



**UNIVERSIDADE FEDERAL DA FRONTEIRA SUL
CAMPUS CERRO LARGO
ENGENHARIA AMBIENTAL**

DÉBORA REGINA STROSSI PEDROLO

**MODELAGEM, VALIDAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DE UMA UNIDADE DE
BANCADA PARA FILTRAÇÃO GRANULAR DE EFLUENTES DA
SUINOCULTURA**

**CERRO LARGO
2014**

DÉBORA REGINA STROSSI PEDROLO

**MODELAGEM, VALIDAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DE UMA UNIDADE DE
BANCADA PARA FILTRAÇÃO GRANULAR DE EFLUENTES DA
SUINOCULTURA**

Trabalho de conclusão de curso apresentado
como requisito parcial para obtenção do título
de Engenheiro Ambiental da Universidade
Federal da Fronteira Sul.

Orientador: Prof. Dr. Bruno München Wenzel

CERRO LARGO - RS

2014

DÉBORA REGINA STROSSI PEDROLO

**MODELAGEM, VALIDAÇÃO E DIMENSIONAMENTO DE UMA UNIDADE DE
BANCADA PARAFILTRAÇÃO GRANULAR DE EFLUENTES DA
SUINOCULTURA**

A Comissão Examinadora, abaixo assinada, aprova o Trabalho de Conclusão de Curso elaborado por Débora Regina Strossi Pedrolo, como requisito parcial para obtenção do título de Engenheira Ambiental da Universidade Federal da Fronteira Sul.

Orientador: Prof. Dr. Bruno München Wenzel

Aprovado em 04 de dezembro de 2014.

BANCA EXAMINADORA

Prof. Dr. Bruno München Wenzel - UFFS

Profa. Dra. Adriana Dervanoski da Luz – UFFS

Prof. Dr. Marcio Antônio Vendruscolo – UFFS

À minha mãe, Marli, pelo carinho e apoio durante esta etapa, sempre me dando força e dizendo as palavras certas para me acalmar e seguir em frente.

AGRADECIMENTOS

Agradeço ao professor Bruno München Wenzel, que sempre terei como exemplo, pelo apoio, ensinamentos, orientação, e principalmente pela paciência, que possibilitaram a elaboração deste trabalho de conclusão de curso.

Ao professor coordenador do curso, Fernando Henrique Borba, pela compreensão, disponibilidade e amizade durante este período.

A todos os professores que contribuíram para minha formação, tanto pessoal como acadêmica, durante esses cinco anos de aprendizado.

A minha família, por acreditarem em mim, pelo incentivo e apoio em todos os momentos.

Mãe, obrigada por tudo, você é quem me faz acreditar em um mundo melhor e me faz continuar sempre.

Aos colegas e amigos que fiz nesta caminhada, com certeza sem vocês não teria sido tão gratificante. É onde encontramos apoio nos momentos de dificuldades na graduação, e com quem dividimos alegrias nas conquistas.

A todos aqueles que torceram e torcem por mim.

RESUMO

Neste trabalho foi proposta uma nova tecnologia para filtração de dejetos suínos que visa o reciclo da biomassa em reatores de biodigestão, possibilitando assim uma maior produção de biogás. A geração de biogás pela digestão anaeróbia de dejetos suínos é capaz de contribuir para a obtenção de energia renovável e sustentabilidade do processo produtivo. Uma maior produtividade de biogás está atrelada ao aumento da velocidade de conversão microbológica da matéria orgânica no biodigestor, que pode ser realizada, entre outros, através, do reciclo do lodo (com elevada concentração de bactérias atuantes no processo de biodigestão anaeróbia). Neste contexto, foi validado o modelo proposto por Wenzel (2013) para avaliar o processo de filtração de dejetos suínos utilizando como meio granular rochas basálticas. Foi feita a classificação do material granular onde foram obtidos 11 diferentes granulometrias e porosidades e a densidade média das partículas. Calculou-se então as velocidades mínimas de fluidização para as diferentes porosidades. Foi possível o cálculo do coeficiente de filtro inicial por correlação proposta por Tien (2013) e também a queda de pressão inicial com dados da literatura. Através do ajuste do modelo (Funções \bar{F} e \bar{G}) com dados da literatura foi possível a obtenção dos parâmetros aplicados nas condições deste trabalho, sendo os parâmetros da função \bar{F} , α_1 e α_2 , iguais a 6.29048×10^4 e 0.5624 respectivamente, e os parâmetros da função \bar{G} , β_1 e β_2 , 3.73604×10^4 e -0.2129 , respectivamente. Foi possível então a realização de simulações de eficiência e queda de pressão para as diferentes granulometrias. Após foram determinados o comprimento do leito de 3 metros, tempo de experimento de 3 horas e diâmetro ajustável da coluna filtrante em 60 cm. Granulometrias com eficiências muito baixas puderam ser descartadas.

Palavras-Chave: Filtração profunda. Coeficiente de filtro. Queda de pressão. Eficiência de coleta.

ABSTRACT

In this paper we proposed a new technology for the filtration of pig manure which aims to recycle the biomass digestion reactors, allowing a higher biogas production. The generation of biogas from the anaerobic digestion of pig manure can contribute to the achievement of renewable energy and sustainability of the production process. A higher biogas productivity increase is linked to the speed of microbiological conversion of organic matter in the digester, which can be performed among others, by means of recycle sludge (with high concentration of active bacteria in the anaerobic digestion process). In this context, the proposed was validated by Wenzel (2013) to evaluate the filtration process using manure as granular media basalt model. It was the classification of granular material 11 which was obtained particle sizes and porosities and the average density of the particles made. We calculated the minimum fluidization velocity for different porosities. Calculating the coefficient of correlation for initial filter proposed by Tien (2013) and also the initial pressure drop with literature data was possible. By adjusting the model functions (\bar{F} and \bar{G}) with literature data to obtain the parameters used in this work was possible conditions and parameters of \bar{F} , α_1 and α_2 , equal to 6.29048×10^4 and 0.5624 respectively function and the parameters of the \bar{G} , β_1 and β_2 , 3.73604×10^4 and -0.2129 , respectively function. It was then possible simulations efficiency and pressure drop for different particle sizes. It was determined after the length of the bed 3 meters, the experimental period of 3 hours and adjustable filter column diameter of 60 cm. Particle sizes with very low efficiencies could be discarded.

Keywords: Depth filtration. Filter coefficient. Pressure drop. Collection efficiency.

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	8
2 OBJETIVOS	12
3 REFERENCIAL TEÓRICO	13
4 DESCRIÇÃO MACROSCÓPICA DA FILTRAÇÃO GRANULAR EM LEITO FIXO..	16
4.1 DESCRIÇÃO MACROSCÓPICA E COEFICIENTE DE FILTRO.....	16
4.2 DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE FILTRO INICIAL.....	18
4.3 GRADIENTE DE PRESSÃO.....	21
5 METODOLOGIA.....	22
5.1 MATERIAL GRANULAR: CARACTERIZAÇÃO E CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO.....	23
5.2 VALIDAÇÃO DO MODELO COM DADOS DA LITERATURA	26
5.3 SIMULAÇÕES	27
5.4 DIMENSIONAMENTO DO MÓDULO EXPERIMENTAL.....	28
6 RESULTADOS E DISCUSSÕES	30
6.1 CARACTERIZAÇÃO DO BASALTO E CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO	30
6.1.1 Separação granulométrica e obtenção da porosidade	30
6.1.2 Cálculo da V_{mf} e faixa de velocidades a serem investigadas para cada faixa granulométrica	31
6.2 VALIDAÇÃO DO MODELO MACROSCÓPICO	33
6.2.1 Ajuste do modelo de coeficiente de filtro médio relativo.....	34
6.2.2 Queda de pressão relativa do filtro.....	35
6.3 SIMULAÇÕES E DIMENSIONAMENTO DO MÓDULO EXPERIMENTAL	38
7 CONCLUSÕES.....	45
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	46
ANEXO A – Separações granulométricas e obtenção da porosidade	48
ANEXO B – Resultados das simulações – eficiências e quedas de pressão	53

1 INTRODUÇÃO

O crescimento na demanda de energia tornou-se um fator crucial para a humanidade manter o atual crescimento econômico e alto padrão de vida. Por outro lado, estudos apontam para mudanças climáticas relacionadas à queima de combustíveis fósseis, do qual a matriz energética brasileira e mundial é altamente dependente, e a consequente emissão de gases de efeito estufa. A sensibilização para as questões energéticas e ambientais tem incentivado a busca por fontes alternativas de energia. Entre elas, o biogás tem ganhado força pelas seguintes razões: (i) combustível renovável; (ii) possui grande versatilidade, podendo ser utilizado para obtenção de calor, geração de energia elétrica, e também como combustível veicular; (iii) normalmente é obtido por meio da digestão anaeróbia de resíduos, diminuindo seu potencial poluidor e melhorando suas características para uso como fertilizante agrícola; (iv) quando produzido a partir resíduos das atividades rurais, pode proporcionar uma melhora no potencial econômico da atividade; (v) seu aproveitamento evita, muitas vezes, a emissão de metano para a atmosfera; (vi) de forma geral, seu uso contribui com a sustentabilidade do processo produtivo.

Um dos efluentes com maior potencial, tanto técnico como econômico, para a digestão anaeróbia e geração de biogás são os dejetos provenientes de criações de suínos. Os sistemas de biodigestão anaeróbia com aproveitamento energético para este tipo de rejeito tem se consolidado no Brasil com a adoção do seguinte processo: 1) pré-tratamento para a remoção de sólidos grosseiros, homogeneização e separação de sólidos sedimentáveis; 2) encaminhamento do efluente para o reator anaeróbio (modelo canadense modificado, de acordo com Cortez *et al.* (2008), normalmente) para conversão microbiológica da matéria orgânica em compostos mais simples; 3) o efluente é encaminhado para um reservatório para sua utilização como fertilizante orgânico; 4) o biogás é purificado (remoção de H₂S) para possibilitar sua utilização/conversão em algum vetor energético, como calor (a ser utilizado para secagem de grãos, aquecimento de água para diversas finalidades, aquecimento de ambientes) ou trabalho (a ser convertido, principalmente em energia elétrica por meio de motores de combustão interna). Este tipo de processo tem sido observado nos trabalhos desenvolvidos pela EMBRAPA (DIESEL *et al.*, 2002; OLIVEIRA e HIGARASHI, 2006), Itaipu Binacional S.A. (Condomínio de Agroenergia Ajuricaba, em Marechal Cândido Rondon – PR), BRF (antiga Sadia, que instalou diversos biodigestores para obtenção de créditos de carbono). Entretanto, não são observadas muitas iniciativas individuais dos produtores de suínos. Pode ser apontado como principal motivo o alto custo das instalações

para a recuperação energética. Desta forma, os produtores de suínos ainda preferem armazenar os dejetos – com o tempo de residência indicado pelos órgãos ambientais – para posterior aplicação como fertilizante agrícola.

Assim, tendo em vista a viabilização da utilização energética do biogás, o desenvolvimento de novas tecnologias é um fator crucial. Dentre os aspectos técnicos, podemos apontar os seguintes: (i) Valorização do biogás, ou seja, obtenção de vetores energéticos com maior valor agregado. Além da geração descentralizada de energia elétrica por meio de motores de combustão interna, temos como alternativa o enriquecimento do biogás (remoção de CO₂) para produção de combustível veicular. (ii) Aumento da produtividade de biogás.

Uma maior produtividade de biogás no biorreator está atrelada ao aumento da velocidade de conversão microbiológica da matéria orgânica. Tendo em vista que muitas vezes, devido a forma de manejo nas propriedades rurais, os efluentes apresentam-se altamente diluídos (AIRES *et al.*, 2014), podemos citar (entre outras) as seguintes formas para se aumentar a velocidade das reações: a adoção de um pré-tratamento capaz de solubilizar os sólidos presentes no efluente; e a recirculação do lodo (com elevada concentração de bactérias atuantes no processo de biodigestão anaeróbia) – similar aos processos de lodo ativado.

Neste contexto, foi elaborada uma nova tecnologia para a separação de biomassa celular (lodo) proveniente de reatores anaeróbios, de modo que o mesmo possa ser recirculado no biodigestor, aumentando a velocidade das reações microbiológicas, com consequente aumento da produção de biogás. Pode possibilitar, ainda, a diminuição do tamanho dos reatores destinados ao processo anaeróbio. A Figura 1 apresenta, de forma esquemática, o processo elaborado, incluindo uma etapa de solubilização.

O processo proposto (Figura 1) inclui uma etapa de homogeneização e solubilização do efluente e duas colunas: uma delas operando em leito fixo (filtração) e outra com leito fluidizado (regeneração). O efluente proveniente do tanque de homogeneização é encaminhado, por meio de uma bomba, para a coluna de regeneração, entrando pela base, de forma a operar em leito fluidizado. Esta coluna está previamente saturada de biomassa celular (do período de filtração granular) e, enquanto que as partículas do material granular são fluidizadas, a biomassa celular, com menor densidade e tamanho de partícula, são carregadas juntamente com o líquido bombeado, sendo descarregado no reator anaeróbio. Desta forma, o efluente que alimenta o reator anaeróbio apresenta uma maior concentração de lodo, proporcionando um aumento da velocidade das reações microbiológicas. Na saída do biorreator, o efluente é bombeado para a coluna de filtração, sendo inserido no topo, de forma

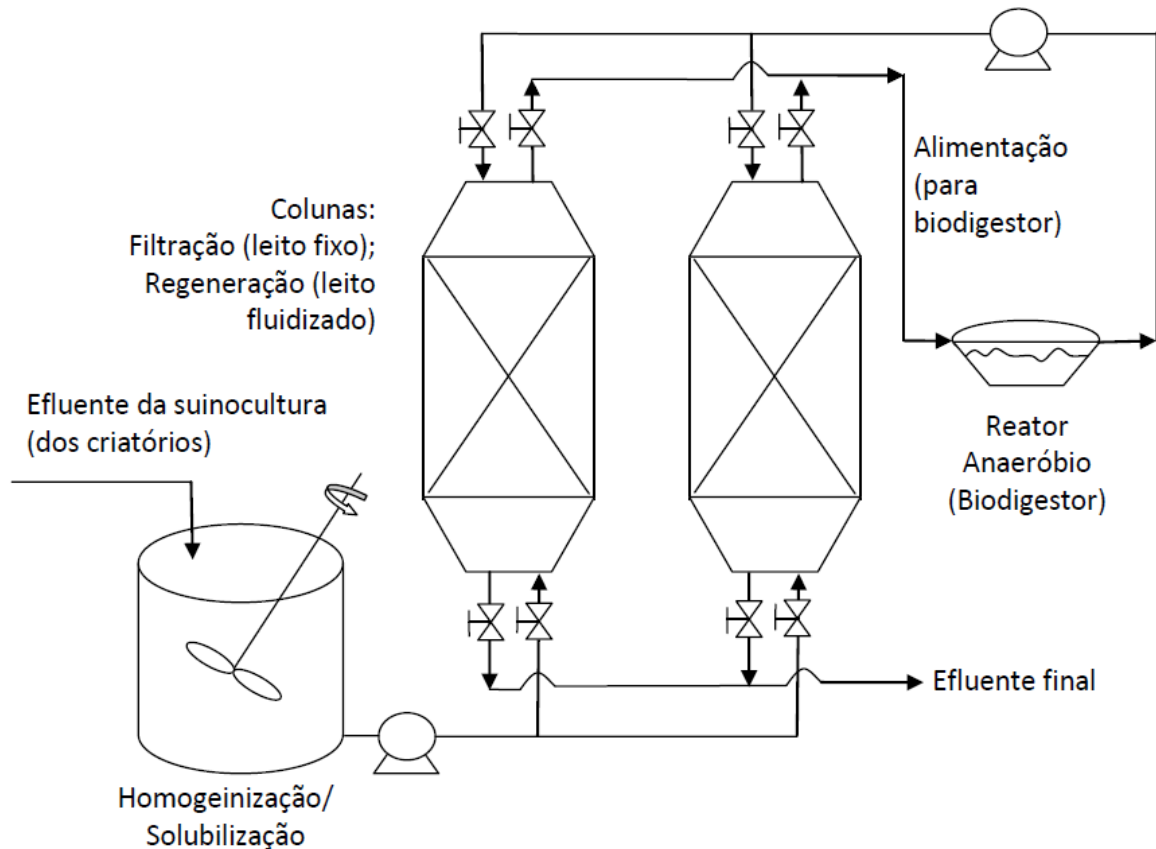


Figura 1.1. Sistema de pré-tratamento, separação e reciclo de biomassa.

a operar em leito fixo. Assim, a coluna de leito fixo atua como um filtro granular, removendo as partículas oriundas do biodigestor, que se presume possuir altas concentrações de bactérias anaeróbias. Após a saturação do leito granular que opera como filtro e a remoção do lodo da coluna de regeneração (leito fluidizado), trocam-se os modos de operação destas colunas, ou seja, a coluna de leito fluidizado passa a operar em leito fixo (filtração) e a que estava operando em leito fixo, no modo fluidizado (limpeza/regeneração). Certamente, após alguns ciclos, deve-se promover a retirada do lodo excedente, removendo o material granular saturado de lodo (encaminhado para secagem) e a reposição do material granular – limpo. Para aplicação desta tecnologia em biodigestores de dejetos de suínos é necessário que haja um sistema de agitação no biodigestor (por circulação, por exemplo) para que haja uma maior homogeneização do lodo, já que na maioria dos sistemas o mesmo permanece depositado no fundo.

