por Pinto (2000).

5.3.7 – Análise do pH

Conforme pode ser observado na Tabela 5.8 e na Figura 5.6, todos os reatores controles (brancos) apresentaram, no final do ensaio, valores de pH em torno de 4,0 , enquanto que os reatores inoculados apresentaram pH na faixa de 5,1 a 5,8 . Isto indica que embora o pH se reduziu com a presença dos ácidos formados no processo de degradação, o tampão mostrou um efeito significativo para manter o pH acima de 5,0, embora ainda fora da faixa de neutralidade, ideal aos organismos metanogênicos.

Esse efeito também pode ser facilmente visualizado pela análise dos resultados da DQO dos reatores inoculados com lodo FI 0,01. Nota-se que, apesar do valores da DQO dos reatores inoculados serem superiores ao reator controle, o pH deste último foi inferior devido à ausência de tampão.

A Figura 5.7 apresenta a variação de pH entre os valores iniciais e finais do ensaio.

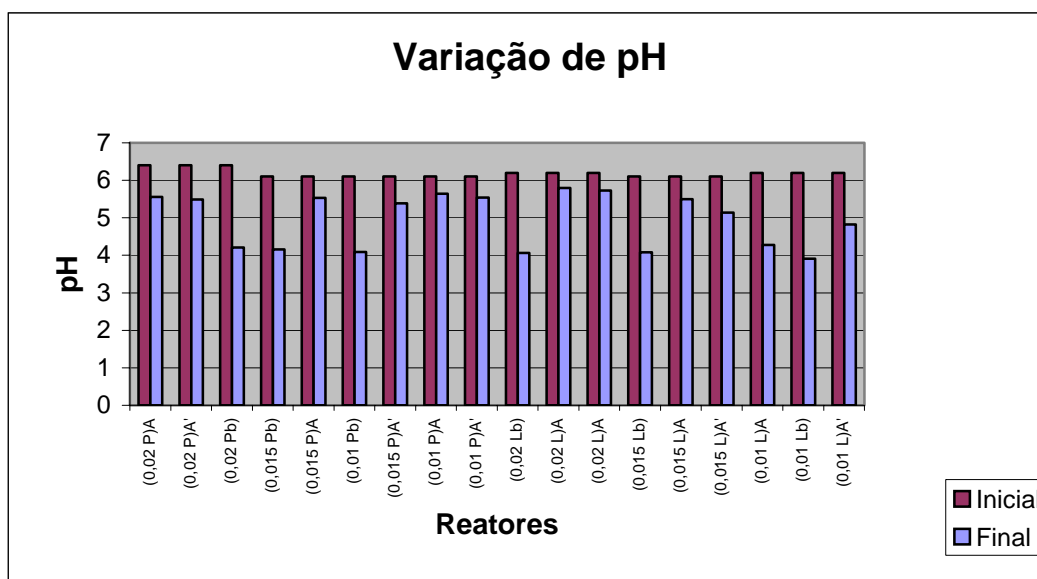


Figura 5.7 – Variação do pH no início e no fim do ensaio.

6 – CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

6.1 – CONCLUSÕES

Apesar dos testes iniciais realizados nos biorreatores terem demonstrado eficiência em termos de estanqueidade gasosa, no decorrer experimento observaram-se sérios problemas de vazamentos dos gases gerados.

Os resíduos orgânicos produzidos nas cidades de Taguatinga e Ceilândia apresentaram composição gravimétrica e elementar muito semelhantes as geradas na cidade de São Carlos – SP , e semelhante às médias do Brasil, comprovando a adequação da FORSup elaborada por Pinto (2000).

Os inóculos testados não apresentaram desempenho satisfatório para a aceleração do processo de degradação, tendo em vista que após 120 dias encontravam-se na fase ácida.

O baixo pH aliado aos valores da DQO em todos os reatores, nos levam a concluir a predominância da fase acidogênica após 120 dias de digestão.

Os Fatores de Inóculo testados não chegaram a causar efeito significativo ao processo de degradação.

Os reatores inoculados com percolado apresentaram baixa taxa de metano/STVdegradado; indicando que, possivelmente, este tipo de inóculo encontrava-se em condições inapropriadas ao processo de degradação.

Os reatores inoculados com Percolado apresentam maiores percentuais de degradação e menores taxas de metano/STVdegradado, sugerindo que seguiram outra rota de degradação que não a de formação do metano.

O tampão mostrou efeito significativo durante o processo de degradação para a manter o pH acima de 5,0 , porem não foi suficiente para garantir a manutenção do pH inicial.

6.2 - RECOMENDAÇÕES

Recomenda-se testar novos tipos de inóculos, que apresentem STV superiores ao empregado neste experimento, de forma a se trabalhar com FI em torno de 0,3 .

Recomenda-se inserir nos biorreatores um dispositivo para coleta do biogás produzido como forma de evitar acúmulo de gases no head space e conseqüentemente o vazamento do mesmo.

Recomenda-se testar também os reatores depois de montados, com diferentes pressões e também com diferentes temperaturas, a fim de possibilitar verificar efeitos da dilatação e contração dos diferentes materiais, ou mesmo projetar e testar novos modelos de reatores com menor número de partes soldáveis, o que possivelmente diminuiria a possibilidade de vazamento.

Recomenda-se o uso da metodologia apresentada para o preparo da FORSup visando a padronização dos meios de reação.

Recomenda-se a realização de análise cromatográfica do biogás produzido, buscando maior confiabilidade aos dados produzidos;

Recomenda-se a realização das análises dos ácidos voláteis , buscando conhecer as rotas metabólicas do processo de degradação.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- APHA, AWWA, WPFC, (2002). *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater*. 19ª ed., Washington, D.C., 1268 p.
- Associação Brasileira de Normas Técnicas – ABNT. (1987). *NBR 10.004 – Resíduos Sólidos: Classificação*. Norma Técnica, ABNT, Rio de Janeiro, 63 p.
- Barlaz, M. A. (1998) – “ Microbial Studies of Landfills and Anaerobic Refuse Decomposition”. In: *Manual of Environmental Microbiology*, ed. Hurst, C.J.; ASM PRESS, Washington, D.C. Cap.60, p. 541-557.
- Barlaz, M. A.; Schaefer, D.M.; Ham, R.K. (1989a) - “ Inhibition of Methane Formation from Municipal Refuse in Laboratory Scale Lysimeters. *Biochem. and Biotechnol.*, v.20-22, p.181-295.
- Barlaz, M.A.; Schaefer, D.M.; Ham, R.K.(1989b). - “Bacterial Populations Development and Chemical Characteristics of Refuse Decomposition in a Simulated Sanitary Landfill”. *Environmental Microbiol.*, V. 55, p. 55-65.
- Battistoni, P., Pavan, P., Mata-Alvarez, J., Prisciandaro, M., Cecchi, F. (2000) “ Rheology of sludge from double phase anaerobic digestion of organic fraction of municipal solid waste.” *Water Science and Technology*, Vol. 41, nº 3, p.: 51-59.
- BELACAP, *Relatório de atividades de 2003*. Belacap, Serviço de Ajardinamento e Limpeza Urbana do Distrito Federal, Assessoria de Planejamento Belacap/GDF, Brasília – DF. 2003
- BELACAP, *Relatório de atividades de 2003*. Belacap, Serviço de Ajardinamento e Limpeza Urbana do Distrito Federal, Assessoria de Planejamento, Belacap/GDF, Brasília – DF. 2004.
- Belgiorno, V., De Feo, G., Della Rocca, C., Napoli, R. M. A. (2002). “ Energy from gasification of solid wastes.” *Waste Management* , nº 23, p.: 1-15.
- Bidone , F.R.A., Povinelli, J. 1999. *Conceitos básicos de resíduos sólidos*. São Carlos EESC/USP. 17 a 49.
- Biey, E. M., Musiboro, E. D., Verstraete, W. (2003). Start-up of multi-stage system for biogas production and solid waste treatment in low-tech countries.” *Water Science and Technology*, Vol. 48, nº 4, p.: 239-243.

- .Bolzonela, D., Battistoni, P., Mata-Alvarez, J., Cecchi, F. (2003). “ Anaerobic digestion of organic solid waste : process behavior in transient conditions.” *Water Science and Technology*. Vol. 48 n°4, p.:1-8.
- Borzaconi, L., Lopez, I., Anido, C. (1997). “ Hydrolysis Constant and VFA Inhibition in Acidogenic Phase on MSW Anaerobic Degradation”. *Water Science Technology*. Vol. 36, n° 6-7. p.: 479-484.
- Brummeler, E.T.(1993) - “*Dry Anaerobic Digestion of the Organic Fraction of Municipal Solid Waste*”. 193 p. Tese (Doutorado) - Wageningen Agricultural University; Wageningen, the Netherlands.
- De Baere, F. (2000). “ Anaerobic digestion of solid waste: state-of-the-art.” *Water Science and Technology*. Vol. 41 n°3, p.:283-290.
- Dilallo, R; Albertson, O.E. (1961) – “ Volatile acids by direct titulation.”- *Journal WPcF*, Vol. 33, N. 04, pags 356 – 365.
- Edelmenn, W., Schleiss, K., Joss, A. (2000). “ Ecological, energetic and economic comparison of anaerobic digestion with different competing technologies to treat biogenic wastes.” *Water Science and Technology*. Vol. 41 n°3, p.:263-273.
- Ejlertsson, J., Karlsson, A., Lagerkvist, A., Hjertberg, T., Svensson, B. (2003). “ Effects of co-disposal of waste containing organic pollutants with municipal solid waste. A landfill simulation reactor study.” *Advances in Environmental Research*, n° 7 , p.: 949-960.
- Farquhar, G. J.; Rovers, F.A. (1973) - “Gas Production During Refuse Decomposition” - *Water, Air, Soil Pollution*, Vol. 2, pg. 483-495.
- Fernandez, B., Porrier, P., Chamy, R. (2001). “Effect of inoculum-substrate ratio on the start-up of solid waste anaerobic digesters”. *Water Science and Technology*. Vol. 44 n°4, p.:103-108.
- Flor, A.; Arroja, L e Capela, I. (2003). “ Anaerobic co-digestion of organic fraction of municipal solid waste and waste activated sludge at different ratios.” *Proceedings Sardinia 2003, Ninth International Waste management and landfill symposium*. Sardinia, Italy 2003.
- Foresti, E. (1987) - “*Efeitos da Concentração inicial do Substrato no Desempenho de Reatores Anaeróbios de Fluxo Ascendente de Manta de Lodo*”. 147p. Tese (Livre Docência) - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.

- Fujishima, S., Miyahara, T., Noike, T. (2000). "Effect of moisture content on anaerobic digestion of dewatered sludge: ammonia inhibition to carbohydrate removal and methane production." *Water Science and Technology*. Vol. 41 nº3, p.:119-127.
- Instituto Brasileiro de Geografia e Estatística -IBGE, (2000), *Pesquisa Nacional de Saneamento Básico 2000*. IBGE, Diretoria de Pesquisas, Departamento de População e Indicadores Sociais.
- Karnchanawong, S.; Tipsuntornsak, K. (2003). " Organic waste decomposition using leach bed anaerobic digestion." *Proceedings Sardinia 2003, Ninth International Waste management and landfill symposium*. Sardinia, Italy 2003.
- Kasali, G.B.; Senior,E.; Watson-Craik, I.A. (1990). " Solid State Refuse Promotion Methanogenic Fermentation: Control and Promotion by Water Addition". *Letters applied microbiology*, v.11, n.1, p. 22-26.
- Kayahanian, M.; Lindenauer, K.; Hardy, S.; Tchobanoglous, G. (1991) - "*The Recovery of Energy and Production of Compost from the Biodegradable Organic Fraction of MSW using the High-Solids Anaerobic Digestion/ Aerobic Biodrying Process*"- A Report prepared for the Prison Industry Authority - University of California, Davis.
- Kim, I. S., Kim, D. H., Hyun, S. H. (2000). "Effect of particle size and sodium ion concentrate on anaerobic thermophilic food waste digestion." *Water Science Technology*, vol. 41, nº 3, p.: 67-73.
- Lange, L.C.; Coelho,H.M.G.; Alves,D.E.W.S.; Ferreira, C.F.; Simões, G. F.; Silva, F. V.. *Metodologia para análises laboratoriais de Resíduos Sólidos Urbanos, Líquidos lixiviados de aterros sanitários e solos*. Projeto PROSAB, ABES, RIMa, 2003. pág.199 a 220.
- Leite, V.D. (1997) - "*Processo de Tratamento Anaeróbico de Resíduos Sólidos Urbanos inoculado com Esgoto Sanitário*". 251p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Leite, V.D. ; Povinelli, J.; Vasquez, V.R.C. (2003). "Modelos de bioconversão anaeróbia de resíduos sólidos urbanos inoculados com lodo de esgoto sanitário." *Anais do 19º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. Págs 1590 a 1595. Joinville – SC.
- Leite, V.D.; de Sousa, J.T.; Prasad, S.; Lopes, W.S.;Athayde Junior,G.B.; Dantas, A . M.M. (2003). "Tratamento de resíduos sólidos de centrais de abastecimento e feiras livres em reator anaeróbico de batelada." *Revista Brasileira de Engenharia Agrícola e Ambiental*, V.7, n.2, pág. 318-322.