Neste contexto, o projeto proposto visa verificar a viabilidade desta tecnologia, através da investigação da filtração granular para separação de lodo (biomassa celular) de efluentes da suinocultura, utilizando como meio granular pedras basálticas. Também, visa validar o modelo macroscópico para filtração granular em leito fixo proposto por Wenzel (2013), para

sua adoção no dimensionamento de filtros granulares para líquidos. As variáveis a serem investigadas são as seguintes: velocidade superficial do líquido, a concentração de sólidos (totais, voláteis e fixos) na entrada do filtro, tamanho das partículas do material granular, comprimento do leito e o tempo de operação. As variáveis de resposta a serem monitoradas dizem respeito às eficiências de remoção de sólidos (totais, suspensos e voláteis), bem como a queda de pressão observada no filtro.

O trabalho aqui apresentado corresponde à fase inicial de desenvolvimento do projeto. Consiste no dimensionamento de um equipamento em bancada destinado às pesquisas de filtração granular de efluentes de reatores anaeróbios visando o reciclo de biomassa celular. Tendo em vista que o processo proposto deve ser executado de forma contínua, a vazão volumétrica no leito de regeneração deve ser igual à vazão no leito que opera no modo de filtração. Ou seja, as velocidades superficiais em ambos os leitos devem ser iguais. Desta forma, deve-se adotar velocidades de filtração acima da velocidade mínima de fluidização do leito. Portanto, o material granular foi caracterizado para obtenção do tamanho das partículas e porosidade do leito, que permitem o cálculo da velocidade mínima de fluidização do leito.

Para possibilitar um dimensionamento adequado do leito, torna-se necessária a simulação do comportamento do mesmo sob as condições experimentais a serem investigadas – velocidades acima da mínima de fluidização para cada faixa de tamanho de partículas do meio granular. Entretanto não estão disponíveis na literatura dados para o meio granular (basalto) que se pretende futuramente investigar e nem para a suspensão em questão (efluente de reator anaeróbio de dejetos de suínos). Desta forma, tornou-se necessário estimar o comportamento do processo. Esta estimativa foi realizada com base no estabelecimento de um modelo e sua validação com dados da literatura. Apesar de os dados utilizados na validação do modelo não serem relativos à filtração de efluente da suinocultura e utilização de pedras basálticas como meio granular, este conhecimento nos dá uma estimativa do comportamento do leito de filtração.

A partir dos dados da caracterização do material granular, estimativas acerca das características da suspensão a ser filtrada, modelo aproximado para o processo, foram realizadas simulações do comportamento do leito sob diversas condições. Estas simulações serviram de base para o dimensionamento do equipamento.

2 OBJETIVOS

O objetivo geral do presente trabalho consiste no dimensionamento de um filtro granular de bancada para o estudo da filtração granular e efluentes da suinocultura e sua fluidização, visando a regeneração do mesmo. Como objetivos específicos, podemos citar:

- i. Caracterização do material granular a ser utilizado nos experimentos de filtração granular e cálculo da velocidade mínima de fluidização;
- ii. Proposição e validação com dados da literatura de um modelo para a descrição macroscópica do processo de filtração granular;
- iii. Simulação do comportamento aproximado do processo de filtração de efluentes da suinocultura com utilização de rochas basálticas como meio filtrante, sob diversas condições a serem investigadas;
- iv. Dimensionamento do módulo experimental, com base nos resultados obtidos nas simulações, com estimativa da eficiência de filtração e queda de pressão no leito.

3 REFERENCIAL TEÓRICO

Filtração em leito granular (ou em leito profundo) é o processo em que a remoção de partículas de uma suspensão é realizada pela passagem de líquido ou gás através de um meio granular ou fibroso, onde ocorre a deposição de partículas nas superfícies do material filtrante ao longo de todo o meio de filtração (TIEN, 2012). A filtração granular pode ser definida então, como uma operação de transferência de massa, onde partículas são removidas de um fluido pela passagem do mesmo através de um leito composto de material filtrante. É um processo de tratamento convencional utilizado em diferentes processos, como a filtração de água que remove contaminantes para obtenção de água potável para abastecimento público (FARIZOGLU *et al.*, 2003). Existe também a filtração de gases, que é utilizada para remoção de partículas de pequenas dimensões (WENZEL, 2013).

Sua utilização tem sido investigada em leito fixo, leito móvel intermitente, leito móvel contínuo e com fluidização do leito (SAXENA *et al.*, 1985). As principais características da aplicação de filtros granulares para remoção de particulados são: (i) a possibilidade de remoção de partículas de pequeno tamanho (menores que 10 μm); (ii) baixa perda de carga; (iii) possibilidade de utilizar material granular capaz de adsorver contaminantes específicos; (iv) elevadas eficiências de remoção. Na filtração granular, diferentes mecanismos são responsáveis pela remoção das partículas, os quais dependem das condições operacionais e características da suspensão e do meio granular utilizados. Dentre os mecanismos identificados podemos citar: impacto inercial, forças eletrostáticas, difusão browniana (partículas de pequeno tamanho) e forças de interação entre as partículas e os grânulos.

Farizoglu *et al.* (2003) estudou a eficiência da filtração utilizando como meio filtrante pedra pome e comparou os resultados com areia, em condições de filtração rápida. A remoção de turbidez e a perda de carga foram investigadas em função da profundidade do leito e tamanho da partícula filtrante. Encontraram resultados satisfatórios para a filtração de água para abastecimento humano com pedra pome. Sob as mesmas condições experimentais, as taxas de remoção de turbidez para areia foi de 85-90% e pedra pome foi de 98-99%. A perda de carga para areia foi de 460 mm e para pedra pome 215 mm. Provou-se então o elevado potencial da utilização da pedra pome como meio filtrante. Além disso, em comparação com a areia, a pedra pome tem uma alta porosidade, o que possibilita um maior tempo de filtração e intervalos maiores de retrolavagem do filtro.

Gao *et al.* (2012) investigou a performance de um filtro de bolas de fibra no tratamento de águas de superfície com alta turbidez. Diferentes parâmetros operacionais

foram estudados, como tipo de coagulante, dose de coagulante e velocidade de filtração, carbono orgânico dissolvido (COD) e perda de carga, assim como as características de remoção de partículas. O filtro de bolas de fibra demonstrou alto potencial de remoção de turbidez. Com a adição do polímero cloreto de alumínio férrico (PAFC) aumentou a remoção de turbidez e COD do efluente, porém a perda de carga também aumentou. A turbidez do efluente foi menor que 0,5 NTU e a eficiência de remoção de COD aproximadamente 16%, quando o PAFC foi dosado a 12 mg L⁻¹. A turbidez e o COD aumentaram significativamente com o aumento da velocidade de filtração (30-50 m h⁻¹). No entanto, a perda de carga também aumentou. As características de remoção de partícula indicaram que as partículas maiores foram principalmente removidas nos primeiros 30 cm de filtração. Partículas acima de 2 µm foram facilmente removidas, o que implica em sua potencial aplicação para a remoção de protozoários como *Cryptosporidium* (3-15 µm) possibilitando a sua aplicação no tratamento de água para obtenção de água potável.

Mackie *et al.* (1992) analisaram a importância da distribuição de tamanho de partículas em suspensão no fundo do leito de filtração. Foram realizadas experiências com suspensões de diferentes distribuições de tamanho. As alterações na concentração total, concentrações de partículas de tamanhos diferentes e as perdas de carga foram observadas. A suspensão com o maior tamanho médio de partícula possibilitou a maior remoção. Também foi observado que a distribuição do tamanho ao longo da profundidade mostrou-se crucial para a compreensão do comportamento do filtro. Concluiu que o desempenho do filtro é dependente da distribuição granulométrica das partículas, não sendo suficiente a utilização das características médias da suspensão afluente. Algumas evidências foram encontradas para a interação entre as partículas de tamanhos diferentes, e a distribuição de tamanho de partícula também afeta a distribuição de depósito ao longo do leito.

Ao longo do tempo foram desenvolvidos vários tipos de filtros para aumentar a eficiência de filtração, com diferentes materiais filtrantes a diferentes velocidades de filtração (FARIZOGLU *et al.*, 2003). A filtração profunda em leito fixo é uma das mais utilizadas quando se trata de remoção de impurezas (GAO *et al.*, 2012). Não há, atualmente, um segmento de processos e indústrias químicas que não utilizem filtração granular, visto o significativo número de patentes concedidas nos últimos anos, tanto para líquidos, quanto para gases (TIEN E RAMARAO, 2007).

Existem dois tipos de filtração, lenta e rápida, com diferentes meios granulares, como areia, antracito, etc., que são materiais eficientes na remoção de diferentes tipos de partículas contaminantes, seja de líquidos ou de gases. A velocidade de filtração no processo lento é da

faixa de $0.1-0.3 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$, já a filtração rápida pode estar entre $4-20 \text{ m}^3 \text{ m}^{-2} \text{ h}^{-1}$. O maior limitante do uso da filtração está na capacidade de retenção das partículas dentro dos espaços porosos do meio filtrante (GAO *et al.*, 2012).

O acúmulo de partículas dentro do meio causa uma contínua mudança estrutural no meio filtrante, que, por sua vez, afeta a velocidade de filtração bem como a resistência ao fluxo do meio. Uma vez que a deposição não é uniforme, a permeabilidade durante a filtração não é constante, mas varia ao longo da direção z (i.e., a direção do fluxo da suspensão) (TIEN, 2012).

Recentemente foi proposto um modelo macroscópico para descrição da dinâmica de filtração em leito fixo (WENZEL, 2013, e WENZEL *et al.*, 2014). O modelo considera haver deposição homogênea de partículas ao longo do leito. Ou seja, para determinado filtro e suspensão, o coeficiente relativo do filtro depende apenas do depósito específico médio de partículas. Da mesma forma, a queda de pressão relativa para determinado filtro e suspensão também é dependente exclusivamente do depósito específico médio de partículas. Diversos modelos para a queda de pressão relativa e para o coeficiente de filtro relativo podem ser empregados, conforme Tien e Ramarao (2007) e Ives (1969). No estudo desenvolvido por Wenzel (2013), a mesma forma funcional destes modelos foi aplicada para o coeficiente de filtro médio relativo e para a queda de pressão média relativa, na filtração de material particulado de uma corrente gasosa. A partir destes modelos e das condições do processo – propriedades e tamanho do particulado a ser filtrado e do material granular, velocidade superficial, concentração de partículas, propriedades do fluido – pode-se estimar a queda de pressão inicial através do leito, bem como a eficiência inicial de coleta das partículas. A partir destes resultados e, conhecendo-se os modelos específicos para a queda de pressão média relativa e para o coeficiente de filtro médio relativo, pode-se solucionar, através de uma equação diferencial, a dinâmica da eficiência de remoção de partículas ao longo do tempo de filtração em leito fixo, bem como a dinâmica da queda de pressão observada no leito. Estes dados e resultados são de fundamental importância para se estabelecer um dimensionamento adequado da etapa de filtração granular.

4 DESCRIÇÃO MACROSCÓPICA DA FILTRAÇÃO GRANULAR EM LEITO FIXO

4.1 DESCRIÇÃO MACROSCÓPICA E COEFICIENTE DE FILTRO

As equações usadas para descrever a dinâmica da filtração em leito fixo granular neste trabalho consistem em uma relação baseada no princípio da conservação de massa e assume a expressão de taxa de filtração e os mecanismos de fluxo do fluido através dos meios porosos (TIEN, 2012). A Equação (4.1) é obtida pela aplicação do princípio de conservação material em um elemento diferencial com área transversal constante e distribuição de velocidades homogênea. Onde: u_s é a velocidade superficial do fluido, C é a concentração mássica de partículas no fluido, z é a direção axial, σ_m é o depósito de específico mássico e t é o tempo (WENZEL, 2013).

$$u_s \frac{\partial C}{\partial z} + \frac{\partial \sigma_m}{\partial t} = 0 \quad \text{Equação (4.1)}$$

O depósito específico mássico, σ_m , é a quantidade em massa de partículas por unidade de volume do meio, parâmetro este que foi modificado em relação ao apresentado por Tien (2012).

Os dados experimentais para filtros de areia mostram que a variação da concentração de partículas ao longo da profundidade de um filtro podem frequentemente ser escrito pela lei logarítmica a seguir, ou seja, taxa de filtração de primeira ordem, como pode ser verificado na Equação (4.2). Nesta equação, o parâmetro λ é conhecido como coeficiente de filtro (TIEN, 2012).

$$\frac{\partial C}{\partial z} = -\lambda C \quad \text{Equação (4.2)}$$

Porém λ não permanece constante durante todo o percurso de filtração, mas varia de acordo com o depósito específico e conseqüentemente com o tempo (TIEN, 2012). No entanto, segundo Wenzel (2013), se assumirmos deposição de partículas uniforme e combinando as equações anteriores, obtêm-se:

$$\frac{\partial \bar{\sigma}_m}{\partial t} = u_s C_{ml} \bar{\lambda} \quad \text{Equação (4.3)}$$

Onde σ_m foi substituído por um depósito específico mássico médio, $\bar{\sigma}_m$, entre a entrada e a saída do leito. Desta forma, o coeficiente de filtro é expresso como um coeficiente de filtro médio, $\bar{\lambda}$, bem como a concentração está expressa como uma concentração média logarítmica, C_{ml} (WENZEL, 2013).

O coeficiente de filtro médio $\bar{\lambda}$ pode ser formulado como uma função \bar{F} , adimensional, definida como a razão entre o coeficiente médio e inicial do filtro (Equação 4.4). λ_0 é o coeficiente de filtro inicial ou de filtro limpo (TIEN e RAMARAO, 2013). A razão do coeficiente de filtro médio relativo \bar{F} (ou coeficiente de filtro relativo) varia com o tempo e sugere, de acordo com Tien e Ramarao (2007), uma função do depósito específico, $f(\underline{\alpha}, \bar{\sigma}_m)$, onde $\underline{\alpha}$ é o vetor dos parâmetros do modelo (WENZEL, 2013).

$$\bar{F} = \frac{\bar{\lambda}}{\lambda_0} = \frac{\ln\left(\frac{1}{1-E}\right)}{\ln\left(\frac{1}{1-E_0}\right)} = f(\underline{\alpha}, \bar{\sigma}_m) \quad \text{Equação (4.4)}$$

Nas condições iniciais do filtro, a integração da Equação (4.2), entre a entrada e a saída do filtro, em que o coeficiente de filtro inicial é constante ao longo da coordenada axial, resulta na Equação (4.5), onde L é a profundidade total do filtro.

$$\lambda_0 = \frac{1}{L} \ln\left(\frac{1}{1-E_0}\right) \quad \text{Equação (4.5)}$$

O símbolo E nas Equações (4.4) e (4.5) refere-se à eficiência total de coleta. O índice “0” indica as condições iniciais. A eficiência total de coleta, E , está definida na Equação (4.6), onde C_{eff} é a concentração em massa das partículas presentes no efluente do filtro, e C_{in} é a concentração de partículas no afluente:

$$E = 1 - \frac{C_{eff}}{C_{in}} \quad \text{Equação (4.6)}$$

A Equação (4.7) apresenta a definição da média logarítmica de concentração, C_{ml} , que também apresenta uma expressão equivalente do lado direito, que pode ser obtida por meio do rearranjo das equações anteriores.

$$C_{ml} = \frac{C_{in} - C_{eff}}{\ln(C_{in}/C_{eff})} = \frac{C_{in}}{\lambda_0 \bar{F}L} [1 - e^{-\lambda_0 \bar{F}L}] \quad \text{Equação (4.7)}$$

A combinação das Equações (4.3) e (4.7) resulta na Equação (4.8). Se a forma específica da função \bar{F} é conhecida e também uma condição inicial adequada (comumente $\bar{\sigma}_m = 0$), esta equação diferencial pode ser resolvida para determinar a deposição média de partículas ao longo do tempo (WENZEL, 2013).

$$\frac{\partial \bar{\sigma}_m}{\partial t} = \frac{u_s C_{in}}{L} [1 - e^{-\lambda_0 \bar{F}L}] \quad \text{Equação (4.8)}$$

A partir dos modelos e descrição proposta, uma relação útil é apresentada na Equação (4.9), a qual permite obter a variação da eficiência do filtro ao longo do tempo. O uso da Equação (4.9), entretanto, depende da solução da equação diferencial (4.8).

$$E = 1 - e^{-\lambda_0 \bar{F}L} \quad \text{Equação (4.9)}$$

4.2 DETERMINAÇÃO DO COEFICIENTE DE FILTRO INICIAL

A determinação experimental do coeficiente de filtro é inevitavelmente necessária para fornecer informações suficientemente precisas para validação de análises e cálculos. O coeficiente de filtro inicial, λ_0 , fornece um ponto de referência para avaliar o desempenho da filtração (TIEN, 2012).

Considerando-se o fluxo de uma suspensão passando pelas interfaces das partículas coletoras, uma partícula suspensa pode ser removida da suspensão e depositada nas interfaces se a partícula, em seu movimento, entrar em contato com a superfície e as interações partícula-superfície coletora forem favoráveis para a adesão das partículas. Assim, pela trajetória das partículas, a eficiência de coleta de um determinado coletor pode ser prevista. Uma vez que as eficiências de coleta dos coletores são conhecidas, o coeficiente de filtro pode então ser determinado. Esta abordagem, em princípio, pode ser aplicada a coletores livres de partículas depositadas.

A princípio, conforme descrito acima é conceitualmente simples, embora a sua implementação pode ser computacionalmente exigente ou mesmo impraticável. Através de estudos realizados durante as últimas décadas, um certo grau de sucesso foi alcançado, principalmente na estimativa de λ_0 , o coeficiente de filtro inicial, ou limpo. A resolução

computacional pode ser significativamente simplificada se modelos específicos forem utilizados para a caracterização dos meios filtrantes (TIEN, 2012).

Como comentado anteriormente, λ , em geral, é uma função da deposição de partículas ao longo do processo de filtração e o efeito de deposição pode ser expresso pela razão de λ pelo seu valor inicial, λ_0 – Equação (4.10).

$$\frac{\bar{\lambda}}{\lambda_0} = \bar{F}(\underline{\alpha}, \bar{\sigma}_m) \quad \text{Equação (4.10)}$$

Para obtenção do coeficiente de filtro inicial pode ser utilizada, considerando condições favoráveis de interação, a correlação de Rajagopalan e Tien (1976) *apud* Tien (2012), para $N_R \leq 0.18$ - Equação (4.11):

$$(\lambda_0)_{fav} = A_s \left(\frac{1-\varepsilon_0}{dg} \right) [1.5N_{LO}^{1/8} N_R^{15/8} + 5.06 * 10^{-3} N_G^{1.2} N_R^{-0.4} + 6(A_s N_{Pe})^{-2/3}] \quad \text{Equação (4.11)}$$

Onde ε_0 é a porosidade inicial do leito; dg é o diâmetro médio de Sauter do material granular; $A_s = \frac{2(1-p^5)}{w}$; $w = 2 - 3p + 3p^5 - 2p^6$; $p = (1 - \varepsilon_0)^{1/3}$; $N_{LO} = \frac{H}{9\pi\mu\left(\frac{d_p}{2}\right)^2 u_s}$ – parâmetro das forças de London; H = constante de Hamaker; d_p = diâmetro médio de Sauter das partículas; $N_R = \frac{d_p}{d_g}$ – número de interceptação; $N_G = \frac{d_p^2 g(\rho_p - \rho)}{18\mu u_s}$ – número gravitacional; $N_{Pe} = \frac{u_s d_g}{(D_{BM})}$ - número de Peclet; $D_{BM} = \frac{c_s k T}{3\pi\mu d_p}$ – difusividade Browniana; c_s = fator de correção de Cunningham; k = constante de Boltzmann; T = temperatura.

Esta correlação foi desenvolvida com base em resultados de cálculos de trajetória usando o modelo de Happel (1958) *apud* Tien (2012) para representação do meio e com interações de superfície favoráveis, isto é, nenhuma força repulsiva entre as partículas e coletores e complementada com contribuições da difusão. Para estudos de filtração em meio granular, o modelo de Happel é frequentemente aplicado. Conforme este modelo, um meio granular é representado como um conjunto de células idênticas que consistem de uma esfera sólida de raio a_c , rodeado por um invólucro de fluido b , onde $a_c = \frac{d_g}{2}$ e $\frac{a_c}{b} = p = (1 - \varepsilon_0)^{1/3}$. Assume-se que a deposição é devido aos efeitos combinados de interceptação, gravitação e difusão Browniana (TIEN, 2012).

Intuitivamente, pode-se esperar que a presença de interações desfavoráveis entre as superfícies de partícula e coletor atuem como uma barreira ao transporte de partículas, causando uma redução do coeficiente de filtro. Para superar estas dificuldades, tentativas de desenvolver correlações com base em dados experimentais têm sido realizadas (TIEN, 2012). Para quantificar com precisão o efeito das interações desfavoráveis de superfície sobre o coeficiente de filtro, pode-se introduzir uma relação de coeficiente de filtro, α , definida por Tien (2012) como:

$$\alpha = \frac{\lambda_0}{(\lambda_0)_{fav}} \quad \text{Equação (4.12)}$$

Em que λ_0 é o coeficiente de filtro que corresponde a um conjunto de condições com a presença de interações de superfície desfavoráveis. $(\lambda_0)_{fav}$ é o valor do coeficiente de filtro que corresponde as mesmas condições, exceto a presença de interações superficiais desfavoráveis. Ao identificar os parâmetros adimensionais relevantes, que possam afetar α , e com dados suficientes, uma correlação de α pode ser estabelecida e usada para prever o coeficiente de filtro na presença de interações de superfície desfavoráveis. Para obter os dados necessários para estabelecer tal correlação, é preciso primeiro obter o valor de $(\lambda_0)_{fav}$. Através da realização de um grande número de experiências, os valores de α correspondentes a diferentes valores selecionados de parâmetros adimensionais foram obtidos e uma correlação de α estabelecida (TIEN, 2012).

Com base em dados próprios e nos de Vaidyanathan e Tien (1989) e Elimelech (1992), Bai e Tien (1999), *apud* Tien (2012), obtiveram a seguinte correlação:

$$\alpha = 2.0354 \times 10^{-3} N_{LO}^{0.7031} N_{E1}^{-0.3132} N_{E2}^{3.5111} N_{DL}^{1.6641} \quad \text{Equação (4.13)}$$

Os parâmetros adimensionais são definidos como:

$$N_{E1} = \hat{\varepsilon}_0 \varepsilon_r (\zeta_c^2 + \zeta_p^2) / (12\pi\mu u_s) \quad \text{Equação (4.14)}$$

$$N_{E2} = 2\zeta_p \zeta_c / (\zeta_p^2 + \zeta_c^2) \quad \text{Equação (4.15)}$$

$$N_{DL} = \kappa a_p; a_p = d_p/2 \quad \text{Equação (4.16)}$$

Onde: $\hat{\varepsilon}_0$ = permissividade do líquido no vácuo; ε_r = relação de permissividade (constante dielétrica); ζ_c = potencial de superfície dos coletores; ζ_p = potencial de superfície das partículas; $\kappa = \left(\frac{e^2}{\varepsilon_r \hat{\varepsilon}_0 k T} 1000 N_A 2 M \right)^{1/2}$; e = carga de elétron; N_A = número de Avogadro; M = concentração iônica.

Aplicando assim a correlação de α é possível obter o coeficiente de filtro inicial, λ_0 , pela relação proposta na Equação (4.12).

4.3 GRADIENTE DE PRESSÃO

Com o acúmulo de partículas que ficam depositadas no meio filtrante ocorre uma diminuição da permeabilidade. Devido a isto, mantendo a velocidade de filtração constante, ocorre uma queda de pressão com o tempo (TIEN, 2012). A queda de pressão pode ser formulada por meio da queda de pressão relativa (razão entre a queda de pressão atual e inicial em um leito com profundidade L), com o símbolo \bar{G} , representada pela Equação (4.17). É uma função do depósito específico mássico médio, $\bar{\sigma}_m$, e de parâmetro do modelo (vetor $\underline{\beta}$). A forma específica da variação da queda de pressão relativa depende do filtro (e material granular utilizado) e das características da suspensão a ser filtrada (WENZEL, 2013).

$$\bar{G} = \frac{(\Delta P/L)}{(\Delta P/L)_0} = f(\underline{\beta}, \bar{\sigma}_m) \quad \text{Equação (4.17)}$$

$(\Delta P/L)$ é a queda de pressão por unidade de comprimento e $(\Delta P/L)_0$ é a queda de pressão por unidade de comprimento inicial, ou seja, de leito limpo.

A queda de pressão inicial pode ser estimada pela Equação de Ergun generalizada – Equação (4.18) – proposta por McDonald *et al.* (1979) *apud* Wenzel (2013).

$$\left(\frac{\Delta P}{L} \right)_0 = A \frac{(1-\varepsilon_0)^2 \mu}{\varepsilon_0^3 d_g^2} u_s + B \frac{\rho(1-\varepsilon_0)}{\varepsilon_0^3 d_g} u_s^2 \quad \text{Equação (4.18)}$$

Onde: A e B são parâmetros do modelo, que dependem das características do meio poroso e do fluido que escoar; ε_0 é a porosidade inicial do leito; μ é a viscosidade do fluido; d_g é o diâmetro médio do material filtrante; u_s é a velocidade superficial e ρ é a densidade do fluido.

5 METODOLOGIA

Neste Capítulo são apresentados os fundamentos metodológicos adotados no presente trabalho. Para compreensão dos tópicos aqui apresentados faz-se necessária uma contextualização. O trabalho consiste no dimensionamento de um equipamento destinado à pesquisas de filtração granular de efluentes de reatores anaeróbios visando o reciclo de biomassa celular.

O processo de separação proposto deverá ser por meio da filtração granular, em leito fixo, com posterior regeneração do leito mediante a fluidização das partículas utilizando a corrente de entrada do reator. Desta forma, a biomassa celular removida no processo de filtração do efluente do reator é incorporada à corrente de entrada, aumentando a concentração de microrganismos no meio reacional e, por conseguinte, o aumento da velocidade das reações microbiológicas.

Este processo de separação proposto pretende utilizar basalto como meio filtrante e efluente proveniente de biodigestores que operam com dejetos de suínos como suspensão a ser filtrada. Tendo em vista que o processo deve ser executado de forma contínua, a vazão volumétrica no leito de regeneração deve ser igual à vazão no leito que opera no modo de filtração. Ou seja, as velocidades superficiais em ambos os leitos devem ser iguais. Desta forma, deve-se adotar velocidades de filtração acima da velocidade mínima de fluidização do leito.

Dito isto, fez-se necessário realizar a caracterização do material granular, para obtenção do tamanho das partículas e porosidade do leito, que permitem o cálculo da velocidade mínima de fluidização do leito. A metodologia empregada para isto está relatada na seção 5.1. (Material granular: Caracterização e cálculo da velocidade mínima de fluidização).

Para possibilitar um dimensionamento adequado do leito torna-se necessária a simulação do comportamento do mesmo sob as condições experimentais a serem investigadas – velocidades acima da mínima de fluidização para cada faixa de tamanho de partículas do meio granular. Entretanto não estão disponíveis na literatura dados para o meio granular (basalto) que se pretende futuramente investigar e nem para a suspensão em questão (efluente de reator anaeróbio de dejetos de suínos). Desta forma, tornou-se necessário estimar o comportamento do processo. Estimar o comportamento do leito de filtração granular consiste no estabelecimento de um modelo, como o relatado na seção 4, que depende, além das características do meio granular e a suspensão, do estabelecimento de formas funcionais

adequadas para os parâmetros de coeficiente de filtro médio relativo (\bar{F}) e queda de pressão relativa (\bar{G}).

Assim, a seção 5.2 (Validação do modelo com dados da literatura) apresenta a metodologia empregada para a validação do modelo proposto na seção 4 com dados da literatura. Esta validação consiste no estabelecimento das funções \bar{F} e \bar{G} . Estas foram utilizadas como estimativa para o comportamento do leito sob as condições experimentais a serem empregadas no processo de filtração granular a ser investigado.

A partir dos dados da caracterização do material granular, foram feitas estimativas acerca das características da suspensão a ser filtrada e das funções \bar{F} e \bar{G} estimadas e a próxima etapa consiste na simulação do comportamento do leito sob diversas condições, cuja metodologia empregada é apresentada na seção 5.3 (Simulações). Estas simulações servem de base para o dimensionamento do equipamento. A metodologia empregada para este propósito é apresentada na seção 5.4 (Dimensionamento do módulo experimental).