- Lima, L. M.Q. (1988) - “*Estudo da Influência de Reciclagem de Chorume na Aceleração da Metanogênese em Aterro Sanitário*”. 242p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Luning, L., Van Zundert, E. H. M., Brinkmann, A. J. F. (2003). “ Comparison of dry and wet digestion for solid waste.” *Water Science and Technology*. Vol. 48 nº4, p.:15-20.
- Mace, S., Bolzonella, D., Mata-Alvarez, J., Cecchi, F. (2003). “ Comparison of the biodegradability of the grey fraction of municipal solid waste of Barcelona in mesophilic and thermophilic conditions.” *Water Science and Technology*. Vol. 48 nº4, p.:21-28.
- Maciel, F. J.; Jucá, J. F. T. (2002). “Análises para controle ambiental dos gases produzidos no aterro de resíduos sólidos de Muribeca”. *Anais do VI Simpósio Ítalo Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental*. 2002.
- Mata-Alvarez, J., Mace, S., Llabres, P. (2000). “ Anaerobic digestion of organic solid waste. An overview of research achievements and perspectives. “ *Bioresource Technology*. 74, p.: 3-16.
- Mata-Alvarez, J., Cecchi, F., Tilche, A. (2000). “ Anaerobic digestion of solid waste II”. *Water Science and Technology*. Vol. 41 nº3, p.:17-24.
- Mata-Alvarez, J. (2002). “The biomethanization of the organic fraction of municipal solid waste.” *Water 21 Magazine*, IWA. October, p.:59-61.
- Novaes, R. F. V. (1986). “ Microbiology of digestion anaerobic.” *Water Science and Technology*. Vol. 18, p.:1-14.
- Okamoto, M., Miyahara, T., Mizuno, O., Noike, T. (2000). “Biological hydrogen potential of material characteristic of the organic fraction of municipal solid wastes.” *Water Science and Technology*, Vol 41, nº 3, p.: 25-32.
- Oremland, S.G. (1988) – “Biogeochemistry of Methanogenic Bacteria”. IN: *Biology of Anaerobic Microorganisms*”, ed.A . J. B. Zehnder, Wageningen, John Wiley & Sons, p. 641-706
- Palmisano, A.C; Barlaz, M.A. (1996) – “Introduction to Solid Waste Decomposition.” In: *Microbiology of Solid Waste*. Ed. Palmisano et Barlaz; CRC PRESS, Boca Raton, Florida, NY. Cap.1, p. 1-30.
- Pavan, P., Battistoni, P., Mata-Alvarez, J., Cecchi, F. (2000). “Performance of thermophilic semi-dry anaerobic digestion process changing the feed biodegradability.” *Water Science Technology*, vol. 41, nº 3, p.: 75-81.

- Pavan, P., Battistoni, P., Cecchi, F. Mata-Alvarez, J. (2000) “ Two-phase anaerobic digestion of sorted OFSMW (organic fraction of municipal solid waste): performance and kinetic study.” *Water Science Technology*, vol. 41, nº 3, p.: 111-118.
- Pfeffer, J.T. (1974) - “Temperature Effects on Anaerobic Fermentation of Domestic Refuse”. *Biochem. Bioeng.* , n.16, p. 771-787.
- Picanço, A. P. (2004) – “*Influência da recirculação de percolado em sistemas de batelada de uma fase e híbrido na digestão da fração orgânica dos resíduos sólidos urbanos*”. 142p. Tese (Doutorado) – Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Pinto, D.M.C.L. (2000), “*Avaliação da partida da digestão anaeróbia da fração orgânica de resíduos sólidos domésticos inoculados com percolado*”. Tese de Doutorado. 192p. - Escola de Engenharia de São Carlos, Universidade de São Paulo.
- Pohland, F.G.; Harper, S.R. (1985) - “ *Critical Review and Summary of Leach ate and Gas Production from Landfills*”. Tech. project n.E20 G01, dec.
- Rees, J.F.(1980a) - “Optimization of Methane Production and Refuse Decomposition in Landfills by Temperature Control “. *Journal Chemical Tech. Biot.*, n.30, p. 458-465.
- Rees, J.F. (1980b) - “The Fate of Carbon Compounds in the Landfill Disposal of Organic Matter”- *Journal Chem. Tech. Biotech*, n. 30, pg.161-175.
- Rodrigues Iglesias, J., Castrillón Pelaez, L., Maranon Maison, E., Sastre Andrés, H. (2000). “ Biomethanization of municipal solid waste in a pilot plant.” *Water Research*. Vol. 34, nº 2, p.: 447-454
- Schober, G., Schaefer, J., Schmid-Satiger, U.,Trosch, W. (1999). “ One and two-stage digestion of solid organic waste.” *Water Research*. Vol. 33, nº 3, p.: 854-860.
- Silvey, P. Pullammanappallil, P. Blackall, L., Nichols, P. (2000). “Microbial ecology of the leach bed anaerobic digestion of unsorted municipal solid waste.” *Water Science Technology*, Vol. 41, nº 3 p.:9-16.
- Sosnovski, P., Wiczorek, A., Ledakowics, S. (2003). “ Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes.” *Advances in Environmental Research*. Nº 7, p.: 609-616
- Souza, M. E. (1984) – “Fatores que Influenciam a Digestão Anaeróbia”. *Revista DAE*, n.44, p. 88-94.
- Speece, R.E. (1981) - “*Review - Environmental Requirements for Anaerobic Digestion of Biomass (Advances in Solar Energy- An Annual Review of Research and*

- Development*)“. Environmental Studies Institute, Drexel University - Philadelphia, 69p.
- Tchobanoglous S,G.; Theinsen, H.; Vigil,S.A. (1993) - “ *Integrated Solid Waste Management*”- Ed. McGraw-Hill International.Cap.14, p.671-716.
- Vazoller Novaes, R.F. (1986) - “Microbiology of Anaerobic Digestion”. *Water Science Technology*; n.18, p. 1-14.
- Viturtia, A. M., Mata-Alvarez, J. Cecchi, F. (1995). “Two-phase continuous anaerobic digestion of fruit and vegetables wastes.” *Resources, Conservation and Recycling*. N° 13, p.: 257-267.
- Yesiller , N.; Hanson, J.L. (2003). “ Analysis of temperatures at a municipal solid waste landfill.” *Proceedings Sardinia 2003, Ninth International Waste management and landfill symposium*. Sardinia, Italy 2003.
- Zehnder, A.J.B. (1978) - “Ecology of Methane Formation “. *Water Pollution Microbiology*, v.2, p. 349-376
- Zehnder, A.J.B.; Ingvorsen, K.; Marty,T. (1981) - “Microbiology of Methane Bacteria” In: *Anaerobic Digestion* - Hughes et al. Eds, p. 45-69.

APÊNDICES

APENDICE A – TABELAS DE PRODUÇÃO GASOSA

Tabela A1 – produção de gás em 29/12 e 02/01

| FI | Reatores | Head space (ml) | 29/dezTempl | | 27 | Patml | | | 673 | 2/janTempl | | 25 | Patml | | | 670 |
|------|----------|--------------------|-------------|----------|-------|-------|-------|--------|------|------------|----------|-------|-------|-------|--------|------|
| | | | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | (ml) | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | (ml) |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | | 0,0 | 0 | 828 | 828 | 0 | 0 | |
| | 2 | 1046 | 0,5 | 55 | 866 | 821 | 45 | 44 | | 0,0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 | |
| | 3b | 1039 | 8,0 | 872 | 1529 | 816 | 713 | 703 | | 4,0 | 416 | 1172 | 812 | 360 | 336 | |
| 0,02 | 5 | 1060 | 2,0 | 218 | 1014 | 832 | 182 | 176 | | 1,6 | 166 | 978 | 828 | 149 | 134 | |
| | 7 | 1074 | 10,5 | 1145 | 1811 | 843 | 968 | 922 | | 8,0 | 832 | 1580 | 839 | 741 | 672 | |
| | 4b | 1046 | 1,2 | 131 | 929 | 821 | 108 | 105 | | 0,0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 | |
| 0,01 | 8 | 1060 | 8,0 | 872 | 1560 | 832 | 728 | 703 | | 1,4 | 146 | 959 | 828 | 131 | 118 | |
| | 9 | 1060 | 5,0 | 545 | 1287 | 832 | 455 | 439 | | 1,0 | 104 | 923 | 828 | 95 | 84 | |
| | 6b | 1039 | 9,5 | 1036 | 1662 | 816 | 847 | 834 | | 4,8 | 499 | 1243 | 812 | 432 | 403 | |
| 0,02 | 11 | 1060 | 7,5 | 818 | 1514 | 832 | 682 | 659 | | 7,5 | 780 | 1514 | 828 | 686 | 630 | |
| | 12 | 1053 | 14,5 | 1581 | 2137 | 826 | 1310 | 1274 | | 9,0 | 936 | 1640 | 823 | 817 | 756 | |
| | 10b | 1039 | 11,5 | 1254 | 1841 | 816 | 1025 | 1010 | | 1,3 | 135 | 931 | 812 | 120 | 109 | |
| 0,02 | 14 | 1053 | 14,0 | 1526 | 2091 | 826 | 1265 | 1230 | | 5,2 | 541 | 1296 | 823 | 474 | 437 | |
| | 15 | 1053 | 22,5 | 2453 | 2859 | 826 | 2033 | 1976 | | 9,0 | 936 | 1640 | 823 | 817 | 756 | |
| | 13b | 1046 | 20,0 | 2180 | 2616 | 821 | 1795 | 1757 | | 6,7 | 697 | 1422 | 817 | 605 | 563 | |
| 0,01 | 16 | 1060 | 24,0 | 2616 | 3015 | 832 | 2183 | 2108 | | 7,0 | 728 | 1469 | 828 | 640 | 588 | |
| | 18 | 1060 | 0,0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | | 1,5 | 156 | 968 | 828 | 140 | 126 | |
| | 17b | 1039 | 23,0 | 2507 | 2866 | 816 | 2050 | 2020 | | 11,0 | 1144 | 1796 | 812 | 984 | 924 | |

Tabela A2 – produção de gás em 5/1 e 8/1

| FI | Reatores | space (ml) | 5-jan | Templ | 25 | Patml | | | 671 | 8-jan | Templ | 26 | Patml | | | 673 |
|------|----------|------------|---------|----------|-------|-------|-------|--------|------|---------|----------|-------|-------|-------|--------|------|
| | | | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | (ml) | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | (ml) |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | | 0,0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | |
| | 2 | 1046 | 0,0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | | 0,0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | |
| | 3b | 1039 | 5,0 | 530 | 1259 | 813 | 446 | 429 | | 1,0 | 108 | 905 | 816 | 89 | 87 | |
| 0,02 | 5 | 1060 | 2,0 | 212 | 1011 | 830 | 182 | 171 | | 2,0 | 216 | 1014 | 832 | 182 | 175 | |
| | 7 | 1074 | 0,5 | 53 | 887 | 840 | 46 | 43 | | 3,5 | 378 | 1166 | 843 | 323 | 306 | |
| | 4b | 1046 | 0,0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | | 1,1 | 118,8 | 920 | 821 | 99 | 96 | |
| 0,01 | 8 | 1060 | 5,0 | 530 | 1284 | 830 | 455 | 429 | | 0,5 | 54 | 877 | 832 | 45 | 44 | |
| | 9 | 1060 | 4,0 | 424 | 1193 | 830 | 364 | 343 | | 1,0 | 108 | 923 | 832 | 91 | 87 | |
| | 6b | 1039 | 7,5 | 795 | 1482 | 813 | 669 | 643 | | 3,9 | 421,2 | 1163 | 816 | 348 | 341 | |
| 0,02 | 11 | 1060 | 2,0 | 212 | 1011 | 830 | 182 | 171 | | 4,6 | 496,8 | 1250 | 832 | 418 | 402 | |
| | 12 | 1053 | 12,0 | 1272 | 1908 | 824 | 1084 | 1029 | | 6,0 | 648 | 1369 | 826 | 542 | 524 | |
| | 10b | 1039 | 1,5 | 159 | 947 | 813 | 134 | 129 | | 0,8 | 86,4 | 887 | 816 | 71 | 70 | |
| 0,02 | 14 | 1053 | 1,0 | 106 | 914 | 824 | 90 | 86 | | 3,0 | 324 | 1098 | 826 | 271 | 262 | |
| | 15 | 1053 | 14,5 | 1537 | 2134 | 824 | 1310 | 1243 | | 8,5 | 918 | 1594 | 826 | 768 | 742 | |
| | 13b | 1046 | 9,0 | 954 | 1626 | 819 | 808 | 772 | | 2,0 | 216 | 1001 | 821 | 179 | 175 | |
| 0,01 | 16 | 1060 | 7,0 | 742 | 1466 | 830 | 637 | 600 | | 4,5 | 486 | 1241 | 832 | 409 | 393 | |
| | 18 | 1060 | 3 | 318 | 1102 | 830 | 273 | 257 | | 2 | 216 | 1014 | 832 | 182 | 175 | |
| | 17b | 1039 | 14 | 1484 | 2061 | 813 | 1248 | 1200 | | 5,4 | 583,2 | 1297 | 816 | 481 | 472 | |