5.1 MATERIAL GRANULAR: CARACTERIZAÇÃO E CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

O material granular a ser utilizado para filtração consiste no basalto, uma rocha ígnea eruptiva, constituída principalmente de óxido de metais como silício, alumínio, cálcio e magnésio, além de outros óxidos presentes em menores quantidades. Uma amostra com granulometria não especificada foi obtida em uma empresa de mineração na cidade de Cerro Largo (RS).

Primeiramente foi realizada a separação granulométrica utilizando-se uma série de peneiras e um agitador Ro-Tap. As peneiras utilizadas possuíam aberturas de malha de 6,3 mm, 4,75 mm, 4,0 mm, 3,35 mm, 2,80 mm, 2,36 mm, 2,00 mm, 1,70 mm, 1,40 mm, 1,18 mm, 0,71 mm e 0,425 mm. A separação foi realizada em diversas bateladas, cada uma com duração de uma hora e com seleção da vibração do Ro-Tap em 36 Hz. Em seguida foi realizado o cálculo das frações mássicas obtidas em cada batelada a partir da massa retida entre as peneiras e a massa total de toda amostra conforme Equação (5.1). Onde: m_i é a massa retida na peneira i e x_i é a fração mássica das partículas retidas nesta peneira.

$$x_i = \frac{m_i}{\sum_{j=1}^n m_j} \quad \text{Equação (5.1)}$$

Posteriormente, para cada faixa de tamanho de partículas foram determinadas a porosidade do leito e a densidade das partículas. A porosidade do leito pode ser definida como a razão entre o volume de vazios e o volume total de um leito empacotado com partículas, conforme Equação (5.2). Este parâmetro foi determinado a partir da inserção e empacotamento das partículas em uma proveta (com volume total conhecido), que simulam as condições de um leito fixo, e determinação do volume de vazios através da completação com diferentes fluidos: água, querosene e óleo de soja. A seleção destes fluidos baseou-se nas diferentes tensões superficiais, que permitem diferentes penetrações nos espaços internos das partículas. Com isto, foi possível a determinação da significância da porosidade interna das partículas, frente à porosidade do leito. Com a utilização de água foram realizados testes com provetas de diferentes volumes (100, 500 e 250 ml), com querosene e óleo somente com a proveta de 500 ml, devido esta ter o maior diâmetro, que minimiza os efeitos de parede quando da compactação das partículas e formação do leito poroso. Foi calculada então a porosidade média com base nos diferentes resultados obtidos. Os dados obtidos nestas mensurações permitiram também a determinação da densidade das partículas (Equação 5.3) para cada intervalo de granulometria e a sua densidade média.

$$\varepsilon = \frac{\text{volume de vazios}}{\text{volume do leito}} \quad \text{Equação (5.2)}$$

$$\rho_p = \frac{\text{massa de partículas}}{\text{volume do leito}} \frac{1}{(1-\varepsilon)} \quad \text{Equação (5.3)}$$

Realizou-se em seguida um teste de hipótese para comparar os resultados de porosidade encontrados com a água versus os encontrados com querosene e óleo. Foi calculado um intervalo de confiança para a determinação da porosidade utilizando água, onde, estando os valores de porosidade obtidos com querosene e óleo dentro deste intervalo, interpretou-se que os mesmos não serão significativamente diferentes do valor médio obtido com água, ou seja, a diferença entre os valores obtidos com óleo e querosene serão menores que o erro experimental da determinação com a água.

Com os dados obtidos foi possível calcular a velocidade mínima de fluidização, V_{mf} . Para seu cálculo foi utilizada a equação de Ergun (Equação 5.4), que fornece o comportamento da queda de pressão devido às perdas de energia cinética e perdas provocadas pelo arraste. Para leitos de materiais granulares empacotados aleatoriamente a expressão abaixo concorda com os resultados experimentais com um erro de até 25% (WENZEL, 2013).

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu u_s}{dp^2} + 1,75 \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^3} \frac{\rho u_s^2}{dp} \quad \text{Equação (5.4)}$$

Na Equação (5.4): μ é a viscosidade do fluido (água); u_s é a velocidade superficial; ρ é a densidade do fluido (água); e dp é o diâmetro médio das partículas.

A fluidização do leito se inicia quando a força de arraste do fluido ascendente (Equação 5.4) consegue equilibrar a força peso que age sobre as partículas, que é expressa pela Equação (5.5). Onde ρ_p é a densidade das partículas, g a aceleração da gravidade e ε_{mf} a porosidade mínima de fluidização. Quando do início da fluidização, podemos considerar que a porosidade mínima de fluidização é aproximadamente igual à porosidade do leito empacotado, ou seja, $\varepsilon_{mf} = \varepsilon_0$.

$$\frac{\Delta P}{L} = (1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho)g \quad \text{Equação (5.5)}$$

Então, faz-se um balanço de forças numa seção do leito de profundidade L , quando a queda de pressão equilibra a força gravitacional. Ou seja, iguala-se as Equações (5.4) e (5.5), cuja velocidade superficial obtida a partir desta igualdade é a velocidade mínima de fluidização. A partir de um rearranjo, a solução desta igualdade consiste na obtenção do número de Reynolds mínimo de fluidização, conforme Equação (5.6). Nesta equação, Re_{mf} é o número de Reynolds mínimo de fluidização, ε_{mf} = porosidade mínima de fluidização ($\sim \varepsilon$ do leito fixo); Ar é o número de Arquimedes, definido pela Equação (5.9); ρ_p é a densidade da partícula (basalto), K_1 e K_2 são constantes, definidas nas Equações (5.7) e (5.8), respectivamente.

$$Re_{mf} = \left[\left(\frac{K_2}{2K_1} \right)^2 + \left(\frac{1}{K_1} \right) Ar \right]^{1/2} - \left(\frac{K_2}{2K_1} \right) \quad \text{Equação (5.6)}$$

Onde:

$$K_1 = \frac{1,75}{\varepsilon_{mf}^3} \quad \text{Equação (5.7)}$$

$$K_2 = \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \quad \text{Equação (5.8)}$$

$$Ar = d_p^3 \frac{\rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \quad \text{Equação (5.9)}$$

Tendo em vista a definição do número de Reynolds, a partir da sua determinação com o uso da Equação (5.6), a velocidade mínima de fluidização pode ser obtida a partir da Equação (5.10). Pode-se chegar a uma equação da velocidade mínima de fluidização igualando as Equações (5.4) e (5.5), ou obtendo-se pela Equação do número de Reynolds:

$$V_{mf} = \frac{Re_{mf} \mu}{d_p \rho} \quad \text{Equação (5.10)}$$

Os valores encontrados de V_{mf} foram comparados com dados da literatura, utilizando-se diferentes constantes K_1 e K_2 recomendadas por diferentes autores.

5.2 VALIDAÇÃO DO MODELO COM DADOS DA LITERATURA

A segunda etapa do trabalho consiste na validação do modelo de descrição macroscópica, que descreve o comportamento do processo de filtração granular em leito fixo. Esta descrição macroscópica está relatada na seção 4. Esta validação consiste na seleção da forma funcional adequada para as funções \bar{F} e \bar{G} e seus respectivos parâmetros. Neste trabalho, a forma funcional destas funções são apresentadas nas Equações (5.11) e (5.12).

$$\bar{F} = \frac{\bar{\lambda}}{\lambda_0} = f(\underline{\alpha}, \bar{\sigma}_m) \quad \text{Equação (5.11)}$$

$$\bar{G} = \frac{(\Delta P/L)}{(\Delta P/L)_0} = f(\underline{\beta}, \bar{\sigma}_m) \quad \text{Equação (5.12)}$$

Para a validação do modelo proposto foram utilizados os resultados experimentais do estudo realizado por Farizoglu *et al.* (2003), intitulado “*The performance of pumice as a filter bed material under rapid filtration conditions*”. Foram utilizados 5 conjuntos de dados experimentais, os quais apresentam resultados de queda de pressão e eficiência do filtro granular ao longo do tempo. Tendo em vista a forma funcional dos modelos das funções \bar{F} e \bar{G} , a obtenção dos parâmetros tiveram que ser obtidos a partir de uma otimização não-linear. O problema de otimização consistiu na minimização da função objetivo dos mínimos

quadrados (F_{obj}) – Equação (5.13). Onde y_{exp}^i corresponde ao valor experimental da variável em um certo instante de tempo, representado por i ; y_{mod}^i corresponde ao valor da variável em um certo instante de tempo i obtido a partir do modelo proposto; n é número total de dados experimentais disponíveis. A variável y corresponde à eficiência de remoção de material particulado, E , quando da obtenção dos parâmetros do modelo do coeficiente de filtro relativo (função \bar{F}) e $\Delta P/L$ quando da obtenção dos parâmetros do modelo da queda de pressão relativa (função \bar{G}).

$$F_{obj} = \sum_{i=1}^n (y_{exp}^i - y_{mod}^i)^2 \quad \text{Equação (5.13)}$$

O método de otimização empregado para minimização da função objetivo foi o algoritmo denominado *Trust-region-reflective optimization algorithm*, descrito por Coleman e Li (1996).

Para cada conjunto de dados experimentais, primeiramente foram obtidos os parâmetros do modelo de função \bar{F} e posteriormente os parâmetros do modelo de função \bar{G} . Isto tendo em vista que a função \bar{F} nos dará a solução para o depósito específico mássico médio ao longo do tempo, do qual a função \bar{G} é dependente.

O ajuste de um modelo para a queda de pressão relativa pressupõe, conforme pode ser verificado na seção 4, o conhecimento da queda de pressão inicial do leito, $(\Delta P/L)_0$. Para isto, os dados experimentais de queda de pressão no instante inicial, do trabalho de Farizoglu *et al.* (2003), foram compilados para o ajuste da Equação de Ergun generalizada, proposta por McDonald (Equação 4.19).

A qualidade dos ajustes foi expressa em função do coeficiente de determinação (R^2), calculado através da Equação (5.14).

$$R^2 = 1 - \frac{\sum_{i=1}^n (y_{exp}^i - y_{mod}^i)^2}{\sum_{i=1}^n (y_{exp}^i - \bar{y}_{exp})^2} \quad \text{Equação (5.14)}$$

Onde: \bar{y}_{exp} é a média dos resultados experimentais.

5.3 SIMULAÇÕES

A partir dos dados da caracterização do material granular e obtenção das funções \bar{F} e \bar{G} e seus respectivos parâmetros, a próxima etapa consiste na simulação do comportamento do leito sob diversas condições. Estas simulações foram realizadas para diversas condições experimentais e serviram de base para o dimensionamento de um módulo experimental que servirão para execução de testes definitivos do sistema. Dados acerca das características da suspensão a ser filtrada foram tomadas a partir de valores relatados na literatura, dos trabalhos de Aires *et al.* (2014) e Tien (2012).

Foram realizadas simulações para cada faixa granulométrica determinada, tomando-se diferentes velocidades de filtração e diferentes comprimentos de leito. O comprimento do leito foi variado entre 1 m e 3 m. Para as velocidades superficiais do fluido durante a filtração, foram utilizados valores correspondentes a 10% e 50% acima da velocidade mínima de fluidização determinada para cada uma das faixas granulométricas.

Nestas simulações, os parâmetros das funções \bar{F} e \bar{G} foram tomados como sendo a média dos valores obtidos na validação do modelo. Para determinação da queda de pressão inicial do sistema foi utilizada a equação de Ergun (Equação 4.19). Para solução da equação diferencial que representa a dinâmica do depósito específico mássico médio (Equação 4.8) foi utilizado o método explícito de Runge-Kutta de 4ª ordem. Com base na solução do depósito específico mássico médio em função do tempo, foi possível a obtenção de queda de pressão e eficiência de filtração ao longo do tempo, que possibilita prever o comportamento do sistema para a filtração de efluente suíno utilizando basalto como meio granular.

5.4 DIMENSIONAMENTO DO MÓDULO EXPERIMENTAL

A partir das simulações, que utilizaram modelos aproximados para prever o comportamento do processo de filtração de efluente de dejetos de suínos utilizando basalto como meio granular filtrante, foi possível o dimensionamento de um módulo experimental, visando a futura obtenção de dados experimentais precisos para aplicação em questão.

O dimensionamento do módulo experimental foi dividido em duas partes principais, com variáveis dependentes entre si: (i) volume, vazão, diâmetro e tempo; (ii) profundidade, eficiência e queda de pressão.

Na etapa (i) partiu-se da definição de um volume máximo de suspensão que é capaz de ser armazenado no laboratório para os testes experimentais e das velocidades e correspondentes tamanhos de partículas a serem utilizadas na investigação (velocidades de 10% a 50% acima da velocidade mínima de fluidização em cada faixa granulométrica). A

partir disto, tendo em vista que os experimentos devem ser feitos em um intervalo de tempo adequado o diâmetro do leito pôde ser especificado. As Equações (5.15) e (5.16) foram utilizadas para a determinação destas relações. O leito a ser utilizado possui formato cilíndrico.

$$t = \frac{V}{Q} \quad \text{Equação (5.15)}$$

$$Q = u_s \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \quad \text{Equação (5.16)}$$

Onde: t é o tempo total de experimento; V é o volume dos reservatórios de efluente para os testes; Q é a vazão volumétrica; u_s é a velocidade superficial do fluido; e D é o diâmetro do leito.

Na etapa (ii) a definição da altura do leito foi realizada com base nas simulações realizadas onde se procurou obter eficiências de remoção de material particulado elevadas para os diferentes tamanhos de partículas de material granular utilizado sob diferentes velocidades superficiais. Ainda, a partir destes resultados, algumas faixas de tamanhos de partícula (cujas eficiências permaneceram baixas para as situações propostas), puderam ser descartadas da investigação.

A partir do dimensionamento proposto, a especificação dos equipamentos necessários, como bombas, rotâmetros, tubulações, reservatórios puderam ser especificados. Essas definições procuraram fazer com que o módulo seja de utilização versátil para testes em diferentes condições experimentais.

6 RESULTADOS E DISCUSSÕES

6.1 CARACTERIZAÇÃO DO BASALTO E CÁLCULO DA VELOCIDADE MÍNIMA DE FLUIDIZAÇÃO

6.1.1 Separação granulométrica e obtenção da porosidade

Foram coletadas amostras de basalto em uma mineradora no município de Cerro Largo – RS. O material foi submetido a separação granulométrica. A partir da série de peneiras utilizadas, os diâmetros médios das partículas obtidas foram de: 5,525 mm, 4,375 mm, 3,675 mm, 3,075 mm, 2,58 mm, 2,18 mm, 1,85 mm, 1,55 mm, 1,29 mm, 0,945 mm e 0,567 mm. No Anexo I são apresentados os dados das massas obtidas em cada batelada e suas respectivas frações mássicas obtidas pela Equação (5.1). A distribuição granulométrica do basalto coletado pode ser conferida na Figura 6.1.

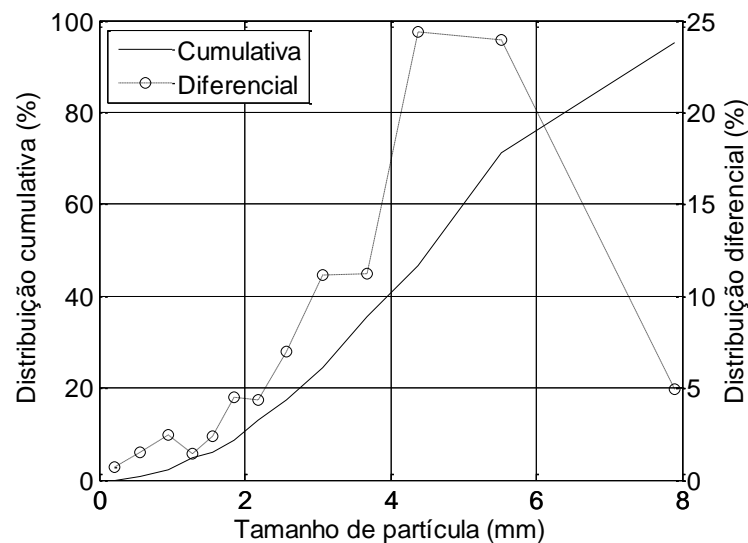


Figura 6.1. Distribuição granulométrica do basalto coletado.

Constam também no Anexo I tabelas de dados relativas ao cálculo das porosidades médias para cada intervalo de tamanho de partículas a partir dos três fluidos utilizados (água, querosene e óleo vegetal), e densidade média das partículas, conforme descrito na seção 5.1. A densidade média das partículas obtida foi de $2766,0 \text{ kg m}^{-3}$. Os valores de porosidade utilizando os três fluidos, água, querosene e óleo de cozinha, não variaram muito. Sendo

assim, foi possível obter uma porosidade média das partículas para os diferentes tamanhos de grânulos, conforme Tabela 6.1.

Tabela 6.1. Porosidades médias das partículas para cada faixa de tamanho das partículas.

Faixa de tamanho(mm)	Diâmetro médio (mm)	Média das porosidades
> 4,75 < 6,30	5.525	0.509
> 4,00 < 4,75	4.375	0.510
> 3,35 < 4,00	3.675	0.520
> 2,80 < 3,35	3.075	0.516
> 2,36 < 2,80	2.580	0.511
>2,00 < 2,36	2.180	0.505
> 1,70 < 2,00	1.850	0.512
> 1.40 < 1.70	1.55	0.517
> 1.18 < 1.40	1.29	0.528
> 0.71 < 1.18	0.945	0.513
> 0.425 < 0.71	0.5675	0.504

Para possibilitar a apresentação da média das porosidades da Tabela 6.1, foi realizado um teste de hipóteses, comparando a variância dos valores encontrados com a água, com a do querosene e com a do óleo vegetal. Como resultado, concluiu-se que os valores encontrados com querosene e óleo não foram significativamente diferentes dos obtidos com os demais fluidos, tendo em vista o erro experimental de determinação e um grau de certeza de 95%.

6.1.2 Cálculo da V_{mf} e faixa de velocidades a serem investigadas para cada faixa granulométrica

Com os dados de porosidade e diâmetro de partícula obtidos, foi possível calcular a velocidade mínima de fluidização (V_{mf}) do leito para cada diâmetro médio de partícula pela Equação (5.10), conforme descrito na seção 5.1. Na Tabela 6.2 são apresentados os parâmetros calculados e as respectivas velocidades mínimas de fluidização, tendo como constantes a densidade do fluido de $\rho = 1000 \text{ kg m}^{-3}$, densidade das partículas $\rho_p = 2766,42 \text{ kg m}^{-3}$, viscosidade do fluido $\mu = 0,001003 \text{ Pa s}$, e parâmetros da equação de Ergun $A = 150$ e $B = 1,75$.

Tabela 6.2. Estimativa da velocidade mínima de fluidização do leito.

Diâmetro médio (mm)	Porosidade média ε	K_1	K_2	$\frac{1}{K_1}$	$\frac{K_2}{2K_1}$	Ar	Re_{mf}	V_{mf} (ms^{-1})
5.525	0.509	13.255	557.643	0.075	21.035	2933688.496	449.883	0.082
4.375	0.510	13.168	552.689	0.076	20.986	1456636.951	312.272	0.072
3.675	0.520	12.435	511.470	0.080	20.565	863354.548	243.727	0.067
3.075	0.516	12.712	526.982	0.079	20.728	505769.354	179.813	0.059
2.580	0.511	13.143	551.310	0.076	20.973	298728.232	131.238	0.051
2.180	0.505	13.616	578.109	0.073	21.229	180213.214	95.758	0.044
1.850	0.512	13.035	545.188	0.077	20.912	110136.770	73.356	0.040
1.55	0.517	12.659	523.988	0.079	20.697	64775.719	53.771	0.035
1.29	0.528	11.867	479.763	0.084	20.215	37341.029	39.412	0.031
0.945	0.513	12.966	541.301	0.077	20.874	14679.544	18.722	0.020
0.5675	0.504	13.705	583.180	0.073	21.276	3179.177	4.890	0.009

Foram calculadas também as V_{mf} a partir de autores que chegaram a diferentes valores dos parâmetros K_1 e K_2 . As velocidades mínimas de fluidização encontradas para estes valores estão apresentadas na Tabela 6.3. Para fins de comparação, na Tabela 6.4 estão apresentadas as velocidade mínimas e máximas encontradas a partir de dados destes autores para cada granulometria e na última coluna estão as velocidades encontradas a partir da análise realizada neste trabalho.

Tabela 6.3. Estimativa da V_{mf} a partir de diferentes autores.

	Autores:	Wen e Yu (1966)	Richardson (1971)	Saxena e Vogel (1977)	Babu <i>et al.</i> (1978)	Grace (1982)	Chitester <i>et al.</i> (1984)
	$1/K_1$	0.0408	0.0365	0.0571	0.0651	0.0408	0.0494
	$K_2/(2K_1)$	33.7	25.7	25.3	25.3	27.2	28.7
Porosidade média	Diâmetro médio (mm)	V_{mf} ($m s^{-1}$)	V_{mf} ($m s^{-1}$)	V_{mf} ($m s^{-1}$)	V_{mf} ($m s^{-1}$)	V_{mf} ($m s^{-1}$)	V_{mf} ($m s^{-1}$)
0.509	5.525	0.0570	0.0549	0.0698	0.0749	0.0581	0.0641
0.510	4.375	0.0487	0.0473	0.0606	0.0650	0.0500	0.0553
0.520	3.675	0.0428	0.0419	0.0541	0.0582	0.0443	0.0491
0.516	3.075	0.0371	0.0367	0.0478	0.0515	0.0388	0.0430
0.511	2.580	0.0318	0.0318	0.0419	0.0453	0.0336	0.0374
0.505	2.180	0.0269	0.0273	0.0365	0.0395	0.0289	0.0322
0.512	1.850	0.0224	0.0232	0.0314	0.0342	0.0245	0.0274
0.517	1.55	0.0180	0.0190	0.0263	0.0287	0.0200	0.0225
0.528	1.29	0.0139	0.0150	0.0213	0.0234	0.0158	0.0178
0.513	0.945	0.0084	0.0094	0.0140	0.0155	0.0100	0.0113
0.504	0.5675	0.0033	0.0038	0.0059	0.0067	0.0040	0.0046

Tabela 6.4. Comparação entre as V_{mf} encontradas neste trabalho e as obtidas com dados da literatura.

Porosidade média	Diâmetro médio (mm)	V_{mf} mínima ($m s^{-1}$)	V_{mf} máxima ($m s^{-1}$)	V_{mf} neste trabalho ($m s^{-1}$)
0.509	5.525	0.055	0.075	0.082
0.510	4.375	0.047	0.065	0.072
0.520	3.675	0.042	0.058	0.067
0.516	3.075	0.037	0.052	0.059
0.511	2.580	0.032	0.045	0.051
0.505	2.180	0.027	0.040	0.044
0.512	1.850	0.022	0.034	0.040
0.517	1.55	0.018	0.029	0.035
0.528	1.29	0.014	0.023	0.031
0.513	0.945	0.008	0.016	0.020
0.504	0.5675	0.003	0.007	0.009

Como pode ser observado, todas as velocidades encontradas neste estudo ficaram acima dos valores máximos encontrados a partir de dados da literatura, sendo estas consideradas velocidades altas. Portanto, utilizando-se os valores obtidos neste trabalho, garante-se que a velocidade mínima de fluidização não estará subdimensionada, o que acarretaria em problemas operacionais.

6.2 VALIDAÇÃO DO MODELO MACROSCÓPICO

O comportamento dinâmico da filtração granular pode ser previsto por meio de um conjunto de parâmetros e modelos (Tien, 2012). Neste trabalho, através da aplicação do modelo proposto por Wenzel (2013) em dados da literatura foi possível estimar o comportamento de eficiência de filtração e queda de pressão nas condições propostas neste trabalho. O ajuste foi realizado a partir da coleta de dados do artigo “*The performance of pumice as a filter bed material under rapid filtration conditions*” de Farizoglu *et al.* (2003). O material filtrante utilizado por Farizoglu *et al.* (2003) foi a pedra pome. Os dados utilizados estão apresentados na Tabela 6.5. A suspensão utilizada foi preparada artificialmente utilizando argila, com adição de 26 gramas de argila em 350 litros de água. Foram selecionados 5 conjuntos de dados experimentais de eficiência de filtração e queda de pressão ao longo do tempo, com diferentes valores para comprimento de leito, velocidade superficial e diâmetro da partícula.

Tabela 6.5. Dados utilizados para validação do modelo. Fonte: FARIZOGLU *et al.*(2003).

ε_0	ρ (kg m ⁻³)	Diâmetro médio das partículas (mm)	L (mm)	u_s (m h ⁻¹)
0.6924	1000	0.59	470	7.64
μ (Pa)	ρ_p (kg m ⁻³)	C_{in} (kg m ⁻³)	750	15.28
0.001003	1826	0.0743	1000	22.91

6.2.1 Ajuste do modelo de coeficiente de filtro médio relativo

Para o ajuste de um modelo para o coeficiente de filtro médio relativo foi utilizado um algoritmo de otimização não linear com o objetivo de minimizar a função objetivo dos mínimos quadrados, utilizando os dados experimentais de eficiência de filtração em função do tempo. A implementação deste algoritmo envolveu a solução do modelo proposto na seção 4 pelo método de Runge-Kutta 4^a ordem.

Para esta avaliação, foi necessário estipular uma função para o coeficiente de filtro médio relativo e envolve ainda a estimação do coeficiente de filtro inicial. O algoritmo de otimização, a partir de uma estimativa inicial para os parâmetros do modelo, realiza sucessivas iterações, alterando os valores dos parâmetros, até que a função objetivo é minimizada.

A eficiência inicial de coleta foi obtida conforme descrito na seção 4.2. Os parâmetros utilizados para sua obtenção podem ser conferidos na Tabela 6.6.

Tabela 6.6. Parâmetros utilizados no cálculo do coeficiente de filtro inicial. Fonte: TIEN (2012).

H (J)	c_s	k (J/K)	T (K)	ε_r
1.1×10^{-20}	1	$1.3806503 \times 10^{-23}$	298	80
$\hat{\varepsilon}_0$	E	M (mM/l)	ζ_c (mV)	ζ_p (mV)
8.8542×10^{-12}	1.6021×10^{-19}	0.011	12.6	10.6

A seleção de uma forma particular da expressão de \bar{F} depende do meio filtrante e da suspensão a ser filtrada (TIEN, 2012). Neste trabalho, após tentativas com outras formas funcionais para \bar{F} , utilizamos o modelo proposto por Mehter *et al.* (1970), o qual pode ser expresso de acordo com a Equação (6.1):

$$\bar{F} = \left(\frac{1}{1 + \alpha_1 \frac{\sigma_m}{\rho_p}} \right)^{\alpha_2} \quad \text{Equação (6.1)}$$

Onde: α_1 e α_2 são parâmetros ajustáveis e ρ_p é a densidade do material particulado.

A partir do problema de otimização não-linear, foram obtidos os parâmetros ajustados da função \bar{F} para cada um dos cinco conjuntos de dados experimentais. Os valores destes parâmetros, seus respectivos valores médios e o coeficiente de correlação obtido no ajuste (R^2) podem ser conferidos na Tabela 6.7.

Tabela 6.7. Parâmetros ajustados para a função \bar{F} .

	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4	Experimento 5	Média
α_1	4.7366×10^4	2.0328×10^4	2.7091×10^4	18.4920×10^4	3.4819×10^4	6.29048×10^4
α_2	0.4565	0.7052	0.6105	0.4415	0.5983	0.5624
R^2	0.9672	0.9032	0.9811	0.9507	0.9396	-

A solução do modelo (Equação 6.1), considerando a função \bar{F} (Equação 4.4) e os valores dos parâmetros obtidos no ajuste junto à correlação para determinação do coeficiente de filtro inicial, λ_0 – Equação (4.12) foi possível obter as eficiências de filtração ao longo do tempo a partir da Equação (4.9). Na Figura 6.2 a seguir são apresentados os gráficos de eficiência de filtração ao longo do tempo e os valores experimentais utilizados no ajuste do modelo.

6.2.2 Queda de pressão relativa do filtro

A mudança de permeabilidade do leito, gerando conseqüentemente um gradiente de pressão, é resultado da acumulação de depósito de partículas (TIEN, 2012). Nos filtros granulares a queda de pressão é obtida por meio de um modelo de queda de pressão relativa do filtro, \bar{G} , o qual é função do depósito de partículas no meio granular, conforme Equação (4.17). Considerando este modelo, é necessária a obtenção da queda de pressão inicial (ou de meio filtrante limpo), que pode ser ajustada através da equação de Ergun generalizada, proposta por McDonald (1979) *apud* Wenzel (2013), Equação (4.18). Tendo em vista que a situação dos dados experimentais utilizados no ajuste correspondem a uma situação de escoamento em regime lento ($Re/(1-\varepsilon) < 10$), o termo quadrático pode ser desconsiderado, restando o ajuste do parâmetro A. Os dados utilizados neste ajuste correspondem a quedas de pressão inicial obtidas do trabalho de Farizoglu *et al.* (2003). Este ajuste foi realizado por meio de uma regressão linear, cujo coeficiente de correção e o parâmetro A podem ser conferidos na Figura 6.3.