Tabela A3 – produção de gás em 11/1 e 14/1

| FI | Reatores | Head space (ml) | 11/jan | Templ | 27 | | Patml | 673 | 14/jan | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 1,5 | 162 | 965 | 828 | 136 | 131 |
| | 2 | 1046 | 2,4 | 250 | 1036 | 821 | 215 | 201 | 2,1 | 227 | 1009 | 817 | 192 | 183 |
| | 3b | 1039 | 2,1 | 218 | 1003 | 816 | 187 | 176 | 2,7 | 292 | 1056 | 812 | 244 | 236 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 1,0 | 104 | 923 | 832 | 91 | 84 | 1,3 | 140 | 950 | 828 | 122 | 113 |
| | 7 | 1074 | 0,0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0,3 | 32 | 871 | 839 | 31 | 26 |
| | 4b | 1046 | 2,0 | 208 | 1001 | 821 | 179 | 168 | 1,8 | 194 | 983 | 817 | 165 | 157 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 1,0 | 108 | 923 | 828 | 95 | 87 |
| | 9 | 1060 | 1,6 | 166 | 978 | 832 | 146 | 134 | 1,7 | 184 | 987 | 828 | 158 | 148 |
| | 6b | 1039 | 2,2 | 229 | 1012 | 816 | 196 | 184 | 2,2 | 238 | 1012 | 812 | 200 | 192 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 2,2 | 229 | 1032 | 832 | 200 | 184 | 2,8 | 302 | 1087 | 828 | 258 | 244 |
| | 12 | 1053 | 1,1 | 114 | 926 | 826 | 99 | 92 | 1,1 | 119 | 926 | 823 | 103 | 96 |
| | 10b | 1039 | 1,7 | 177 | 967 | 816 | 152 | 142 | 1,2 | 130 | 922 | 812 | 111 | 105 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 5,5 | 572 | 1323 | 826 | 497 | 461 | 3,1 | 335 | 1107 | 823 | 284 | 270 |
| | 15 | 1053 | 3,6 | 374 | 1152 | 826 | 325 | 302 | 3,9 | 421 | 1179 | 823 | 356 | 340 |
| | 13b | 1046 | 1,4 | 146 | 947 | 821 | 126 | 117 | 2,2 | 238 | 1018 | 817 | 201 | 192 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 1,8 | 187 | 996 | 832 | 164 | 151 | 2,7 | 292 | 1078 | 828 | 249 | 236 |
| | 18 | 1060 | 2,6 | 270 | 1068 | 832 | 236 | 218 | 2,0 | 216 | 1014 | 828 | 186 | 174 |
| | 17b | 1039 | 1,7 | 177 | 967 | 816 | 152 | 142 | 1,4 | 151 | 940 | 812 | 128 | 122 |

Tabela A4 – produção de gás em 17/1 e 20/1

| FI | Reatores | Head space (ml) | 17-jan | Templ | 25 | | Patml | 671 | 20-jan | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 1 | 105 | 920 | 830 | 91 | 85 | 1,1 | 116,6 | 932 | 832 | 100 | 94 |
| | 2 | 1046 | 1,2 | 126 | 926 | 819 | 108 | 102 | 0,5 | 53 | 866 | 821 | 45 | 43 |
| | 3b | 1039 | 3 | 315 | 1081 | 813 | 267 | 255 | 2,3 | 243,8 | 1021 | 816 | 205 | 197 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,7 | 73,5 | 893 | 830 | 64 | 59 | 0,5 | 53 | 877 | 832 | 45 | 43 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 1,6 | 168 | 962 | 819 | 144 | 136 | 0,9 | 95,4 | 902 | 821 | 81 | 77 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,7 | 73,5 | 893 | 830 | 64 | 59 | 0,8 | 84,8 | 905 | 832 | 73 | 69 |
| | 9 | 1060 | 1,2 | 126 | 939 | 830 | 109 | 102 | 0,5 | 53 | 877 | 832 | 45 | 43 |
| | 6b | 1039 | 2,2 | 231 | 1009 | 813 | 196 | 187 | 0,8 | 84,8 | 887 | 816 | 71 | 69 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 2,6 | 273 | 1066 | 830 | 236 | 221 | 1,9 | 201,4 | 1005 | 832 | 173 | 163 |
| | 12 | 1053 | 0,9 | 94,5 | 905 | 824 | 81 | 76 | 0,9 | 95,4 | 908 | 826 | 81 | 77 |
| | 10b | 1039 | 1,4 | 147 | 938 | 813 | 125 | 119 | 1,5 | 159 | 949 | 816 | 134 | 129 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 1,2 | 126 | 932 | 824 | 108 | 102 | 0,6 | 63,6 | 881 | 826 | 54 | 51 |
| | 15 | 1053 | 3,7 | 388,5 | 1158 | 824 | 334 | 314 | 3 | 318 | 1098 | 826 | 271 | 257 |
| | 13b | 1046 | 3,8 | 399 | 1160 | 819 | 341 | 323 | 3,5 | 371 | 1135 | 821 | 314 | 300 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 1 | 105 | 920 | 830 | 91 | 85 | 1,4 | 148,4 | 959 | 832 | 127 | 120 |
| | 18 | 1060 | 1,7 | 178,5 | 984 | 830 | 155 | 144 | 0,7 | 74,2 | 896 | 832 | 64 | 60 |
| | 17b | 1039 | 1,2 | 126 | 920 | 813 | 107 | 102 | 1 | 106 | 905 | 816 | 89 | 86 |

Tabela A5 – produção de gás em 23/1 e 26/1

| | | | Tabela 15 - produção de gás em 23/1 e 26/1 | | | | | | | | | | | |
|------|----------|------------|--|----------|-------|-------|-------|--------|-------------|----------|-------|-------|-------|--------|
| | | | 23/janTempl | | 27 | Patml | | 673 | 26/janTempl | | 25 | Patml | | 670 |
| | | Head | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| FI | Reatores | space (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 1,0 | 103 | 923 | 832 | 91 | 83 | 1 | 108 | 919 | 828 | 91 | 87 |
| | 2 | 1046 | 1,2 | 124 | 929 | 821 | 108 | 100 | 0,8 | 86 | 893 | 817 | 75 | 70 |
| | 3b | 1039 | 1,9 | 196 | 985 | 816 | 169 | 158 | 2 | 216 | 994 | 812 | 182 | 174 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0,4 | 41 | 880 | 843 | 37 | 33 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,5 | 52 | 866 | 821 | 45 | 42 | 1,1 | 119 | 920 | 817 | 102 | 96 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,3 | 32 | 859 | 828 | 31 | 26 |
| | 9 | 1060 | 0,6 | 62 | 887 | 832 | 55 | 50 | 0,9 | 97 | 914 | 828 | 86 | 79 |
| | 6b | 1039 | 0,5 | 50 | 860 | 816 | 45 | 40 | 0,7 | 76 | 878 | 812 | 66 | 61 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 1,7 | 175 | 987 | 832 | 155 | 141 | 1,3 | 140 | 950 | 828 | 122 | 113 |
| | 12 | 1053 | 0,9 | 93 | 908 | 826 | 81 | 75 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,7 | 72 | 878 | 816 | 62 | 58 | 3,4 | 367 | 1119 | 812 | 307 | 297 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,4 | 41 | 863 | 826 | 36 | 33 | 0,7 | 76 | 890 | 823 | 67 | 61 |
| | 15 | 1053 | 2,7 | 278 | 1070 | 826 | 244 | 224 | 1,8 | 194 | 989 | 823 | 166 | 157 |
| | 13b | 1046 | 2,3 | 237 | 1027 | 821 | 206 | 191 | 3,4 | 367 | 1126 | 817 | 309 | 297 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,8 | 82 | 905 | 832 | 73 | 66 | 1,1 | 119 | 932 | 828 | 104 | 96 |
| | 18 | 1060 | 0,8 | 82 | 905 | 832 | 73 | 66 | 0,7 | 76 | 896 | 828 | 67 | 61 |
| | 17b | 1039 | 0,8 | 82 | 887 | 816 | 71 | 66 | 0,6 | 65 | 869 | 812 | 57 | 52 |

Tabela A6 – produção de gás em 29/1 e 01/2

| | | | Reatores produzindo gás em 29-1-1972 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
|------|----------|------------|--------------------------------------|----------|--------|-------|------|-------|--------|----------|--------|-------|------|-------|--------|--|-------|--|----|--|--|--|-------|--|-----|--|
| | | | 29-jan | | Templ | | 25 | | | | Patml | | 671 | | 1-fev | | Templ | | 26 | | | | Patml | | 673 | |
| | | | Head | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | Volume | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | | | | | | | | | | | |
| FI | Reatores | space (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | | | | | | | | | | | | |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,5 | 52 | 875 | 830 | 45 | 42 | 0,6 | 61,2 | 887 | 832 | 55 | 49 | | | | | | | | | | | | |
| | 2 | 1046 | 1 | 104 | 908 | 819 | 90 | 84 | 1,2 | 122,4 | 929 | 821 | 108 | 99 | | | | | | | | | | | | |
| | 3b | 1039 | 1,3 | 135,2 | 929 | 813 | 116 | 109 | 0,9 | 91,8 | 896 | 816 | 80 | 74 | | | | | | | | | | | | |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | | | | | | | | | | | | |
| | 7 | 1074 | 0,2 | 20,8 | 859 | 840 | 18 | 17 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | | | | | | | | | | | | |
| | 4b | 1046 | 1,2 | 124,8 | 926 | 819 | 108 | 101 | 0,7 | 71,4 | 884 | 821 | 63 | 58 | | | | | | | | | | | | |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,5 | 56 | 875 | 830 | 45 | 45 | 0,2 | 20,4 | 850 | 832 | 18 | 16 | | | | | | | | | | | | |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,6 | 61,2 | 887 | 832 | 55 | 49 | | | | | | | | | | | | |
| | 6b | 1039 | 1,4 | 145,6 | 938 | 813 | 125 | 118 | 0,9 | 91,8 | 896 | 816 | 80 | 74 | | | | | | | | | | | | |
| 0,02 | 11 | 1060 | 1,7 | 176,8 | 984 | 830 | 155 | 143 | 1 | 102 | 923 | 832 | 91 | 82 | | | | | | | | | | | | |
| | 12 | 1053 | 0,8 | 83,2 | 896 | 824 | 72 | 67 | 1 | 102 | 917 | 826 | 90 | 82 | | | | | | | | | | | | |
| | 10b | 1039 | 0,5 | 42 | 858 | 813 | 45 | 34 | 0,9 | 91,8 | 896 | 816 | 80 | 74 | | | | | | | | | | | | |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,2 | 20,8 | 842 | 824 | 18 | 17 | 0,6 | 61,2 | 881 | 826 | 54 | 49 | | | | | | | | | | | | |
| | 15 | 1053 | 2,3 | 239,2 | 1032 | 824 | 208 | 193 | 1,1 | 112,2 | 926 | 826 | 99 | 91 | | | | | | | | | | | | |
| | 13b | 1046 | 2 | 208 | 998 | 819 | 179 | 168 | 1,9 | 193,8 | 992 | 821 | 171 | 157 | | | | | | | | | | | | |
| 0,01 | 16 | 1060 | 1 | 104 | 920 | 830 | 91 | 84 | 1,3 | 132,6 | 950 | 832 | 118 | 107 | | | | | | | | | | | | |
| | 18 | 1060 | 0,8 | 87 | 902 | 830 | 73 | 70 | 0,7 | 71,4 | 896 | 832 | 64 | 58 | | | | | | | | | | | | |
| | 17b | 1039 | 0,5 | 50 | 858 | 813 | 45 | 40 | 0,3 | 30,6 | 842 | 816 | 27 | 25 | | | | | | | | | | | | |

Tabela A7 – produção de gás em 4/2 e 7/2

| FI | Reatores | Head space (ml) | 4/fev | Templ | 27 | | Patml | 673 | 7/fev | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,7 | 74 | 896 | 832 | 64 | 59 | 1,2 | 124 | 937 | 828 | 109 | 100 |
| | 2 | 1046 | 0,8 | 84 | 893 | 821 | 72 | 68 | 1 | 103 | 911 | 817 | 93 | 83 |
| | 3b | 1039 | 1,2 | 126 | 922 | 816 | 107 | 102 | 0,6 | 62 | 869 | 812 | 57 | 50 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,6 | 62 | 887 | 828 | 58 | 50 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0,3 | 31 | 871 | 839 | 31 | 25 |
| | 4b | 1046 | 0,5 | 53 | 866 | 821 | 45 | 42 | 0,7 | 72 | 884 | 817 | 66 | 58 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,2 | 21 | 850 | 828 | 22 | 17 |
| | 9 | 1060 | 0,4 | 42 | 868 | 832 | 36 | 34 | 0,4 | 41 | 868 | 828 | 40 | 33 |
| | 6b | 1039 | 0,6 | 63 | 869 | 816 | 53 | 51 | 0,5 | 52 | 860 | 812 | 48 | 42 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,9 | 95 | 914 | 832 | 82 | 76 | 1,1 | 113 | 932 | 828 | 104 | 92 |
| | 12 | 1053 | 1 | 105 | 917 | 826 | 90 | 85 | 0,5 | 52 | 872 | 823 | 49 | 42 |
| | 10b | 1039 | 0,6 | 63 | 869 | 816 | 53 | 51 | 0,5 | 52 | 860 | 812 | 48 | 42 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,7 | 98 | 890 | 826 | 63 | 79 | 0,4 | 41 | 863 | 823 | 40 | 33 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 1,1 | 113 | 926 | 823 | 103 | 92 |
| | 13b | 1046 | 0,7 | 69 | 884 | 821 | 63 | 56 | 0,4 | 41 | 857 | 817 | 40 | 33 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,7 | 76 | 896 | 832 | 64 | 61 | 1,1 | 113 | 932 | 828 | 104 | 92 |
| | 18 | 1060 | 0,5 | 49 | 877 | 832 | 45 | 39 | 0,7 | 72 | 896 | 828 | 67 | 58 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0,3 | 31 | 842 | 812 | 30 | 25 |

Tabela A8 – produção de gás em 10/2 e 13/2

| FI | Reatores | Head space (ml) | 10-fev | Templ | 25 | | Patml | 671 | 13-fev | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 1 | 106 | 920 | 830 | 91 | 86 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 2 | 1046 | 1,3 | 137,8 | 935 | 819 | 117 | 111 | 0,5 | 52 | 866 | 821 | 45 | 42 |
| | 3b | 1039 | 0,8 | 84,8 | 884 | 813 | 71 | 69 | 0,9 | 93,6 | 896 | 816 | 80 | 76 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,4 | 42,4 | 866 | 830 | 36 | 34 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0,3 | 31,8 | 868 | 840 | 28 | 26 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,6 | 63,6 | 872 | 819 | 54 | 51 | 0,9 | 93,6 | 902 | 821 | 81 | 76 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 42,4 | 866 | 830 | 36 | 34 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0,3 | 31,8 | 857 | 830 | 27 | 26 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 1 | 106 | 902 | 813 | 89 | 86 | 0,3 | 31,2 | 842 | 816 | 27 | 25 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,5 | 53 | 875 | 830 | 45 | 43 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 12 | 1053 | 1,1 | 116,6 | 923 | 824 | 99 | 94 | 0,6 | 62,4 | 881 | 826 | 54 | 50 |
| | 10b | 1039 | 0,5 | 56 | 858 | 813 | 45 | 45 | 0,9 | 93,6 | 896 | 816 | 80 | 76 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,6 | 63,6 | 878 | 824 | 54 | 51 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 15 | 1053 | 1 | 106 | 914 | 824 | 90 | 86 | 1,2 | 124,8 | 935 | 826 | 108 | 101 |
| | 13b | 1046 | 0,2 | 21,2 | 837 | 819 | 18 | 17 | 0,6 | 62,4 | 875 | 821 | 54 | 50 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 1,3 | 140 | 948 | 830 | 118 | 113 | 1,2 | 124,8 | 941 | 832 | 109 | 101 |
| | 18 | 1060 | 0,7 | 74,2 | 893 | 830 | 64 | 60 | 0,9 | 93,6 | 914 | 832 | 82 | 76 |
| | 17b | 1039 | 0,3 | 31,8 | 840 | 813 | 27 | 26 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A9 – produção de gás em 16/2 e 19/2

| FI | Reatores | Head space (ml) | 16/fev | Templ | 27 | | Patml | 673 | 19/fev | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 1 | 103 | 923 | 832 | 91 | 83 | 0,6 | 64 | 883 | 828 | 55 | 51 |
| | 2 | 1046 | 0,7 | 72 | 884 | 821 | 63 | 58 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| | 3b | 1039 | 0,3 | 31 | 842 | 816 | 27 | 25 | 1,1 | 117 | 914 | 812 | 102 | 94 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,4 | 41 | 868 | 832 | 36 | 33 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0,4 | 41 | 880 | 843 | 37 | 33 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,7 | 74 | 884 | 817 | 66 | 60 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,7 | 72 | 896 | 832 | 64 | 58 | 0,8 | 85 | 905 | 828 | 76 | 68 |
| | 9 | 1060 | 0,5 | 52 | 877 | 832 | 45 | 42 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,6 | 62 | 869 | 816 | 53 | 50 | 0,8 | 85 | 887 | 812 | 75 | 68 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 31 | 859 | 832 | 27 | 25 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 12 | 1053 | 0,6 | 62 | 881 | 826 | 54 | 50 | 0,6 | 64 | 881 | 823 | 58 | 51 |
| | 10b | 1039 | 0,9 | 93 | 896 | 816 | 80 | 75 | 0,6 | 64 | 869 | 812 | 57 | 51 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 1,3 | 134 | 944 | 826 | 117 | 108 | 0,7 | 74 | 890 | 823 | 67 | 60 |
| | 15 | 1053 | 1,1 | 113 | 926 | 826 | 99 | 91 | 1,2 | 127 | 935 | 823 | 112 | 103 |
| | 13b | 1046 | 0,3 | 31 | 848 | 821 | 27 | 25 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 1,1 | 113 | 932 | 832 | 100 | 91 | 1,3 | 138 | 950 | 828 | 122 | 111 |
| | 18 | 1060 | 0,7 | 72 | 896 | 832 | 64 | 58 | 0,5 | 53 | 877 | 828 | 49 | 43 |
| | 17b | 1039 | 0,8 | 82 | 887 | 816 | 71 | 66 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |

Tabela A10 – produção de gás em 22/2 e 25/2

| FI | Reatores | Head space (ml) | 22-fev | Templ | 25 | | Patml | 671 | 25-fev | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,9 | 97,2 | 911 | 830 | 82 | 79 | 0,7 | 73,5 | 896 | 832 | 64 | 59 |
| | 2 | 1046 | 0,4 | 43,2 | 854 | 819 | 36 | 35 | 0,5 | 52,5 | 866 | 821 | 45 | 42 |
| | 3b | 1039 | 0,2 | 21,6 | 831 | 813 | 18 | 17 | 0,5 | 50 | 860 | 816 | 45 | 40 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,4 | 43,2 | 866 | 830 | 36 | 35 | 0,4 | 42 | 868 | 832 | 36 | 34 |
| | 7 | 1074 | 0,6 | 64,8 | 896 | 840 | 55 | 52 | 0,3 | 31,5 | 871 | 843 | 28 | 25 |
| | 4b | 1046 | 0,2 | 21,6 | 837 | 819 | 18 | 17 | 0,2 | 21 | 839 | 821 | 18 | 17 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 43,2 | 866 | 830 | 36 | 35 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0,5 | 54 | 875 | 830 | 45 | 44 | 0,3 | 28 | 859 | 832 | 27 | 23 |
| | 6b | 1039 | 0,3 | 32,4 | 840 | 813 | 27 | 26 | 0,6 | 63 | 869 | 816 | 53 | 51 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 32,4 | 857 | 830 | 27 | 26 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 12 | 1053 | 0,5 | 54 | 869 | 824 | 45 | 44 | 0,7 | 73,5 | 890 | 826 | 63 | 59 |
| | 10b | 1039 | 0,2 | 21,6 | 831 | 813 | 18 | 17 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,3 | 32,4 | 851 | 824 | 27 | 26 | 0,4 | 42 | 863 | 826 | 36 | 34 |
| | 15 | 1053 | 0,3 | 32,4 | 851 | 824 | 27 | 26 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,5 | 54 | 863 | 819 | 45 | 44 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,6 | 64,8 | 884 | 830 | 55 | 52 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 18 | 1060 | 0,6 | 64,8 | 884 | 830 | 55 | 52 | 0,6 | 58 | 887 | 832 | 55 | 47 |
| | 17b | 1039 | 0,3 | 32,4 | 840 | 813 | 27 | 26 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A11 – produção de gás em 28/2 e 3/3

| FI | Reatores | Head space (ml) | 28/fev | Templ | 27 | | Patml | 673 | 3/mar | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,8 | 83 | 905 | 832 | 73 | 67 | 0,5 | 53 | 874 | 828 | 45 | 43 |
| | 2 | 1046 | 0,5 | 52 | 866 | 821 | 45 | 42 | 0,6 | 64 | 875 | 817 | 58 | 51 |
| | 3b | 1039 | 1,1 | 114 | 914 | 816 | 98 | 92 | 0,3 | 32 | 842 | 812 | 30 | 26 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,3 | 31 | 859 | 832 | 27 | 25 | 0,3 | 30 | 859 | 828 | 31 | 24 |
| | 7 | 1074 | 0,4 | 42 | 880 | 843 | 37 | 34 | 0,2 | 21 | 861 | 839 | 22 | 17 |
| | 4b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,3 | 32 | 848 | 817 | 31 | 26 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,3 | 29 | 859 | 832 | 27 | 23 | 0,2 | 21 | 850 | 828 | 22 | 17 |
| | 9 | 1060 | 0,3 | 31 | 859 | 832 | 27 | 25 | 0,2 | 21 | 850 | 828 | 22 | 17 |
| | 6b | 1039 | 0,4 | 42 | 851 | 816 | 36 | 34 | 0,3 | 32 | 842 | 812 | 30 | 26 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 31 | 859 | 832 | 27 | 25 | 0,3 | 29 | 859 | 828 | 31 | 23 |
| | 12 | 1053 | 0,6 | 62 | 881 | 826 | 54 | 50 | 0,4 | 42 | 863 | 823 | 40 | 34 |
| | 10b | 1039 | 0,3 | 31 | 842 | 816 | 27 | 25 | 0,3 | 33 | 842 | 812 | 30 | 27 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,5 | 54 | 872 | 826 | 45 | 44 | 0,2 | 21 | 845 | 823 | 22 | 17 |
| | 15 | 1053 | 0,3 | 31 | 854 | 826 | 27 | 25 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,3 | 25 | 848 | 821 | 27 | 20 | 0,2 | 21 | 839 | 817 | 22 | 17 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,6 | 62 | 887 | 832 | 55 | 50 | 1,1 | 117 | 932 | 828 | 104 | 94 |
| | 18 | 1060 | 1 | 104 | 923 | 832 | 91 | 84 | 1,1 | 117 | 932 | 828 | 104 | 94 |
| | 17b | 1039 | 0,3 | 33 | 842 | 816 | 27 | 27 | 0,2 | 23 | 833 | 812 | 21 | 19 |

Tabela A12 – produção de gás em 6/3 e 9/3

| FI | Reatores | Head space (ml) | 6-mar | Templ | 25 | | Patml | 671 | 9-mar | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,6 | 61,8 | 884 | 830 | 55 | 50 | 0,4 | 42 | 868 | 832 | 36 | 34 |
| | 2 | 1046 | 0,6 | 54 | 872 | 819 | 54 | 44 | 0,4 | 38 | 857 | 821 | 36 | 31 |
| | 3b | 1039 | 1 | 103 | 902 | 813 | 89 | 83 | 0,7 | 73,5 | 878 | 816 | 62 | 59 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,9 | 92,7 | 899 | 819 | 81 | 75 | 0,6 | 63 | 875 | 821 | 54 | 51 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,3 | 30,9 | 840 | 813 | 27 | 25 | 0,5 | 52,5 | 860 | 816 | 45 | 42 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 31,5 | 859 | 832 | 27 | 25 |
| | 12 | 1053 | 0,8 | 82,4 | 896 | 824 | 72 | 67 | 0,4 | 42 | 863 | 826 | 36 | 34 |
| | 10b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,7 | 72,1 | 887 | 824 | 63 | 58 | 0,4 | 36 | 863 | 826 | 36 | 29 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,8 | 80 | 890 | 819 | 72 | 65 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 1,1 | 113,3 | 930 | 830 | 100 | 92 | 0,5 | 52,5 | 877 | 832 | 45 | 42 |
| | 18 | 1060 | 0,7 | 74 | 893 | 830 | 64 | 60 | 0,6 | 62 | 887 | 832 | 55 | 50 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A13 – produção de gás em 12/3 e 15/3

| FI | Reatores | Head space (ml) | 12-mar | Templ | 27 | | Patml | 673 | 15-mar | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,5 | 52 | 877 | 832 | 45 | 42 | 0,5 | 53 | 874 | 828 | 45 | 42 |
| | 2 | 1046 | 0,4 | 43 | 857 | 821 | 36 | 34 | 0,5 | 50 | 866 | 817 | 49 | 40 |
| | 3b | 1039 | 0,5 | 54 | 860 | 816 | 45 | 43 | 0,4 | 42 | 851 | 812 | 39 | 34 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,5 | 50 | 877 | 832 | 45 | 40 | 0,4 | 42 | 868 | 828 | 40 | 34 |
| | 7 | 1074 | 0,6 | 64 | 898 | 843 | 55 | 52 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,5 | 54 | 866 | 821 | 45 | 43 | 0,5 | 49 | 866 | 817 | 49 | 40 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,4 | 43 | 868 | 828 | 40 | 35 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,4 | 42 | 868 | 828 | 40 | 34 |
| | 6b | 1039 | 0,6 | 58 | 869 | 816 | 53 | 47 | 0,4 | 40 | 851 | 812 | 39 | 32 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 32 | 859 | 832 | 27 | 26 | 0,4 | 39 | 868 | 828 | 40 | 31 |
| | 12 | 1053 | 0,4 | 43 | 863 | 826 | 36 | 34 | 0,7 | 74 | 890 | 823 | 67 | 59 |
| | 10b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,4 | 40 | 863 | 826 | 36 | 32 | 0,4 | 35 | 863 | 823 | 40 | 28 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,4 | 36 | 857 | 821 | 36 | 29 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,4 | 42 | 868 | 832 | 36 | 34 | 0,4 | 41 | 868 | 828 | 40 | 33 |
| | 18 | 1060 | 0,6 | 64 | 887 | 832 | 55 | 52 | 0,4 | 42 | 868 | 828 | 40 | 34 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |