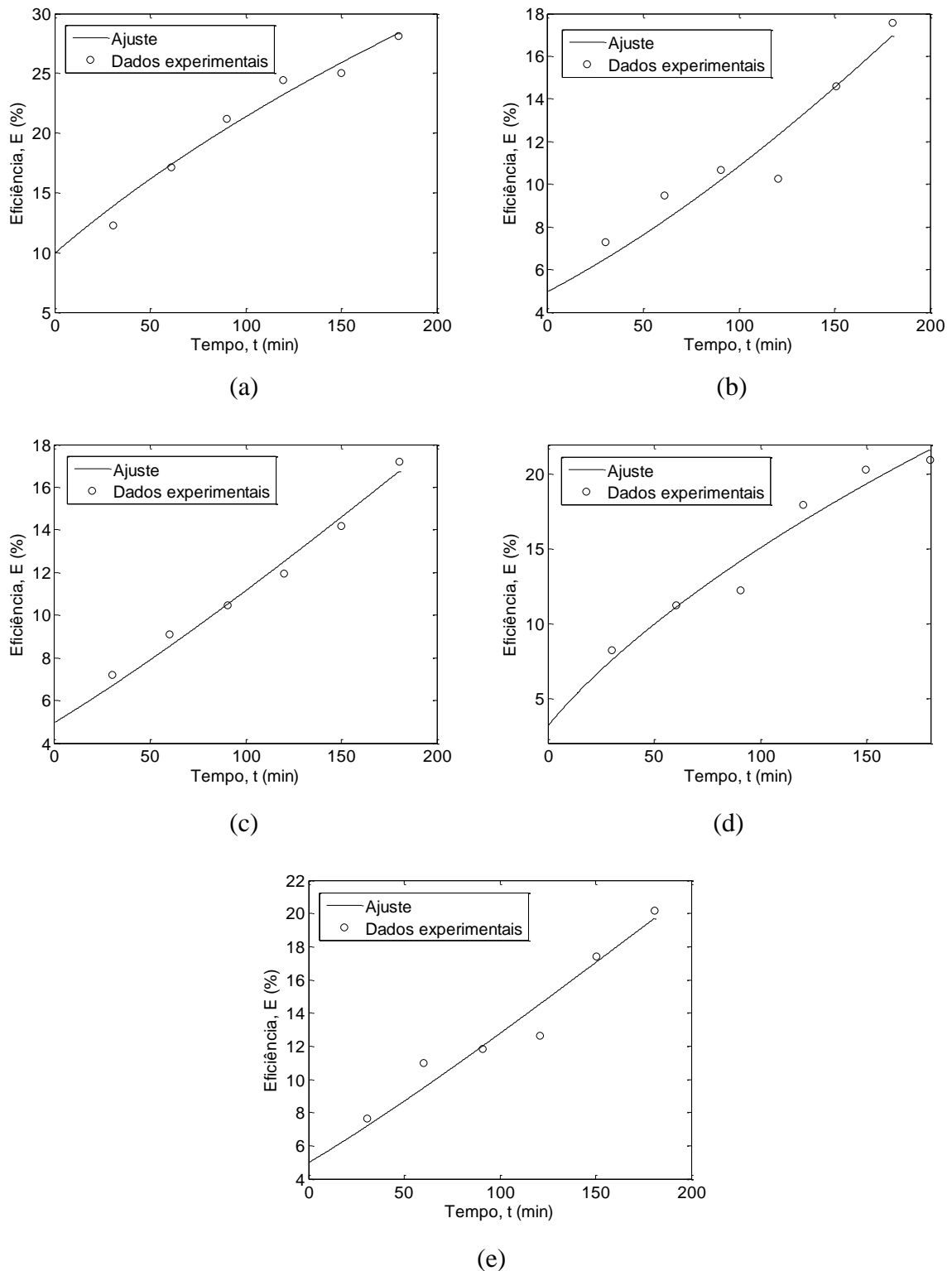


Figura 6.2. Eficiência de filtração em função do tempo - modelo e dados experimentais: (a) Remoção de material particulado ($u_s = 7.64$ m/h, $L = 750$ mm); (b) Remoção de material particulado ($u_s = 15,28$ m/h⁻¹, $L = 750$ mm); (c) Remoção de sólidos suspensos ($u_s = 15,28$ m/h⁻¹, $L = 750$ mm); (d) Remoção de sólidos suspensos ($u_s = 15,28$ m/h⁻¹, $L = 470$ mm); (e) Remoção da turbidez ($u_s = 15,28$ m/h⁻¹, $L = 750$ mm).

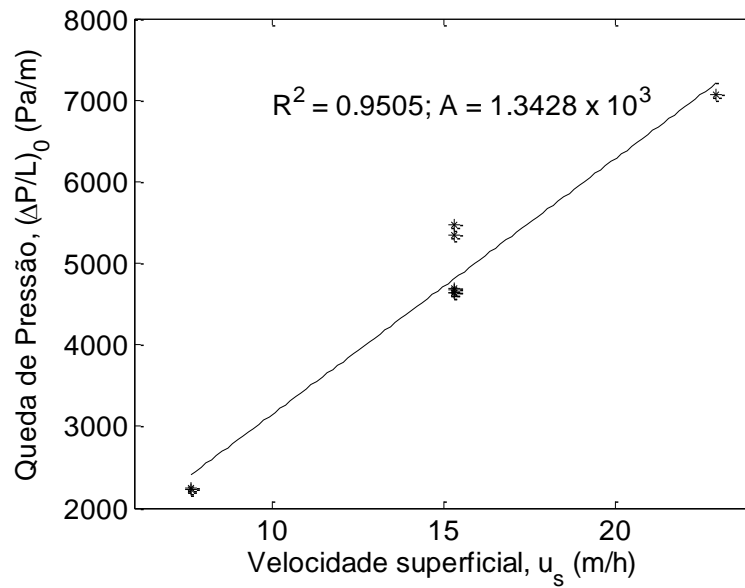


Figura 6.3. Ajuste da perda de carga inicial do leito.

Para esta avaliação, foi necessário estipular uma função para o coeficiente de filtro médio relativo e envolve ainda a estimação do coeficiente de filtro inicial. O algoritmo de otimização, a partir de uma estimativa inicial para os parâmetros do modelo, realiza sucessivas iterações, alterando os valores dos parâmetros, até que a função objetivo é minimizada.

A partir do ajuste da queda de pressão inicial do leito $(\Delta P/L)_0$, a obtenção de um modelo para a função \bar{F} e seus respectivos parâmetros, foi proposto e validado um modelo para a queda de pressão relativa do filtro (\bar{G}). Existem vários modelos empíricos propostos que representam o efeito da deposição sobre a queda de pressão relativa durante a filtração. Tien e Ramarao (2007) apresentam algumas destas expressões. O melhor modelo obtido foi o proposto por Mehter *et al.* (1970), *apud* Tien (2013), Equação (6.2). Os parâmetros dos modelos não lineares foram obtidos a partir da aplicação da função objetivo dos mínimos quadrados.

$$\bar{G} = \left(\frac{1}{1 - \beta_1 \frac{\sigma_m}{\rho_p}} \right)^{\beta_2} \quad \text{Equação (6.2)}$$

Onde, β_1 e β_2 são parâmetros ajustáveis e ρ_p é a densidade de depósito de partículas no filtro.

Na Tabela 6.8 estão apresentados os parâmetros ajustados da função \bar{G} para cada um dos cinco conjuntos de dados experimentais, bem como o coeficiente de correlação obtido (R^2). Nesta tabela também foi inserido os valores médios dos 5 ajustes. A Figura 6.4 apresenta os dados de queda de pressão por unidade de comprimento do leito em função do tempo obtidos no modelo e os dados experimentais utilizados no ajuste.

Tabela 6.8. Parâmetros ajustados da função \bar{G} .

	Experimento 1	Experimento 2	Experimento 3	Experimento 4	Experimento 5	Média
β_1	39493	3634.3	4082.5	136290	3302.2	37360.4
β_2	-0.0767	-0.3	-0.3	-0.0879	-0.3	-0.2129
R^2	0.8921	0.9564	0.9709	0.917	0.9663	-

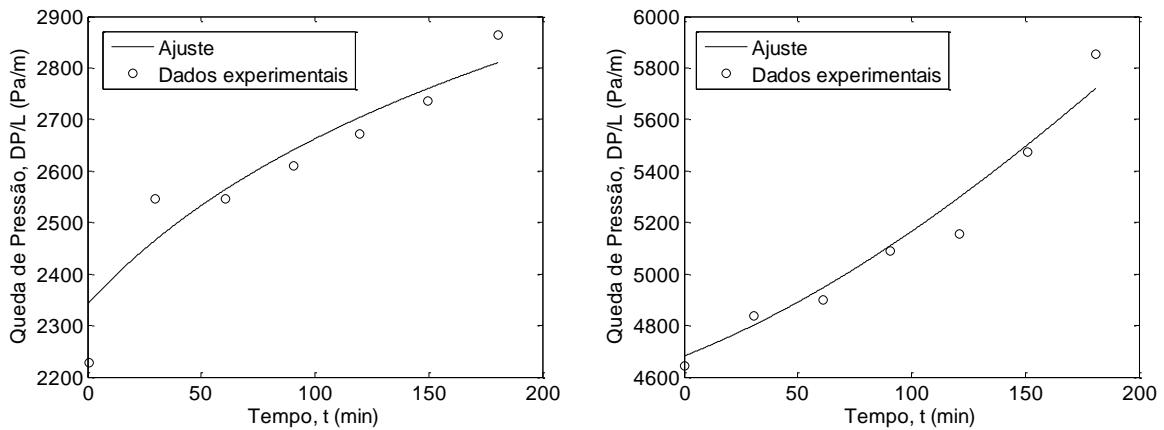
6.3 SIMULAÇÕES E DIMENSIONAMENTO DO MÓDULO EXPERIMENTAL

Visando o dimensionamento de um módulo experimental de bancada para avaliação da filtração granular de efluentes da suinocultura, foram feitas diversas simulações visando a estimativa da eficiência de filtração e a perda de carga para diversas situações a serem investigadas. O comportamento do sistema de filtração levou em consideração os modelos de coeficiente de filtro médio relativo e queda de pressão relativa, a partir do ajuste dos dados experimentais, conforme abordado anteriormente.

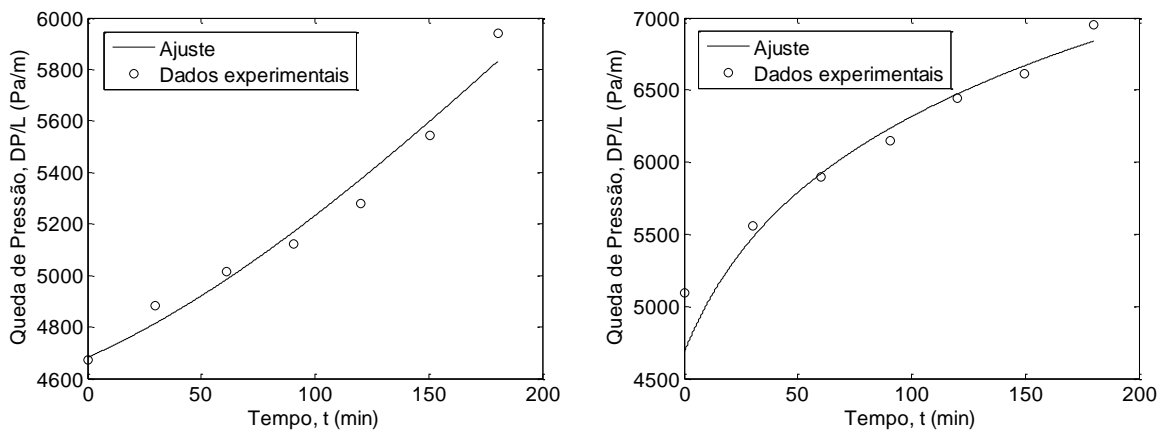
Para a realização das simulações foi necessária a obtenção da concentração de entrada do efluente, C_{in} , para o cálculo do depósito específico mássico médio, Equação (4.8). Segundo Aires (2014), a concentração de sólidos suspensos totais na saída de um biodigestor é 2,53 kg m^{-3} , valor este utilizado como C_{in} nas simulações. Os demais parâmetros dos efluentes da suinocultura utilizados nas simulações foram: densidade das partículas filtrantes, $\rho_p = 2766,42$ kg m^{-3} ; viscosidade do fluido, $\mu = 0,001003$ Pa s; densidade do fluido, $\rho = 1000$ kg m^{-3} ; diâmetro médio de Sauter das partículas, $d_p = 1.1$ mm; $T = 298$ K; parâmetros da equação de Ergun generalizada de $A = 150$, $B = 1,75$.

Além disto, foram utilizados diferentes valores de diâmetro médio de partícula, porosidade e velocidades. Estes dados foram obtidos a partir da caracterização do material granular que pretende-se utilizar – basalto. Os resultados são os apresentados na Tabela 6.2. Para cada diâmetro médio de material granular, foram utilizadas duas velocidades – uma 10% acima da velocidade mínima de fluidização calculada e outra 50% acima.

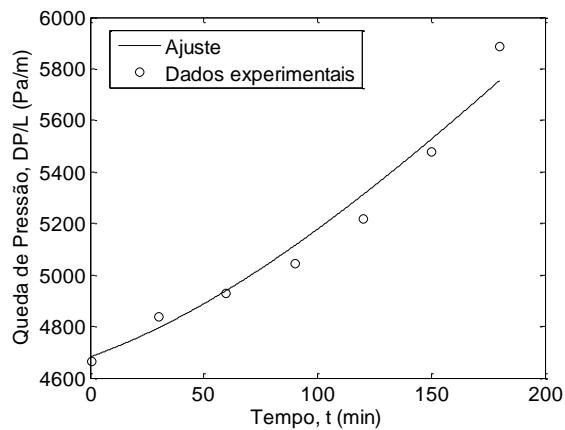
Em cada uma destas simulações foram então investigados quatro diferentes



(a) (b)



(c) (d)



(e)

Figura 6.4. Queda de pressão em função do tempo – modelo e dados experimentais: (a) Remoção de material particulado ($u_s = 7.64$ m/h, $L = 750$ mm); (b) Remoção de material particulado ($u_s = 15,28$ m h⁻¹, $L = 750$ mm); (c) Remoção de sólidos suspensos ($u_s = 15,28$ m h⁻¹, $L = 750$ mm); (d) Remoção de sólidos suspensos ($u_s = 15,28$ m h⁻¹, $L = 470$ mm); (e) Remoção da turbidez ($u_s = 15,28$ m h⁻¹, $L = 750$ mm).

comprimentos de leito: $L1 = 1.0$, $L2 = 2.0$, $L3 = 2.5$ e $L4 = 3.0$ m. Os parâmetros das funções \bar{F} e \bar{G} , foram tomados como a média dos valores ajustados - Tabelas 6.7 e 6.8. Nas simulações, o tempo máximo estabelecido foi de 8 horas de filtração. Resultando assim em 22 diferentes simulações, onde as eficiências e queda de pressão foram obtidas em função do tempo. Na Figura 6.5 são apresentadas 3 situações para ilustrar os resultados obtidos. Os resultados das demais simulações podem ser conferidos no Anexo II.

A partir dos resultados obtidos nas simulações, foi confeccionada a Tabela 6.9 e a Tabela 6.10. Elas trazem os valores de eficiência e de queda de pressão em 2 tempos (4 e 8 horas) para as diferentes faixas granulométricas e velocidades superficiais. Estas tabelas podem ser assumidas como uma sistematização/resumo dos resultados experimentais.

Analisando-se os dados da Tabela 6.9 as partículas com os diâmetros médios de 5.525 mm, 4.375 mm, 3.675 mm, 3.075 mm e 2.58 mm com velocidades 10% superiores à mínima de fluidização podem ser descartadas para a realização de experimentos, visto que as eficiências obtidas ficaram muito baixas, tanto para 4 quanto para 8 horas. Apenas para os comprimentos de 2 a 3 m de leito, em 8 horas, as partículas de 2.58 mm começam a apresentar eficiências em torno de 20%. As quedas de pressão para essas granulometrias podem ser consideradas baixas (Tabela 6.10). Para a granulometria de 2.18 mm e menores, a eficiência começa a aumentar gradativamente conforme aumenta o tamanho do leito e o tempo de filtração. Observa-se que para as duas últimas granulometrias a eficiência é maior que 90%, porém a queda de pressão se torna maior.

Para as simulações feitas para velocidades 50% superiores à V_{mf} , observa-se, conforme Tabela 6.9, que as granulometrias mais altas, entre 5.525 mm e 2.18 mm, apresentam eficiências muito baixas, sendo que estas também podem ser descartadas da realização de experimentos. Apenas em 8 horas de filtração, a granulometria de 2.18 mm apresenta eficiências entre 15 % a 36 %, valores estes não-aceitáveis, visto o tempo do processo. As quedas de pressão para essas primeiras granulometrias aumentam com o aumento da profundidade do leito e do tempo de filtração, ficando entre 0.411×10^5 Pa e 3.0×10^5 Pa. Para as menores granulometrias, entre 1.85 mm e 0.5675 mm as eficiências começam a aumentar com o aumento da profundidade e de tempo de filtração. Porém para granulometrias muito baixas, como 1.55 mm, 1.20 mm, 0.945 mm e 0.5675 mm, o processo torna-se inviável devido à queda de pressão (Tabela 6.10).