Tabela A14 – produção de gás em 18/3 e 21/3

| FI | Reatores | Head space (ml) | 18-mar | Templ | 25 | | Patml | 671 | 21-mar | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,5 | 53 | 875 | 830 | 45 | 43 | 0,4 | 40,8 | 868 | 832 | 36 | 33 |
| | 2 | 1046 | 0,6 | 63,6 | 872 | 819 | 54 | 51 | 0,4 | 40 | 857 | 821 | 36 | 32 |
| | 3b | 1039 | 0,4 | 42,4 | 849 | 813 | 36 | 34 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,3 | 31,8 | 857 | 830 | 27 | 26 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0,3 | 30 | 868 | 840 | 28 | 24 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,3 | 31,8 | 845 | 819 | 27 | 26 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,3 | 27 | 857 | 830 | 27 | 22 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0,3 | 31 | 857 | 830 | 27 | 25 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,4 | 42,4 | 849 | 813 | 36 | 34 | 0,5 | 51 | 860 | 816 | 45 | 41 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,6 | 63,6 | 884 | 830 | 55 | 51 | 0,3 | 30,6 | 859 | 832 | 27 | 25 |
| | 12 | 1053 | 0,4 | 42,4 | 860 | 824 | 36 | 34 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,3 | 30 | 840 | 813 | 27 | 24 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,4 | 42,4 | 860 | 824 | 36 | 34 | 0,5 | 49 | 872 | 826 | 45 | 40 |
| | 15 | 1053 | 0,3 | 25 | 851 | 824 | 27 | 20 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,4 | 43 | 866 | 830 | 36 | 35 | 0,4 | 38 | 868 | 832 | 36 | 31 |
| | 18 | 1060 | 0,5 | 53 | 875 | 830 | 45 | 43 | 0,6 | 61,2 | 887 | 832 | 55 | 49 |
| | 17b | 1039 | 0,3 | 28 | 840 | 813 | 27 | 23 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A15 – produção de gás em 24/3 e 27/3

| FI | Reatores | Head space (ml) | 24-mar | Templ | 27 | | Patml | 673 | 27-mar | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,5 | 52 | 877 | 832 | 45 | 42 | 0,4 | 41 | 865 | 828 | 36 | 24 |
| | 2 | 1046 | 0,5 | 50 | 866 | 821 | 45 | 40 | 0,4 | 41 | 857 | 817 | 40 | 33 |
| | 3b | 1039 | 0,4 | 42 | 851 | 816 | 36 | 34 | 0,2 | 21 | 833 | 812 | 21 | 17 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,4 | 36 | 868 | 832 | 36 | 29 | 0,3 | 31 | 859 | 828 | 31 | 25 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,4 | 38 | 857 | 821 | 36 | 31 | 0,2 | 21 | 839 | 817 | 22 | 17 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 42 | 868 | 832 | 36 | 34 | 0,3 | 31 | 859 | 828 | 31 | 25 |
| | 9 | 1060 | 0,3 | 31 | 859 | 832 | 27 | 25 | 0,4 | 41 | 868 | 828 | 40 | 33 |
| | 6b | 1039 | 0,3 | 30 | 842 | 816 | 27 | 24 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,5 | 55 | 877 | 832 | 45 | 44 | 0,3 | 31 | 859 | 828 | 31 | 25 |
| | 12 | 1053 | 0,5 | 46 | 872 | 826 | 45 | 37 | 0,2 | 21 | 845 | 823 | 22 | 17 |
| | 10b | 1039 | 0,2 | 21 | 833 | 816 | 18 | 17 | 0,3 | 31 | 842 | 812 | 30 | 25 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,4 | 42 | 863 | 826 | 36 | 34 | 0,4 | 41 | 863 | 823 | 40 | 33 |
| | 15 | 1053 | 0,4 | 32 | 863 | 826 | 36 | 26 | 0,3 | 31 | 854 | 823 | 31 | 25 |
| | 13b | 1046 | 0,4 | 40 | 857 | 821 | 36 | 32 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,4 | 36 | 868 | 832 | 36 | 29 | 0,3 | 31 | 859 | 828 | 31 | 25 |
| | 18 | 1060 | 0,8 | 83 | 905 | 832 | 73 | 67 | 0,4 | 41 | 868 | 828 | 40 | 33 |
| | 17b | 1039 | 0,2 | 21 | 833 | 816 | 18 | 17 | 0,4 | 41 | 851 | 812 | 39 | 33 |

Tabela A16 – produção de gás em 30/3 e 2/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 30-mar | Templ | 25 | | Patml | 671 | 2-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | VOLUME med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 29 | 859 | 832 | 27 | 23 |
| | 2 | 1046 | 0,5 | 46 | 863 | 819 | 45 | 37 | 0,4 | 38 | 857 | 821 | 36 | 31 |
| | 3b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,5 | 35 | 875 | 830 | 45 | 28 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0,4 | 41 | 857 | 821 | 36 | 33 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,5 | 53 | 875 | 830 | 45 | 43 | 0,5 | 54 | 877 | 832 | 45 | 44 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0,3 | 32 | 854 | 826 | 27 | 26 |
| | 10b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 18 | 1060 | 0,5 | 48 | 875 | 830 | 45 | 39 | 0,5 | 35 | 877 | 832 | 45 | 28 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A17 – produção de gás em 5/4 e 8/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 5-abr | Templ | 27 | | Patml | 673 | 8-abr | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,3 | 23 | 859 | 832 | 27 | 19 | 0,6 | 30 | 883 | 828 | 55 | 24 |
| | 2 | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,6 | 35 | 875 | 817 | 58 | 28 |
| | 3b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,4 | 35 | 868 | 832 | 36 | 28 | 0,6 | 50 | 887 | 828 | 58 | 40 |
| | 12 | 1053 | 0,3 | 13 | 854 | 826 | 27 | 10 | 0,5 | 20 | 872 | 823 | 49 | 16 |
| | 10b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0,3 | 0 | 842 | 812 | 30 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0,5 | 41 | 872 | 823 | 49 | 33 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 18 | 1060 | 0,3 | 19 | 859 | 832 | 27 | 15 | 0,4 | 20 | 868 | 828 | 40 | 16 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |

Tabela A18 – produção de gás em 9/4 e 10/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 9-abr | Templ | 25 | | Patml | 671 | 10-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 25 | 868 | 832 | 36 | 20 |
| | 2 | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0,5 | 36 | 866 | 821 | 45 | 29 |
| | 3b | 1039 | 1,1 | 110 | 911 | 813 | 98 | 89 | 0,4 | 19 | 851 | 816 | 36 | 15 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,8 | 60 | 902 | 830 | 73 | 49 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 1,5 | 14 | 953 | 819 | 135 | 11 | 0,6 | 30 | 875 | 821 | 54 | 24 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,9 | 85 | 911 | 830 | 82 | 69 | 0,3 | 20 | 859 | 832 | 27 | 16 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,9 | 0 | 893 | 813 | 80 | 0 | 0,5 | 20 | 860 | 816 | 45 | 16 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 20 | 859 | 832 | 27 | 16 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 10b | 1039 | 1,4 | 135 | 938 | 813 | 125 | 109 | 0,5 | 41 | 860 | 816 | 45 | 33 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0,3 | 22 | 854 | 826 | 27 | 18 |
| | 15 | 1053 | 1,1 | 90 | 923 | 824 | 99 | 73 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 1 | 100 | 908 | 819 | 90 | 81 | 0,4 | 23 | 857 | 821 | 36 | 19 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 4 | 410 | 1193 | 830 | 364 | 332 | 0,8 | 72 | 905 | 832 | 73 | 58 |
| | 18 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 13 | 859 | 832 | 27 | 11 |
| | 17b | 1039 | 1 | 110 | 902 | 813 | 89 | 89 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A19 – produção de gás em 11/4 e 12/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 11-abr | Templ | 27 | | Patml | 673 | 12-abr | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,3 | 10 | 859 | 832 | 27 | 8 | 0,3 | 15 | 856 | 828 | 27 | 12 |
| | 2 | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,5 | 50 | 866 | 817 | 49 | 40 |
| | 3b | 1039 | 0,4 | 16 | 851 | 816 | 36 | 13 | 0,4 | 21 | 851 | 812 | 39 | 17 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,4 | 26 | 868 | 832 | 36 | 21 | 0,3 | 18 | 859 | 828 | 31 | 15 |
| | 7 | 1074 | 0,5 | 21 | 889 | 843 | 46 | 17 | 0,4 | 15 | 880 | 839 | 41 | 12 |
| | 4b | 1046 | 0,6 | 26 | 875 | 821 | 54 | 21 | 0,5 | 24 | 866 | 817 | 49 | 19 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 24 | 868 | 832 | 36 | 19 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,7 | 48 | 896 | 828 | 67 | 39 |
| | 6b | 1039 | 0,5 | 20 | 860 | 816 | 45 | 16 | 0,4 | 0 | 851 | 812 | 39 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,4 | 20 | 868 | 832 | 36 | 16 | 0,3 | 12 | 859 | 828 | 31 | 10 |
| | 12 | 1053 | 0,4 | 33 | 863 | 826 | 36 | 27 | 0,3 | 13 | 854 | 823 | 31 | 10 |
| | 10b | 1039 | 0,6 | 42 | 869 | 816 | 53 | 34 | 0,6 | 45 | 869 | 812 | 57 | 36 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 15 | 1053 | 0,3 | 0 | 854 | 826 | 27 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,3 | 5 | 848 | 821 | 27 | 4 | 0,4 | 13 | 857 | 817 | 40 | 10 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,4 | 5 | 868 | 832 | 36 | 4 | 0,5 | 20 | 877 | 828 | 49 | 16 |
| | 18 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,3 | 20 | 859 | 828 | 31 | 16 |
| | 17b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |

Tabela A20 – produção de gás em 13/4 e 14/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 13-abr | Templ | 25 | | Patml | 671 | 14-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 15 | 868 | 832 | 36 | 12 |
| | 2 | 1046 | 0,4 | 27 | 854 | 819 | 36 | 22 | 0,3 | 5 | 848 | 821 | 27 | 4 |
| | 3b | 1039 | 0,4 | 21 | 849 | 813 | 36 | 17 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,4 | 0 | 866 | 830 | 36 | 0 | 0,4 | 15 | 868 | 832 | 36 | 12 |
| | 7 | 1074 | 0,3 | 0 | 868 | 840 | 28 | 0 | 0,4 | 0 | 880 | 843 | 37 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,4 | 10 | 854 | 819 | 36 | 8 | 0,5 | 11 | 866 | 821 | 45 | 9 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 10 | 866 | 830 | 36 | 8 | 0,4 | 15 | 868 | 832 | 36 | 12 |
| | 9 | 1060 | 0,5 | 27 | 875 | 830 | 45 | 22 | 0,3 | 0 | 859 | 832 | 27 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,4 | 0 | 849 | 813 | 36 | 0 | 0,5 | 17 | 860 | 816 | 45 | 14 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 19 | 857 | 830 | 27 | 15 | 0,3 | 5 | 859 | 832 | 27 | 4 |
| | 12 | 1053 | 0,3 | 14 | 851 | 824 | 27 | 11 | 0,3 | 0 | 854 | 826 | 27 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,7 | 27 | 875 | 813 | 62 | 22 | 0,7 | 56 | 878 | 816 | 62 | 45 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,8 | 78 | 896 | 824 | 72 | 63 | 0,4 | 20 | 863 | 826 | 36 | 16 |
| | 15 | 1053 | 0,7 | 54 | 887 | 824 | 63 | 44 | 0,5 | 23 | 872 | 826 | 45 | 19 |
| | 13b | 1046 | 0,3 | 8 | 845 | 819 | 27 | 6 | 0,3 | 0 | 848 | 821 | 27 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,5 | 26 | 875 | 830 | 45 | 21 | 0,4 | 8 | 868 | 832 | 36 | 6 |
| | 18 | 1060 | 0,3 | 13 | 857 | 830 | 27 | 11 | 0,3 | 0 | 859 | 832 | 27 | 0 |
| | 17b | 1039 | 0,8 | 59 | 884 | 813 | 71 | 48 | 0,4 | 17 | 851 | 816 | 36 | 14 |

Tabela A21 – produção de gás em 15/4 e 16/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 15-abr | Templ | 27 | | Patml | 673 | 16-abr | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,5 | 20 | 877 | 832 | 45 | 16 | 0,3 | 13 | 856 | 828 | 27 | 10 |
| | 2 | 1046 | 0,6 | 27 | 875 | 821 | 54 | 22 | 0,4 | 26 | 857 | 817 | 40 | 21 |
| | 3b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0,3 | 20 | 842 | 812 | 30 | 16 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,4 | 32 | 868 | 828 | 40 | 26 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0,3 | 19 | 871 | 839 | 31 | 15 |
| | 4b | 1046 | 0,3 | 14 | 848 | 821 | 27 | 11 | 0,3 | 26 | 848 | 817 | 31 | 21 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,3 | 35 | 859 | 828 | 31 | 28 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,4 | 22 | 851 | 816 | 36 | 18 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,5 | 22 | 877 | 832 | 45 | 18 | 0,4 | 32 | 868 | 828 | 40 | 26 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 10b | 1039 | 1,0 | 100 | 905 | 816 | 89 | 81 | 1,0 | 110 | 905 | 812 | 93 | 89 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,5 | 37 | 872 | 826 | 45 | 30 | 0,3 | 25 | 854 | 823 | 31 | 20 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0,3 | 21 | 854 | 823 | 31 | 17 |
| | 13b | 1046 | 1,1 | 125 | 920 | 821 | 99 | 101 | 0,4 | 33 | 857 | 817 | 40 | 27 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,3 | 13 | 859 | 832 | 27 | 10 | 0,3 | 27 | 859 | 828 | 31 | 22 |
| | 18 | 1060 | 0,5 | 18 | 877 | 832 | 45 | 15 | 0,4 | 24 | 868 | 828 | 40 | 19 |
| | 17b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0,3 | 18 | 842 | 812 | 30 | 15 |

Tabela A22 – produção de gás em 17/4 e 18/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 17-abr | Templ | 25 | | Patml | 671 | 18-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 2 | 1046 | 0,3 | 15 | 845 | 819 | 27 | 12 | 0,3 | 16 | 848 | 821 | 27 | 13 |
| | 3b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0,3 | 14 | 842 | 816 | 27 | 11 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,3 | 12 | 857 | 830 | 27 | 10 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,4 | 0 | 854 | 819 | 36 | 0 | 0,4 | 17 | 857 | 821 | 36 | 14 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 11 | 866 | 830 | 36 | 9 | 0,4 | 0 | 868 | 832 | 36 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0,4 | 22 | 866 | 830 | 36 | 18 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,3 | 0 | 840 | 813 | 27 | 0 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 19 | 859 | 832 | 27 | 15 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,7 | 46 | 875 | 813 | 62 | 37 | 0,8 | 0 | 887 | 816 | 71 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0,3 | 0 | 854 | 826 | 27 | 0 |
| | 15 | 1053 | 0,3 | 5 | 851 | 824 | 27 | 4 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,4 | 12 | 854 | 819 | 36 | 10 | 0,4 | 19 | 857 | 821 | 36 | 15 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,4 | 10 | 866 | 830 | 36 | 8 | 0,4 | 17 | 868 | 832 | 36 | 14 |
| | 18 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 31 | 868 | 832 | 36 | 25 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A23 – produção de gás em 19/4 e 20/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 19/abr | Templ | 27 | | Patml | 673 | 20/abr | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0,5 | 36 | 877 | 832 | 45 | 29 | 0,3 | 31 | 856 | 828 | 27 | 25 |
| | 2 | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,3 | 11 | 848 | 817 | 31 | 9 |
| | 3b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0,3 | 0 | 859 | 832 | 27 | 0 | 0,3 | 11 | 859 | 828 | 31 | 9 |
| | 7 | 1074 | 0,3 | 11 | 871 | 843 | 28 | 9 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,3 | 8 | 848 | 821 | 27 | 6 | 0,4 | 3 | 857 | 817 | 40 | 2 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,5 | 19 | 877 | 832 | 45 | 15 | 0,3 | 0 | 859 | 828 | 31 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0,3 | 0 | 859 | 832 | 27 | 0 | 0,4 | 14 | 868 | 828 | 40 | 11 |
| | 6b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 16 | 859 | 832 | 27 | 13 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 12 | 1053 | 0,6 | 45 | 881 | 826 | 54 | 36 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,5 | 35 | 860 | 816 | 45 | 28 | 0,5 | 20 | 860 | 812 | 48 | 16 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,3 | 5 | 854 | 826 | 27 | 4 | 0,4 | 0 | 863 | 823 | 40 | 0 |
| | 15 | 1053 | 0,3 | 0 | 854 | 826 | 27 | 0 | 0,3 | 12 | 854 | 823 | 31 | 10 |
| | 13b | 1046 | 0,3 | 0 | 848 | 821 | 27 | 0 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,5 | 22 | 877 | 832 | 45 | 18 | 0,5 | 16 | 877 | 828 | 49 | 13 |
| | 18 | 1060 | 0,3 | 14 | 859 | 832 | 27 | 11 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 17b | 1039 | 0,7 | 68 | 878 | 816 | 62 | 55 | 0,4 | 16 | 851 | 812 | 39 | 13 |

Tabela A24 – produção de gás em 21/4 e 22/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 21-abr | Templ | 25 | | Patml | 671 | 22-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 25 | 859 | 832 | 27 | 20 |
| | 2 | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0,5 | 30 | 866 | 821 | 45 | 24 |
| | 3b | 1039 | 0,4 | 21 | 849 | 813 | 36 | 17 | 0,7 | 60 | 878 | 816 | 62 | 49 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 20 | 868 | 832 | 36 | 16 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0,3 | 20 | 871 | 843 | 28 | 16 |
| | 4b | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0,4 | 42 | 857 | 821 | 36 | 34 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 28 | 859 | 832 | 27 | 23 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 27 | 859 | 832 | 27 | 22 |
| | 6b | 1039 | 0,5 | 27 | 858 | 813 | 45 | 22 | 0,4 | 48 | 851 | 816 | 36 | 39 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 42 | 868 | 832 | 36 | 34 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0,4 | 45 | 863 | 826 | 36 | 36 |
| | 10b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0,6 | 28 | 869 | 816 | 53 | 23 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0,4 | 32 | 863 | 826 | 36 | 26 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0,3 | 20 | 854 | 826 | 27 | 16 |
| | 13b | 1046 | 0,5 | 25 | 863 | 819 | 45 | 20 | 0,7 | 60 | 884 | 821 | 63 | 49 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 26 | 868 | 832 | 36 | 21 |
| | 18 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,3 | 29 | 859 | 832 | 27 | 23 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0,3 | 10 | 842 | 816 | 27 | 8 |

Tabela A25 – produção de gás em 23/4 e 24/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 23-abr | Templ | 27 | | Patml | 673 | 24-abr | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 828 | 828 | 0 | 0 |
| | 2 | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,3 | 0 | 848 | 817 | 31 | 0 |
| | 3b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0,4 | 13 | 851 | 812 | 39 | 10 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0,4 | 0 | 851 | 812 | 39 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0,3 | 14 | 854 | 823 | 31 | 11 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0,6 | 58 | 887 | 832 | 55 | 47 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 18 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |

Tabela A26 – produção de gás em 25/4 e 26/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 25-abr | Templ | 25 | | Patml | 671 | 26-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|------------------|--------------------|---------------|-------------|---------------|----------------|
| | | | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) | Pressão (mca) | Volume med.(ml) | gás 1 (ml) | Vhs cntp | gás 2 (ml) | Metano (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 2 | 1046 | 0,3 | 0 | 845 | 819 | 27 | 0 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| | 3b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,3 | 11 | 845 | 819 | 27 | 9 | 0,4 | 21 | 857 | 821 | 36 | 17 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,4 | 13 | 868 | 832 | 36 | 11 |
| | 9 | 1060 | 0,8 | 61 | 902 | 830 | 73 | 49 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 13 | 857 | 830 | 27 | 11 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,3 | 5 | 840 | 813 | 27 | 4 | 0,4 | 15 | 851 | 816 | 36 | 12 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,3 | 12 | 851 | 824 | 27 | 10 | 0,3 | 8 | 854 | 826 | 27 | 6 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0,6 | 59 | 872 | 819 | 54 | 48 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 18 | 1060 | 1 | 98 | 920 | 830 | 91 | 79 | 0,5 | 35 | 877 | 832 | 45 | 28 |
| | 17b | 1039 | 0,5 | 44 | 858 | 813 | 45 | 36 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |

Tabela A27 – produção de gás em 27/4 e 28/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 27/abr | Templ | 27 | | Patml | 673 | 28/abr | Templ | 25 | | Patml | 670 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 828 | 828 | 0 | 0 |
| | 2 | 1046 | 0,5 | 20 | 866 | 821 | 45 | 16 | 0,4 | 0 | 857 | 817 | 40 | 0 |
| | 3b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 839 | 4 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,3 | 8 | 848 | 821 | 27 | 6 | 0 | 0 | 821 | 817 | 4 | 0 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 10 | 868 | 832 | 36 | 8 | 0,4 | 12 | 868 | 828 | 40 | 10 |
| | 9 | 1060 | 0,3 | 9 | 859 | 832 | 27 | 7 | 0 | 0 | 832 | 828 | 4 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0,3 | 0 | 842 | 816 | 27 | 0 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,3 | 14 | 859 | 828 | 31 | 11 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,5 | 12 | 860 | 816 | 45 | 10 | 0,4 | 0 | 851 | 812 | 39 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,4 | 22 | 863 | 826 | 36 | 18 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 823 | 4 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 | 0,3 | 10 | 848 | 817 | 31 | 8 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 | 0,4 | 21 | 868 | 828 | 40 | 17 |
| | 18 | 1060 | 0,4 | 21 | 868 | 832 | 36 | 17 | 0,4 | 26 | 868 | 828 | 40 | 21 |
| | 17b | 1039 | 0,5 | 33 | 860 | 816 | 45 | 27 | 0 | 0 | 816 | 812 | 4 | 0 |

Tabela A28 – produção de gás em 29/4 e 30/4

| FI | Reatores | Head space (ml) | 29-abr | Templ | 25 | | Patml | 671 | 30-abr | Templ | 26 | | Patml | 673 |
|------|----------|--------------------|---------|----------|-------|------|-------|--------|---------|----------|-------|------|-------|--------|
| | | | Pressão | VOLUME | Bás 1 | Vhs | gás 2 | Metano | Pressão | VOLUME | gás 1 | Vhs | gás 2 | Metano |
| | | | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) | (mca) | med.(ml) | (ml) | cntp | (ml) | (ml) |
| 0,02 | 1 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 2 | 1046 | 0,3 | 20 | 845 | 819 | 27 | 16 | 0,3 | 2 | 848 | 821 | 27 | 2 |
| | 3b | 1039 | 0,3 | 222 | 840 | 813 | 27 | 180 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 5 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 7 | 1074 | 0 | 0 | 840 | 840 | 0 | 0 | 0 | 0 | 843 | 843 | 0 | 0 |
| | 4b | 1046 | 0,4 | 13 | 854 | 819 | 36 | 11 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 8 | 1060 | 0,4 | 0 | 866 | 830 | 36 | 0 | 0,3 | 11 | 859 | 832 | 27 | 9 |
| | 9 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 6b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0,4 | 0 | 851 | 816 | 36 | 0 |
| 0,02 | 11 | 1060 | 0,3 | 11 | 857 | 830 | 27 | 9 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 12 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 10b | 1039 | 0,4 | 7 | 849 | 813 | 36 | 6 | 0 | 0 | 816 | 816 | 0 | 0 |
| 0,02 | 14 | 1053 | 0,4 | 17 | 860 | 824 | 36 | 14 | 0,3 | 16 | 854 | 826 | 27 | 13 |
| | 15 | 1053 | 0 | 0 | 824 | 824 | 0 | 0 | 0 | 0 | 826 | 826 | 0 | 0 |
| | 13b | 1046 | 0 | 0 | 819 | 819 | 0 | 0 | 0 | 0 | 821 | 821 | 0 | 0 |
| 0,01 | 16 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0 | 0 | 832 | 832 | 0 | 0 |
| | 18 | 1060 | 0 | 0 | 830 | 830 | 0 | 0 | 0,5 | 9 | 877 | 832 | 45 | 7 |
| | 17b | 1039 | 0 | 0 | 813 | 813 | 0 | 0 | 0,4 | 0 | 851 | 816 | 36 | 0 |