Outro aspecto que deve-se levar em conta para o projeto de uma unidade de bancada para realização de experimentos são os aspectos relativos à vazão/diâmetro do leito/volume de

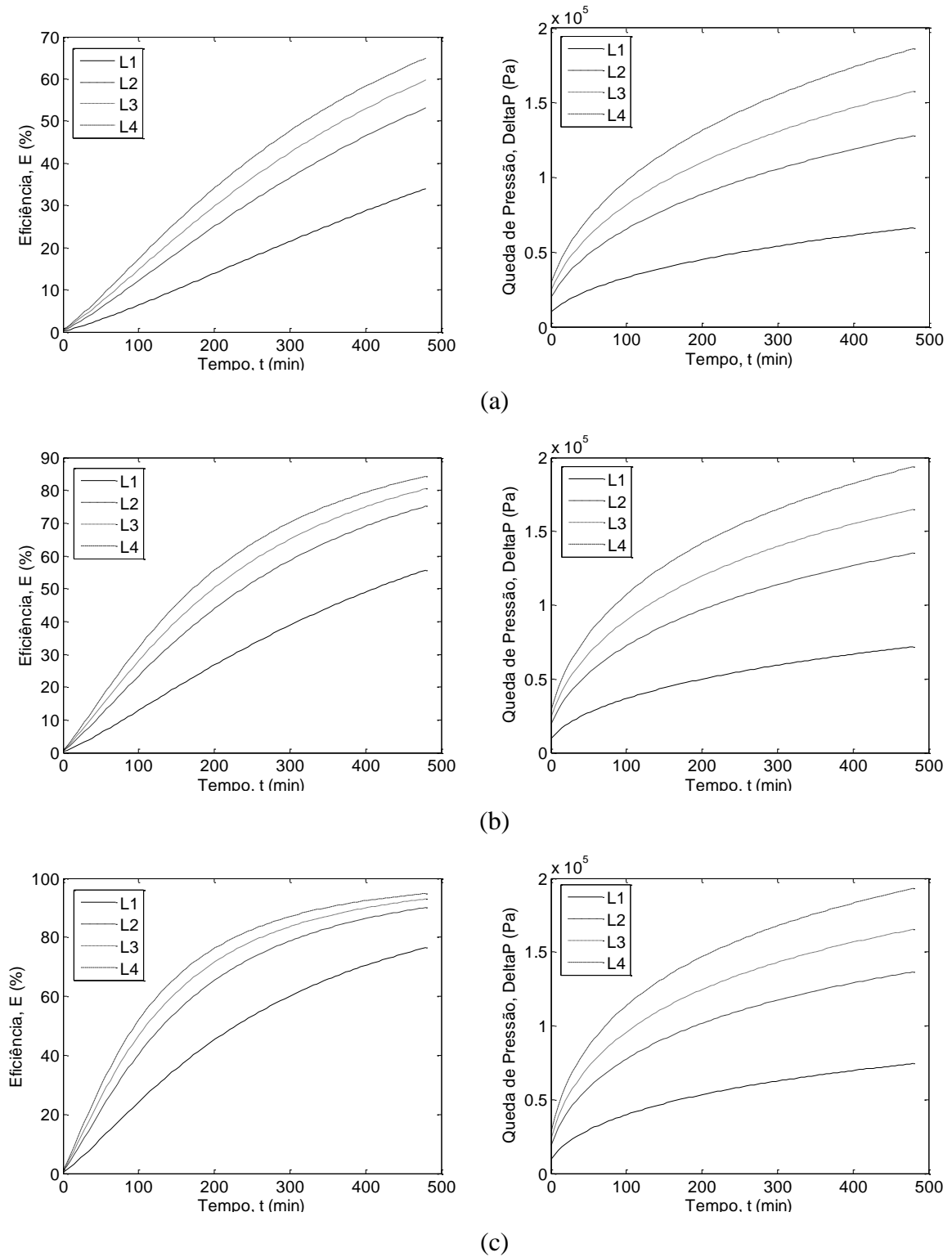


Figura 6.5. Eficiências de filtração e quedas de pressão obtidas sob diferentes condições de velocidade, comprimento do leito, diâmetro do material filtrante e porosidade. (a) $d_g = 1.85$ mm, $\varepsilon = 0.512$, $V_{mf} = 0.0437$ m/s; (b) $d_g = 1.55$ mm, $\varepsilon = 0.517$, $V_{mf} = 0.0383$ m/s; (c) $d_g = 1.29$ mm, $\varepsilon = 0.528$, $V_{mf} = 0.0337$ m/s.

Tabela 6.9. Eficiências de filtração em 4 e 8 horas para os diferentes comprimentos de leito, para as faixas granulométricas adotadas e velocidades superficiais 10% e 50% acima das velocidades mínimas de fluidização.

Diâmetro médio (mm)	Porosidade média	u_s (m/s)	Eficiência (t = 4 horas)				Eficiência (t = 8 horas)			
			L1	L2	L3	L4	L1	L2	L3	L4
1.1 Vmf										
5.525	0.509	0.0898	0.002	0.004	0.005	0.006	0.004	0.008	0.010	0.012
4.375	0.510	0.0787	0.005	0.009	0.011	0.014	0.010	0.021	0.026	0.031
3.675	0.520	0.0732	0.008	0.016	0.020	0.024	0.019	0.037	0.045	0.054
3.075	0.516	0.0645	0.018	0.036	0.045	0.053	0.042	0.081	0.099	0.117
2.580	0.511	0.0561	0.042	0.081	0.100	0.118	0.095	0.176	0.212	0.246
2.180	0.505	0.0485	0.094	0.175	0.211	0.245	0.203	0.348	0.406	0.457
1.850	0.512	0.0437	0.170	0.299	0.352	0.399	0.341	0.531	0.597	0.650
1.55	0.517	0.0383	0.318	0.504	0.569	0.623	0.557	0.752	0.805	0.843
1.29	0.528	0.0337	0.518	0.717	0.774	0.815	0.765	0.901	0.930	0.948
0.945	0.513	0.0219	0.937	0.983	0.990	0.994	0.989	0.998	0.999	1.000
0.5675	0.504	0.0095	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
1.5 Vmf										
5.525	0.509	0.1225	0.001	0.003	0.003	0.004	0.003	0.005	0.007	0.008
4.375	0.510	0.1074	0.003	0.006	0.008	0.009	0.007	0.014	0.017	0.021
3.675	0.520	0.0998	0.006	0.011	0.014	0.017	0.013	0.025	0.032	0.038
3.075	0.516	0.0880	0.013	0.025	0.031	0.037	0.029	0.057	0.070	0.084
2.580	0.511	0.0765	0.030	0.058	0.072	0.085	0.068	0.128	0.157	0.183
2.180	0.505	0.0661	0.068	0.129	0.157	0.184	0.150	0.268	0.318	0.363
1.850	0.512	0.0597	0.126	0.229	0.274	0.314	0.264	0.435	0.498	0.552
1.55	0.517	0.0522	0.247	0.412	0.474	0.527	0.463	0.664	0.725	0.771
1.29	0.528	0.0460	0.429	0.629	0.692	0.741	0.682	0.848	0.887	0.914
0.945	0.513	0.0298	0.900	0.969	0.980	0.987	0.979	0.996	0.998	0.999
0.5675	0.504	0.0130	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

reservatório/velocidade superficial. Variáveis estas intimamente ligadas umas às outras. Tendo em vista a operacionalização do processo, foi fixado um volume máximo de 200 L de efluente para realização dos experimentos, volume este capaz de ser transportado. Foram, através de diversas avaliações, estipulados 2 diâmetros de leito para confecção do módulo experimental: 60 mm e 30 mm. Foi levado em consideração para isto, o tempo possível de experimento considerando 200 L de efluente para cada experimento e também procurou-se evitar efeitos de parede, tendo em vista a compactação não uniforme do material granular. Assim, na Tabela 6.11 foram calculados os tempos de experimento em cada granulometria, nestes 2 diâmetros selecionados, com uso da Equação (6.3).

$$t = \frac{V}{v \pi \frac{D^2}{4}} \quad \text{Equação (6.3)}$$

Tabela 6.10. Quedas de pressão na filtração em 4 e 8 horas para os diferentes comprimentos de leito, para as faixas granulométricas adotadas e velocidades superficiais 10% e 50% acima das velocidades mínimas de fluidização.

Diâmetro médio (mm)	Porosidade média	u_s (m/s)	Queda de pressão (10^5 Pa) (t = 4 horas)				Queda de pressão (10^5 Pa) (t = 8 horas)			
			L1	L2	L3	L4	L1	L2	L3	L4
1.1 Vmf										
5.525	0.509	0.0898	0.230	0.459	0.574	0.689	0.309	0.618	0.772	0.926
4.375	0.510	0.0787	0.266	0.532	0.665	0.798	0.362	0.723	0.904	1.084
3.675	0.520	0.0732	0.288	0.576	0.719	0.863	0.394	0.786	0.982	1.177
3.075	0.516	0.0645	0.332	0.664	0.829	0.993	0.457	0.909	1.134	1.358
2.580	0.511	0.0561	0.387	0.770	0.961	1.150	0.532	1.053	1.310	1.565
2.180	0.505	0.0485	0.448	0.887	1.104	1.319	0.614	1.201	1.487	1.768
1.850	0.512	0.0437	0.489	0.960	1.191	1.417	0.664	1.280	1.575	1.863
1.55	0.517	0.0383	0.539	1.042	1.284	1.520	0.718	1.352	1.650	1.937
1.29	0.528	0.0337	0.574	1.086	1.327	1.561	0.744	1.366	1.654	1.930
0.945	0.513	0.0219	0.645	1.151	1.382	1.604	0.777	1.365	1.633	1.890
0.5675	0.504	0.0095	0.580	1.004	1.197	1.383	0.674	1.165	1.389	1.604
1.5 Vmf										
5.525	0.509	0.1225	0.411	0.822	1.027	1.232	0.552	1.103	1.379	1.655
4.375	0.510	0.1074	0.473	0.946	1.183	1.419	0.643	1.286	1.607	1.927
3.675	0.520	0.0998	0.510	1.019	1.274	1.528	0.697	1.393	1.740	2.086
3.075	0.516	0.0880	0.583	1.165	1.455	1.745	0.801	1.598	1.994	2.389
2.580	0.511	0.0765	0.671	1.337	1.669	1.999	0.924	1.834	2.285	2.732
2.180	0.505	0.0661	0.766	1.521	1.894	2.265	1.053	2.072	2.571	3.063
1.850	0.512	0.0597	0.826	1.631	2.026	2.416	1.129	2.195	2.709	3.213
1.55	0.517	0.0522	0.899	1.751	2.163	2.567	1.208	2.301	2.817	3.318
1.29	0.528	0.0460	0.946	1.808	2.217	2.614	1.242	2.305	2.799	3.275
0.945	0.513	0.0298	1.031	1.854	2.231	2.593	1.254	2.213	2.650	3.070
0.5675	0.504	0.0130	0.878	1.520	1.813	2.094	1.021	1.766	2.106	2.431

Tendo em vista os dados da Tabela 6.11, pôde-se estabelecer dois diâmetros de leito que permitem tempos adequados de experimentação: 60 mm e 30 mm.

Tabela 6.11. Tempo de filtração para as diferentes velocidades a serem utilizadas nos experimentos e diferentes diâmetros de leito.

Diâmetro médio (mm)	Porosidade média	u_s (m/s)	Tempo (h)	
			D = 30 mm	D = 60 mm
1.1 Vmf				
5.525	0.509	0.0898	0.875	0.219
4.375	0.51	0.0787	0.999	0.250
3.675	0.52	0.0732	1.074	0.268
3.075	0.516	0.0645	1.219	0.305
2.58	0.511	0.0561	1.401	0.350
2.18	0.505	0.0485	1.621	0.405
1.85	0.512	0.0437	1.799	0.450
1.55	0.517	0.0383	2.052	0.513
1.29	0.528	0.0337	2.332	0.583
0.945	0.513	0.0219	3.589	0.897
0.5675	0.504	0.0095	8.273	2.068
1.5 Vmf				
5.525	0.509	0.1225	0.642	0.160
4.375	0.51	0.1074	0.732	0.183
3.675	0.52	0.0998	0.788	0.197
3.075	0.516	0.088	0.893	0.223
2.58	0.511	0.0765	1.027	0.257
2.18	0.505	0.0661	1.189	0.297
1.85	0.512	0.0597	1.316	0.329
1.55	0.517	0.0522	1.506	0.376
1.29	0.528	0.046	1.709	0.427
0.945	0.513	0.0298	2.637	0.659
0.5675	0.504	0.013	6.046	1.511

7 CONCLUSÕES

Com o presente estudo foi possível a validação do modelo de descrição macroscópica proposto por Wenzel *et al.*(2014) para filtração de uma suspensão líquida a partir de dados da literatura. Esta descrição macroscópica foi realizada com base na obtenção do coeficiente de filtro médio relativo e da queda de pressão relativa, em função do depósito mássico médio, o qual teve a forma funcional do modelo de Mehter (1970). O coeficiente de filtro inicial para a suspensão de argila e pedra pome como meio filtrante pôde ser estimados de forma satisfatória com o uso da correlação proposta por Tien (2012). A queda de pressão inicial foi satisfatoriamente ajustada pelo modelo de Ergun generalizado – Equação de McDonald.

O trabalho também forneceu dados acerca da distribuição granulométrica do basalto, a partir do qual foram obtidas as porosidades para as diferentes faixas de tamanho de partículas. Com base nos diâmetros das partículas de basalto e sua porosidade foi possível estimar as velocidades mínimas de fluidização, que permitem sua utilização como meio para filtração granular seguida de regeneração do leito pela fluidização do mesmo.