APÊNDICE B – TABELAS TOTALIZADORAS DA PRODUÇÃO DE METANO

Tabela B1 – Produção totalizada de metano até o 40º dia (ml)

| FI | Reatores | Tempo em dias | | | | | | | | | | | | | |
|-------|----------|---------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 1 | 4 | 7 | 10 | 13 | 16 | 19 | 22 | 25 | 28 | 31 | 34 | 37 | 40 |
| 0,02 | P0,02A | 0 | 0 | 0 | 0 | 0 | 131 | 216 | 310 | 393 | 480 | 522 | 572 | 631 | 731 |
| | P0,02A' | 44 | 44 | 44 | 44 | 245 | 428 | 530 | 573 | 673 | 742 | 826 | 925 | 993 | 1076 |
| | P0,02b | 703 | 1039 | 1467 | 1555 | 1731 | 1966 | 2221 | 2418 | 2576 | 2750 | 2860 | 2934 | 3035 | 3085 |
| 0,015 | P0,015A' | 176 | 310 | 482 | 656 | 740 | 853 | 913 | 956 | 956 | 956 | 956 | 956 | 956 | 1006 |
| | P0,015A' | 922 | 1594 | 1637 | 1943 | 1943 | 1969 | 1969 | 1969 | 2002 | 2002 | 2019 | 2019 | 2019 | 2044 |
| | P0,015b | 105 | 105 | 105 | 201 | 369 | 526 | 662 | 739 | 781 | 877 | 977 | 1035 | 1078 | 1136 |
| 0,01 | P0,01A | 703 | 820 | 1249 | 1293 | 1293 | 1380 | 1439 | 1508 | 1508 | 1534 | 1579 | 1596 | 1596 | 1612 |
| | P0,01A' | 439 | 523 | 866 | 953 | 1088 | 1236 | 1338 | 1381 | 1430 | 1509 | 1509 | 1558 | 1592 | 1625 |
| | P0,01b | 834 | 1238 | 1881 | 2221 | 2406 | 2597 | 2784 | 2853 | 2893 | 2954 | 3072 | 3146 | 3197 | 3239 |
| 0,02 | L0,02A | 659 | 1289 | 1460 | 1862 | 2046 | 2290 | 2511 | 2674 | 2815 | 2929 | 3072 | 3154 | 3230 | 3322 |
| | L0,02A' | 1274 | 2030 | 3058 | 3582 | 3674 | 3770 | 3847 | 3924 | 3999 | 3999 | 4066 | 4148 | 4233 | 4275 |
| | L0,02b | 1010 | 1119 | 1248 | 1318 | 1460 | 1565 | 1684 | 1812 | 1870 | 2167 | 2201 | 2275 | 2326 | 2368 |
| 0,015 | L0,015A | 1230 | 1666 | 1752 | 2014 | 2475 | 2745 | 2847 | 2899 | 2932 | 2993 | 3010 | 3059 | 3138 | 3172 |
| | L0,015A' | 1976 | 2732 | 3975 | 4718 | 5019 | 5359 | 5674 | 5931 | 6155 | 6312 | 6505 | 6596 | 6596 | 6688 |
| | L0,015b | 1757 | 2319 | 3091 | 3266 | 3383 | 3575 | 3898 | 4198 | 4389 | 4685 | 4853 | 5010 | 5066 | 5099 |
| 0,01 | L0,01A | 2108 | 2696 | 3296 | 3689 | 3840 | 4075 | 4160 | 4280 | 4347 | 4443 | 4527 | 4634 | 4695 | 4787 |
| | L0,01A' | 0 | 126 | 383 | 558 | 776 | 950 | 1095 | 1155 | 1221 | 1282 | 1352 | 1410 | 1450 | 1508 |
| | L0,01b | 2020 | 2944 | 4144 | 4616 | 4758 | 4881 | 4982 | 5068 | 5135 | 5187 | 5227 | 5252 | 5252 | 5277 |

Tabela B2 – Produção totalizada de metano até o 82º dia (ml)

| FI | Reatores | Tempo em dias | | | | | | | | | | | | | |
|-------|----------|---------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 43 | 46 | 49 | 52 | 55 | 58 | 61 | 64 | 67 | 70 | 73 | 76 | 79 | 82 |
| 0,02 | P0,02A | 817 | 817 | 900 | 951 | 1030 | 1089 | 1156 | 1199 | 1249 | 1283 | 1325 | 1367 | 1410 | 1443 |
| | P0,02A' | 1188 | 1230 | 1288 | 1288 | 1323 | 1365 | 1407 | 1459 | 1502 | 1533 | 1625 | 1666 | 1717 | 1749 |
| | P0,02b | 3154 | 3229 | 3254 | 3349 | 3366 | 3406 | 3499 | 3524 | 3608 | 3667 | 3692 | 3726 | 3761 | 3761 |
| 0,015 | P0,015A' | 1040 | 1040 | 1073 | 1073 | 1108 | 1142 | 1167 | 1191 | 1191 | 1191 | 1225 | 1259 | 1285 | 1285 |
| | P0,015A' | 2070 | 2070 | 2103 | 2103 | 2155 | 2181 | 2214 | 2231 | 2231 | 2231 | 2231 | 2231 | 2256 | 2256 |
| | P0,015b | 1187 | 1263 | 1263 | 1323 | 1340 | 1357 | 1357 | 1383 | 1458 | 1509 | 1532 | 1572 | 1597 | 1597 |
| 0,01 | P0,01A | 1647 | 1647 | 1705 | 1773 | 1808 | 1808 | 1832 | 1849 | 1849 | 1849 | 1874 | 1909 | 1930 | 1930 |
| | P0,01A' | 1651 | 1651 | 1693 | 1693 | 1736 | 1759 | 1784 | 1801 | 1801 | 1801 | 1835 | 1869 | 1894 | 1894 |
| | P0,01b | 3324 | 3349 | 3399 | 3468 | 3494 | 3545 | 3578 | 3604 | 3629 | 3672 | 3697 | 3729 | 3763 | 3805 |
| 0,02 | L0,02A | 3365 | 3365 | 3389 | 3389 | 3416 | 3416 | 3441 | 3464 | 3464 | 3490 | 3540 | 3572 | 3623 | 3648 |
| | L0,02A' | 4369 | 4419 | 4469 | 4521 | 4564 | 4624 | 4674 | 4708 | 4775 | 4809 | 4834 | 4893 | 4928 | 4928 |
| | L0,02b | 2413 | 2489 | 2563 | 2615 | 2632 | 2632 | 2657 | 2684 | 2684 | 2684 | 2727 | 2727 | 2752 | 2752 |
| 0,015 | L0,015A | 3223 | 3223 | 3331 | 3391 | 3417 | 3451 | 3495 | 3512 | 3570 | 3599 | 3624 | 3653 | 3687 | 3726 |
| | L0,015A' | 6773 | 6874 | 6966 | 7068 | 7095 | 7095 | 7120 | 7120 | 7120 | 7120 | 7140 | 7140 | 7160 | 7160 |
| | L0,015b | 5116 | 5166 | 5191 | 5191 | 5235 | 5235 | 5255 | 5272 | 5337 | 5337 | 5387 | 5387 | 5387 | 5387 |
| 0,01 | L0,01A | 4900 | 5001 | 5092 | 5204 | 5256 | 5256 | 5306 | 5400 | 5492 | 5534 | 5618 | 5651 | 5686 | 5717 |
| | L0,01A' | 1568 | 1644 | 1702 | 1744 | 1797 | 1844 | 1928 | 2022 | 2082 | 2132 | 2158 | 2192 | 2235 | 2285 |
| | L0,01b | 5303 | 5303 | 5369 | 5369 | 5395 | 5395 | 5422 | 5441 | 5441 | 5441 | 6114 | 6114 | 6136 | 6136 |

Tabela B3 – Produção totalizada de metano até o 106º dia (ml)

| FI | Reatores | Tempo em dias | | | | | | | | | | | | | |
|-------|----------|---------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 85 | 88 | 91 | 94 | 97 | 98 | 99 | 100 | 101 | 102 | 103 | 104 | 105 | 106 |
| 0,02 | P0,02A | 1485 | 1509 | 1509 | 1533 | 1551 | 1575 | 1575 | 1596 | 1604 | 1616 | 1616 | 1628 | 1644 | 1655 |
| | P0,02A' | 1790 | 1823 | 1860 | 1891 | 1891 | 1919 | 1919 | 1948 | 1948 | 1989 | 2010 | 2014 | 2036 | 2057 |
| | P0,02b | 3794 | 3811 | 3811 | 3811 | 3811 | 3811 | 3900 | 3915 | 3928 | 3945 | 3962 | 3962 | 3962 | 3978 |
| 0,015 | P0,015A' | 1314 | 1338 | 1367 | 1367 | 1367 | 1367 | 1415 | 1415 | 1436 | 1451 | 1451 | 1463 | 1463 | 1489 |
| | P0,015A' | 2256 | 2256 | 2256 | 2256 | 2256 | 2256 | 2256 | 2256 | 2272 | 2285 | 2285 | 2285 | 2285 | 2300 |
| | P0,015b | 1628 | 1645 | 1645 | 1678 | 1678 | 1678 | 1689 | 1713 | 1734 | 1754 | 1762 | 1771 | 1782 | 1803 |
| 0,01 | P0,01A | 1964 | 1989 | 1989 | 1989 | 1989 | 1989 | 2058 | 2074 | 2093 | 2093 | 2101 | 2113 | 2113 | 2142 |
| | P0,01A' | 1919 | 1952 | 1952 | 1952 | 1952 | 1952 | 1952 | 1952 | 1952 | 1991 | 2013 | 2013 | 2013 | 2013 |
| | P0,01b | 3829 | 3829 | 3829 | 3829 | 3829 | 3829 | 3829 | 3845 | 3861 | 3861 | 3861 | 3875 | 3892 | 3892 |
| 0,02 | L0,02A | 3692 | 3717 | 3760 | 3803 | 3832 | 3872 | 3872 | 3888 | 3904 | 3914 | 3929 | 3933 | 3951 | 3977 |
| | L0,02A' | 4965 | 4981 | 4981 | 5007 | 5018 | 5034 | 5034 | 5034 | 5060 | 5071 | 5082 | 5082 | 5082 | 5082 |
| | L0,02b | 2768 | 2793 | 2793 | 2793 | 2793 | 2793 | 2903 | 2936 | 2970 | 3006 | 3028 | 3073 | 3154 | 3242 |
| 0,015 | L0,015A | 3760 | 3793 | 3793 | 3793 | 3793 | 3826 | 3826 | 3844 | 3844 | 3844 | 3907 | 3923 | 3953 | 3973 |
| | L0,015A' | 7186 | 7211 | 7211 | 7211 | 7211 | 7211 | 7284 | 7284 | 7284 | 7284 | 7327 | 7346 | 7346 | 7363 |
| | L0,015b | 5420 | 5420 | 5420 | 5420 | 5420 | 5420 | 5500 | 5519 | 5523 | 5534 | 5540 | 5540 | 5641 | 5667 |
| 0,01 | L0,01A | 5746 | 5771 | 5771 | 5771 | 5771 | 5771 | 6102 | 6161 | 6165 | 6181 | 6202 | 6208 | 6219 | 6241 |
| | L0,01A' | 2352 | 2385 | 2424 | 2452 | 2467 | 2483 | 2483 | 2494 | 2494 | 2510 | 2521 | 2521 | 2535 | 2555 |
| | L0,01b | 6153 | 6186 | 6186 | 6186 | 6186 | 6186 | 6275 | 6275 | 6275 | 6275 | 6323 | 6337 | 6337 | 6351 |

Tabela B4 – Produção totalizada de metano até o 120º dia (ml)

| FI | Reatores | Tempo em dias | | | | | | | | | | | | | |
|-------|----------|---------------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | | 107 | 108 | 109 | 110 | 111 | 112 | 113 | 114 | 115 | 116 | 117 | 118 | 119 | 120 |
| 0,02 | P0,02A | 1655 | 1655 | 1684 | 1709 | 1709 | 1729 | 1729 | 1729 | 1729 | 1729 | 1729 | 1729 | 1729 | 1729 |
| | P0,02A' | 2069 | 2082 | 2082 | 2091 | 2091 | 2115 | 2115 | 2115 | 2115 | 2115 | 2132 | 2132 | 2148 | 2149 |
| | P0,02b | 3978 | 3989 | 3989 | 3989 | 4006 | 4055 | 4055 | 4065 | 4065 | 4065 | 4065 | 4065 | 4245 | 4245 |
| 0,015 | P0,015A' | 1498 | 1498 | 1498 | 1507 | 1507 | 1524 | 1524 | 1524 | 1524 | 1524 | 1524 | 1524 | 1524 | 1524 |
| | P0,015A' | 2300 | 2300 | 2309 | 2309 | 2309 | 2325 | 2325 | 2325 | 2325 | 2325 | 2325 | 2325 | 2325 | 2325 |
| | P0,015b | 1803 | 1817 | 1823 | 1826 | 1826 | 1860 | 1860 | 1860 | 1869 | 1886 | 1892 | 1892 | 1902 | 1902 |
| 0,01 | P0,01A | 2151 | 2151 | 2166 | 2166 | 2166 | 2189 | 2189 | 2189 | 2189 | 2199 | 2207 | 2217 | 2217 | 2226 |
| | P0,01A' | 2031 | 2031 | 2031 | 2042 | 2042 | 2064 | 2064 | 2064 | 2113 | 2113 | 2120 | 2120 | 2120 | 2120 |
| | P0,01b | 3892 | 3892 | 3892 | 3892 | 3914 | 3953 | 3953 | 3953 | 3953 | 3953 | 3953 | 3953 | 3953 | 3953 |
| 0,02 | L0,02A | 3977 | 3992 | 4005 | 4005 | 4005 | 4039 | 4039 | 4039 | 4050 | 4050 | 4050 | 4061 | 4070 | 4070 |
| | L0,02A' | 5082 | 5082 | 5119 | 5119 | 5119 | 5155 | 5155 | 5155 | 5155 | 5155 | 5155 | 5155 | 5155 | 5155 |
| | L0,02b | 3280 | 3280 | 3308 | 3324 | 3324 | 3347 | 3347 | 3347 | 3351 | 3363 | 3372 | 3372 | 3378 | 3378 |
| 0,015 | L0,015A | 3973 | 3973 | 3977 | 3977 | 3977 | 4003 | 4003 | 4015 | 4024 | 4031 | 4049 | 4049 | 4062 | 4075 |
| | L0,015A' | 7367 | 7367 | 7367 | 7377 | 7377 | 7393 | 7393 | 7393 | 7393 | 7393 | 7393 | 7393 | 7393 | 7393 |
| | L0,015b | 5677 | 5692 | 5692 | 5692 | 5713 | 5761 | 5761 | 5761 | 5809 | 5809 | 5809 | 5817 | 5817 | 5817 |
| 0,01 | L0,01A | 6249 | 6262 | 6280 | 6293 | 6293 | 6314 | 6361 | 6361 | 6361 | 6361 | 6361 | 6378 | 6378 | 6378 |
| | L0,01A' | 2555 | 2580 | 2591 | 2591 | 2591 | 2614 | 2614 | 2614 | 2694 | 2722 | 2739 | 2760 | 2760 | 2767 |
| | L0,01b | 6351 | 6351 | 6406 | 6419 | 6419 | 6427 | 6427 | 6427 | 6463 | 6463 | 6489 | 6489 | 6489 | 6489 |

APÊNDICE C – METODOLOGIAS PARA ANÁLISES DE RESÍDUOS SÓLIDOS DEFINIDAS PELO PROSAB

1 - DQO de Sólido

Um becker adicionar 1g do sólido e 20 ml do ácido sulfúrico concentrado e 5 ml de água destilada.

Mexer com bastão de vidro até que a reação química diminua (esfrie)

Passar a mistura para um balão de vidro de 250 ml complementando o volume com água destilada

Filtrar a amostra empregando papel de filtro e funil de vidro

O líquido filtrado constitui a amostra líquida que será então digerida segundo o método de determinação da DQO da fase líquida. O resultado é expresso em DQO/kg de resíduo seco.

Referência: Gomes, L.P. – Estudo da caracterização física e da biodegradabilidade dos resíduos sólidos urbanos em aterros sanitários. Dissertação de Mestrado- EESC 1989

2 - DQO PARA LÍQUIDOS LIXIVIADOS

Geralmente a DQO do percolado é muito elevada, chegando a 50.000 mg/L Assim faz-se necessário diluir a amostra (1:100). Para o frasco de Hach faz-se a leitura direta da mesma forma que para águas residuárias.

Ligar o aparelho, programar o aparelho para o método 435 quando utilizando a solução de DQO da Hach ou 965 utilizando a solução elaborado em laboratório.

Esquentar o aparelho por 10 min -150⁰ C por 2 horas para ocorrer a digestão

3 - DETERMINAÇÃO DE ALCALINIDADE - MÉTODO VOLUMÉTRICO

A alcalinidade de uma solução é a medida da sua capacidade de neutralizar ácidos devido à presença de bases, de sais de ácidos inorgânicos fracos (bicarbonato, borato, silicato e fosfato) e de sais de ácidos voláteis (acetato, propionato, butirato, entre outros) e não voláteis (benzoato, lactato, humato, entre outros).

A alcalinidade total de uma amostra de reator anaeróbio é composta por dois tipos diferentes de bases:

- Alcalinidade parcial ($5,75 < \text{pH inicial} < 8,00$) – ânions de ácidos fracos (bicarbonato, borato, silicato e fosfato) denominada de alcalinidade real para reatores anaeróbios.
- Alcalinidade intermediária ($4,30 < \text{pH} < 5,75$) – ânions de ácidos orgânicos (ácido húmico, acético, propiônico, etc.), denominada de alcalinidade falsa para reatores anaeróbios.

O método comumente empregado na determinação da alcalinidade é o volumétrico, com detecção potenciométrica, até atingir um pH pré-fixado ou condutimétrica, quando o ponto final é determinado matematicamente, após adição de excesso de titulante.

A determinação da alcalinidade total, por potenciometria ou por condutimetria, é feita por titulação com solução padronizada de H_2SO_4 .

3.1- Método Volumétrico com detecção potenciométrica

Determinação de alcalinidades total e parcial

Material :

| | |
|-------------------------------|-----------------------|
| Becker de 100 mL | Agitador magnético |
| Pipetas volumétricas de 50 mL | Papel absorvente |
| Bureta automática | pHmetro pré-calibrado |
| Pisseta com água destilada | Eletrodo de vidro |

Reagente:

Solução padronizada de ácido sulfúrico, H_2SO_4 (aproximadamente 0,05M ou 0,10N).

Procedimento Experimental

- Centrifugar (2500 rpm por 10 minutos) ou filtrar a amostra para remoção de sólidos suspensos.
- Transferir 50,0 mL de amostra a ser analisada para o Becker de 100 mL.
- Colocar barra magnética para agitação.
- Retirar o eletrodo da solução de KCl, lavá-lo com água destilada e secá-lo em papel absorvente.
- Introduzir o eletrodo no Becker contendo a amostra, com a extremidade acima da barra magnética.
- Ligar o agitador magnético.
- Medir o pH da amostra. Se o pH for superior a 5,75, adicionar solução padronizada de ácido sulfúrico até pH 5,75. Anotar o volume gasto (V_1).

- Continuar a adição até pH final de 4,3. *Anotar o volume gasto (V_2).*
- Para pH inferior a 5,75 proceda da mesma maneira acima, até pH final de 4,3. *Anotar o volume gasto (V_2).*
- Abaixar o pH até valor menor que 3,0. *Desprezar o volume gasto.* (O abaixamento do pH até 3,0 destruirá os íons bicarbonato). Reservar essa solução para determinação de ácidos voláteis.
- Retirar o eletrodo da amostra analisada, lavá-lo com bastante água destilada e colocá-lo no Becker contendo solução de KCl.

Cálculos:

Carbonato de Cálcio (CaCO_3) foi um padrão muito utilizado para determinar a concentração de soluções ácidas. Por esse motivo, em algumas situações, a alcalinidade é expressa como carbonato de cálcio, cuja massa fórmula é de 100,0 g.

$$\text{mg/L de alcalinidade parcial, como } \text{CaCO}_3 = \frac{V_1 * M * 100.000}{V_a}$$

sendo: V_1 = volume, em mL, de ácido gasto na titulação até pH 5,75

V_a = volume da amostra, mL; M = molaridade do ácido empregado

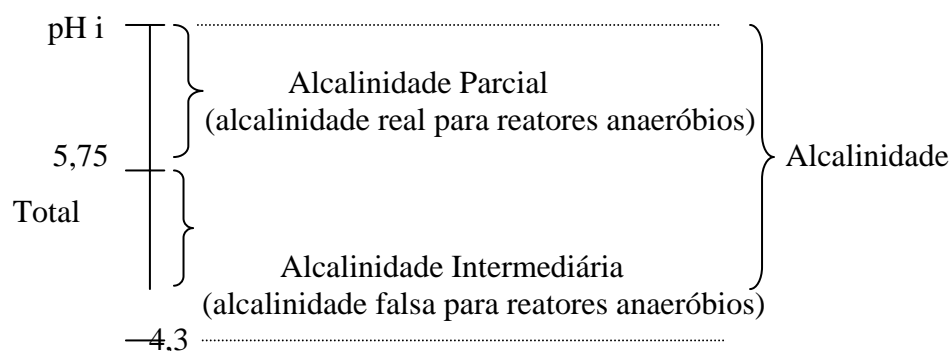
$$\text{mg/L de alcalinidade total, como } \text{CaCO}_3 = \frac{V_2 * M * 100.000}{V_a}$$

sendo: V_2 = volume, em mL, de ácido gasto na titulação até pH 4,3.

M = molaridade do ácido empregado; V_a = volume da amostra, mL

PARA CORRIGIR:

- Fator de conversão de alcalinidade a ácidos voláteis = 0,833
- $AB = AT - 0,833 \times 0,85 \text{ AV}$
- $AB = AT - 0,71 \text{ AV}$
- Equilíbrio do Sistema: $AI / AT \cong 0,3$
- Fator de Conversão = 0,85 significa que somente 85% da alcalinidade a ácidos voláteis é medida pela titulação até pH 4,3.



4 - DETERMINAÇÃO DE ÁCIDOS VOLÁTEIS - MÉTODO VOLUMÉTRICO

O acúmulo de ácidos orgânicos voláteis indica desbalanceamento entre velocidades de consumo de matéria orgânica dos diferentes tipos de bactérias responsáveis pelo desempenho adequado do sistema de tratamento anaeróbio. Os sais de ácidos voláteis gerados durante a degradação anaeróbia são responsáveis por uma falsa alcalinidade.

Quando a concentração de ácidos voláteis ultrapassa cerca de 500 mg/L, ou melhor, quando não existe mais efeito tampão devido à ausência de alcalinidade a bicarbonato, há probabilidade de ocorrência de problemas graves com o sistema de tratamento, devido à diminuição do pH. A determinação de ácidos voláteis pode ser realizada por cromatografia gasosa ou por meio de métodos volumétricos, utilizando pHmetro ou condutivímetro.

1- Método Volumétrico utilizando pHmetro (potenciometria)

1.1. Material

| | |
|-----------------------------|------------------------------|
| Becker de 100 mL | 1 bureta de 10 mL |
| Eletrodo de vidro | Chapa aquecedora ajustável |
| Medidor de pH pré-calibrado | Centrífuga ou bomba de vácuo |
| 2 buretas de 50 mL | Agitador magnético |

Reagentes

Solução padronizada de H_2SO_4 ~ 0,05M (ou 0,10N).

Solução padronizada de NaOH ~ 0,010 M (ou 0,010N).

1.2. Procedimento Experimental

- Utilizar a solução usada na determinação da alcalinidade e iniciar o aquecimento

- Centrifugar (2500 rpm por 10 minutos) ou filtrar a amostra para remoção dos sólidos em suspensão.
- Transferir 50,0 mL de amostra para o Becker e medir o pH.
- Abaixar o pH até menor que 3,0 com solução padronizada de H₂SO₄ ~ 0,02M (~0,04N). *Desprezar o volume gasto.* (A redução do pH até 3,0 destruirá os íons bicarbonato)
- Adicionar pérolas de vidro à amostra.
- Aquecer em chapa elétrica, durante 3 minutos após fervura (remoção de ácido carbônico).

A fervura da amostra remove o gás carbônico remanescente na solução.



- Resfriar, corrigir o pH até 4,0, com solução de NaOH ~ 0,010M (~ 0,010N).
- Adicionar solução de NaOH ~ 0,010M (~ 0,01 N) de pH 4,0 até pH 7,0. *Anotar o volume gasto.*

Em efluentes de reatores anaeróbios, a adição de NaOH entre pH de 4,0 até 7,0 permite a reação, principalmente, com os ácidos orgânicos e outros ácidos fracos presentes, estes geralmente presentes em menores concentrações.

1.3. Cálculo da concentração de ácidos voláteis, como ácido acético

$$\text{mg/L HAc} = \frac{V * N * 60.000}{V_a}$$

sendo: V = volume gasto de NaOH de pH 4,0 até 7,0

N = normalidade do NaOH

V_a = volume da amostra (50 mL)

OBS.: O método volumétrico, embora não seja adequado a trabalhos que exijam elevada precisão, pode ser utilizado para monitoramento de sistemas de digestão anaeróbia pela sua facilidade de execução.

APÊNDICE D – ILUSTRAÇÕES COMPLEMENTARES



Figura D. 1 – Leitura de pressão interna do reator



Figura D.2 – Leitura da produção gasosa com o Mariotte



Figura D.3 – Meio de Reação ao final de ensaio



Figura D.4 – Coleta do percolato do Meio de Reação