Para os diferentes tamanhos médios de partícula e suas porosidades, associadas às características de efluentes de suinocultura e os modelos de queda de pressão relativa e coeficiente de filtro médio relativo ajustados, foram feitas simulações de filtração em diversas situações de velocidade superficial (velocidades 10 e 50% acima das velocidades mínimas de fluidização calculadas) e comprimentos de leito, obtendo-se resultados de eficiência e queda de pressão ao longo do tempo. Com isto, foram selecionadas as condições para realização de experimentos de filtração, bem como as dimensões básicas do equipamento, que possibilitam adequados tempos de experimento e eficiências e quedas de pressão adequados. Com isto também puderam ser descartados experimentos com eficiências muito baixas.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AIRES, A. W.; SILVA, F. M.; CASTRO, V. M. U.; WENZEL, B. M. **Avaliação do desempenho de um biodigestor canadense modificado no tratamento de dejetos de suínos**. Engevista (UFF), v. 16. n. 4, p. 329-338, Dez. 2014.
- COLEMAN, T.; LI, Y. **An interior trust region approach for nonlinear minimization subject to bounds**. SIAM J. Optimization, v. 6, n. 2, p. 418-445, Maio, 1996.
- CORTEZ, L. A. B.; LORA, E. E. S.; GÓMEZ, E. O. **Biomassa para energia**. Campinas: Editora da Unicamp, 2008.
- DIESEL, R.; MIRANDA, C. R.; PERDOMO, C. C. **Coletânea de Tecnologias sobre Dejetos Suínos**. Boletim Informativo de Pesquisa - Embrapa Suínos e Aves e Extensão - EMATER/RS, BIPERS nº 14, Agosto, 2002.
- FARIZOGLU, B.; NUHOGLU, A.; YILDIZ, E.; KESKINLER, B. **The performance of pumice as a filter bed material under rapid filtration conditions**. Filtration & Separation, v. 40, n. 3, p. 41-47, Abril, 2003.
- GAO, P.; XUE, G.; SONG, X.; LIU, Z. **Depth filtration using novel fiber-ball filter media for the treatment of high-turbidity surface water**. Separation and Purification Technology, v. 95, p. 32-38, Abril, 2012.
- IVES, K. J.; **Theory of Filtration**. International Water Supply Congress and Exhibition, Special subject n.7, Viena, 1969.
- MACKIE, R. I.; BAI, R. **Suspended particle size distribution and the performance of deep bed filters**. Water Research, v. 26, n. 12, p. 1571-1575, 1992.
- OLIVERA, P. A. C.; HIGARASHI, M. M. **Geração e utilização de biogás em unidades de produção de suínos**. Projeto de controle da degradação ambiental decorrente da suinocultura em Santa Catarina. Concórdia: Embrapa Suínos e Aves, 2006.
- SAXENA, S. C.; HENRY, R. F.; PODOLSKI, W. F. **Particulate removal from high-temperature, high pressure combustion gases**. Progress in Energy and Combustion Science, v. 11, n. 3, p. 193-25, 1985.
- TIEN, C.; RAMARAO, B. V. **Can filter cake porosity be estimated based on the Kozeny-Carman equation?** Powder Technology, v.237, p. 233-240, Março, 2013.
- TIEN, C. **Principles of filtration**. Elsevier B.V. 2012.
- TIEN, C.; RAMARAO, B.V. **Granular Filtration of Aerosols and Hydrosols**. Segunda Edição. Elsevier/Butterworths: 2007.
- WENZEL, B. M.; PORCIUNCULA, C. B.; MARCILIO, N. R.; MENEGOLLA, H. B.; DOREMANN, G. M.; GODINHO, M.; MARTINS, C. B. **Filtration of dust in**

anintermittent moving granular bed filter: performance and modeling. Separation and Purification Technology (Print), v. 133, p. 108-119, Setembro, 2014.

WENZEL, B. M. Tratamento Térmico de Resíduos da Indústria Calçadista: Estudo da Gaseificação, Tratamento dos Gases e Aproveitamento das Cinzas. 2013. 200. Tese de doutorado - Programa de Pós Graduação em Engenharia Química, Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Porto Alegre, 2013.

ANEXO A – Separações granulométricas e obtenção da porosidade

Tabela A.1: Massa de partículas de basalto obtidas nas diferentes bateladas de separação granulométrica.

Faixa de tamanho de partículas (mm)	Bat. 1 (g)	Bat. 2 (g)	Bat. 3 (g)	Bat. 4 (g)	Bat. 5 (g)	Bat. 6 (g)	Bat. 7 (g)	Bat. 8 (g)	Bat. 9 (g)	Bat. 10 (g)
> 4,75 < 6,30	452.20	332.47	330.27	487.24	459.08	424.70	450.35	544.51	438.39	776.35
> 4,00 < 4,75	457.69	350.47	341.25	542.44	500.13	452.52	519.88	532.13	469.29	609.04
> 3,35 < 4,00	211.76	172.60	178.07	258.43	239.39	224.21	230.91	241.78	209.95	234.02
> 2,80 < 3,35	184.86	176.82	169.29	263.95	237.30	229.26	291.36	228.03	203.30	199.21
> 2,36 < 2,80	116.87	119.66	117.13	169.23	148.46	155.80	144.04	137.84	137.50	114.12
> 2,00 < 2,36	66.98	76.40	73.50	108.87	100.71	102.93	87.19	86.36	92.61	61.42
> 1,70 < 2,00	62.84	77.90	75.24	112.00	95.34	106.60	95.70	81.77	104.74	70.46
TOTAL =	1702.83	1475.56	1447.98	2235.51	2018.34	1998.54	2036.83	2099.25	2096.27	2477.54

Tabela A.2: Massa de partículas de basalto obtidas na separação granulométrica de refinamento dos menores tamanhos da Tabela A.1.

Faixa de tamanho de partículas (mm)	Batelada (g)
> 1.40 < 1.70	426.375
> 1.18 < 1.40	257
> 0.71 < 1.18	446.168
> 0.425 < 0.71	274.149
TOTAL =	1534.718

Tabela A.3: Frações mássicas das partículas.

Faixa de tamanhos	Diâmetro médio	Distribuição total (%)	Distribuição cumulativa (%)
> 6,30	7.9	4.94	4.94
> 4,75 < 6,30	5.525	23.97	28.91
> 4,00 < 4,75	4.375	24.38	53.28
> 3,35 < 4,00	3.675	11.24	64.52
> 2,80 < 3,35	3.075	11.15	75.67
> 2,36 < 2,80	2.58	6.95	82.61
>2,00 < 2,36	2.18	4.37	86.99
> 1,70 < 2,00	1.85	4.51	91.49
> 1.40 < 1.70	1.55	2.36	93.86
> 1.18 < 1.40	1.29	1.42	95.28
> 0.71 < 1.18	0.945	2.47	97.75
> 0.425 < 0.71	0.5675	1.52	99.27
< 0.425	0.2125	0.73	100.00

Tabela A.4: Obtenção das porosidades para leite com diâmetro de 2,7 cm utilizando água como fluido.

Diâmetro médio	Volume do leite	Massa de Partícula	Massa de partícula + água	Massa de água	Vazios	Porosidade
(mm)	(cm ³)	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
5.525	80	103.506	146.197	42.691	42.755	0.534
4.375	80	104.971	146.213	41.242	41.304	0.516
3.675	80	102.307	146.213	43.906	43.972	0.550
3.075	80	104.986	146.213	41.227	41.289	0.516
2.580	80	104.501	146.213	41.712	41.775	0.522
2.180	80	108.703	146.213	37.51	37.566	0.470
1.850	80	104.631	146.213	41.582	41.644	0.521
1.550	40	53.551	73.684	20.133	20.163	0.504
1.290	40	51.782	71.884	20.102	20.132	0.503
0.945	40	52.548	73.054	20.506	20.537	0.513
0.5675	40	54.209	74.076	19.867	19.897	0.497

Tabela A.5: Obtenção das porosidades para leito com diâmetro de 5,0 cm utilizando água como fluido.

Diâmetro médio	Volume do leito	Massa de Partícula	Massa de partícula + água	Massa de água	Vazios	Porosidade
(mm)	(cm ³)	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
5.525	100	134.632	183.463	48.831	48.904	0.489
4.375	100	138.488	187.784	49.296	49.370	0.494
3.675	100	130.388	181.316	50.928	51.005	0.510
3.075	100	138.067	187.257	49.19	49.264	0.493
2.58	100	136.792	187.563	50.771	50.847	0.508
2.18	100	129.139	178.677	49.538	49.612	0.496
1.85	100	143.519	193.395	49.876	49.951	0.500

Tabela A.6: Obtenção das porosidades para leito com diâmetro de 3,7 cm utilizando água como fluido.

Diâmetro médio	Volume do leito	Massa de Partícula	Massa de partícula + água	Massa de água	Vazios	Porosidade
(mm)	(cm ³)	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
5.525	100	143.836	194.021	50.185	50.260	0.503
4.375	100	137.782	188.924	51.142	51.219	0.512
3.675	100	133.983	185.27	51.287	51.364	0.514
3.075	100	125.573	178.911	53.338	53.418	0.534
2.58	100	133, 319	183.85	50.531	50.607	0.506
2.18	100	132.338	184.25	51.912	51.990	0.520
1.85	100	137, 346	187.143	49.797	49.872	0.499

Tabela A.7: Obtenção das porosidades para leito com diâmetro de 5,0 cm utilizando querosene como fluido.

Diâmetro médio	Volume do leito	Massa de Partícula	Massa de partícula + querosene	Massa de querosene	Vazios	Porosidade
(mm)	(cm ³)	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
5.525	100	141.074	181.013	39.939	50.567	0.506
4.375	100	146.995	188.311	41.316	52.310	0.523
3.675	100	149.517	190.74	41.223	52.192	0.522
3.075	100	144.864	186.385	41.521	52.570	0.526
2.58	100	140.17	180.254	40.084	50.750	0.508
2.18	100	146.41	187.798	41.388	52.401	0.524
1.85	100	138.524	179.36	40.836	51.702	0.517

Tabela A.8: Obtenção das porosidades para leito com diâmetro de 3,7 cm utilizando querosene como fluido.

Diâmetro médio	Volume do leito	Massa de Partícula	Massa de partícula + querosene	Massa de querosene	Vazios	Porosidade
(mm)	cm ³	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
1.55	50	66.275	87.414	21.139	26.764	0.535
1.29	50	68.693	89.29	20.597	26.078	0.522
0.945	50	70.664	91.434	20.77	26.297	0.526
0.5675	50	70.6	90.222	19.622	24.843	0.497

Tabela A.9: Obtenção das porosidades para leito com diâmetro de 5,0 cm utilizando como fluido óleo de soja.

Diâmetro médio	Volume do leito	Massa de Partícula	Massa de partícula + óleo	Massa de óleo	Vazios	Porosidade
(mm)	(cm ³)	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
5.525	100	144.419	191.766	47.347	51.421	0.514
4.375	100	141.501	188.12	46.619	50.630	0.506
3.675	100	138.069	184.612	46.543	50.548	0.505
3.075	100	141.792	189.038	47.246	51.311	0.513
2.58	100	140.098	186.96	46.862	50.894	0.509
2.18	100	141.657	188.954	47.297	51.367	0.514
1.85	100	140.122	188.409	48.287	52.442	0.524

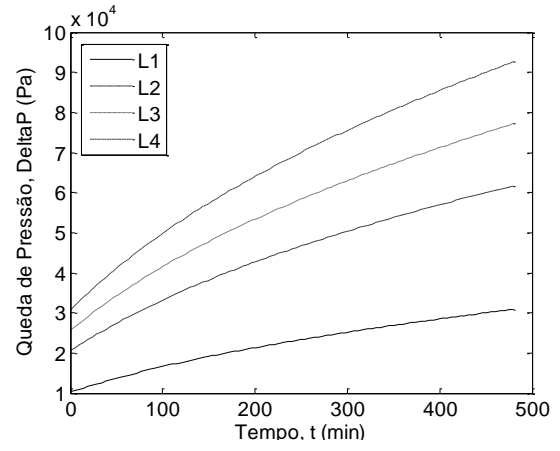
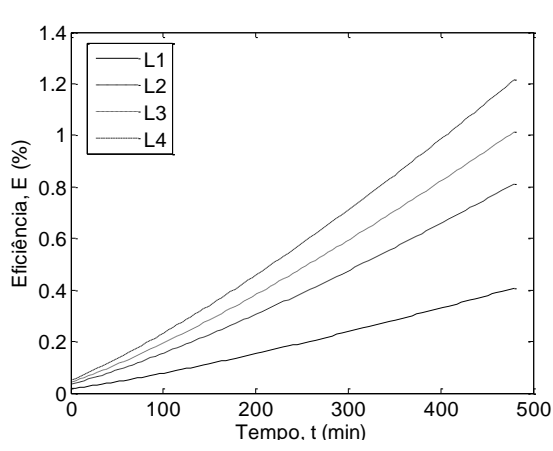
Tabela A.10: Obtenção das porosidades para leito com diâmetro de 3,7 cm utilizando como fluido óleo de soja.

Diâmetro médio	Volume do leito	Massa de Partícula	Massa de partícula + óleo	Massa de óleo	Vazios	Porosidade
(mm)	(cm ³)	(g)	(g)	(g)	(cm ³)	ϵ
1.55	50	67.616	91.181	23.565	25.593	0.512
1.29	50	67.957	93.744	25.787	28.006	0.560
0.945	50	68.19	91.186	22.996	24.975	0.499
0.5675	50	69.82	93.594	23.774	25.820	0.516

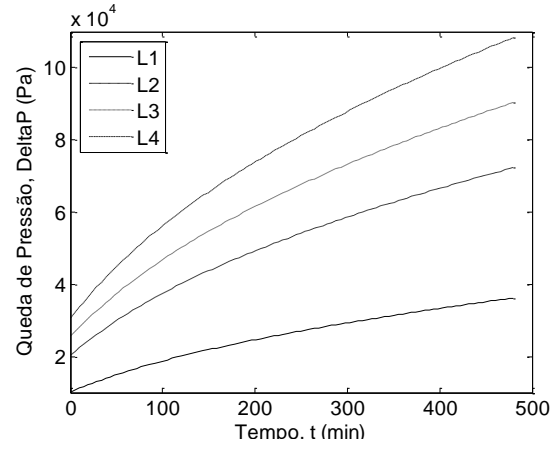
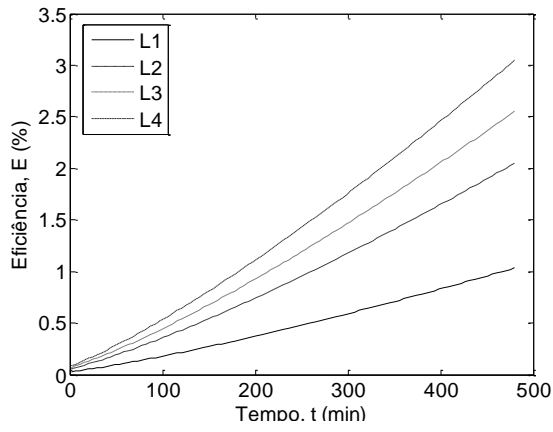
Tabela A.11: Obtenção da densidade média das partículas.

Diâmetro médio (mm)	Volume do leito (cm³)	Massa de Partícula (g)	Porosidade média	Densidade da partícula (kg/m³)
5.525	100	134.632	0.509	2743.07
4.375	100	138.488	0.510	2828.12
3.675	100	130.388	0.520	2717.25
3.075	100	138.067	0.516	2854.68
2.58	100	136.792	0.511	2795.29
2.18	100	129.139	0.505	2607.06
1.85	100	143.519	0.512	2941.24
1.55	40	53.551	0.517	2772.20
1.29	40	51.782	0.528	2744.59
0.945	40	52.548	0.513	2697.26
0.5675	40	54.209	0.504	2729.89
Média geral =				2766.42

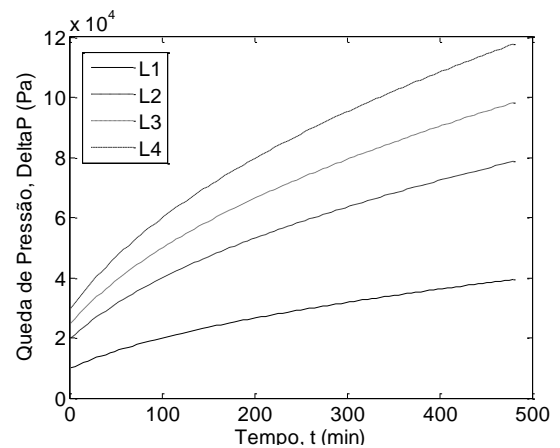
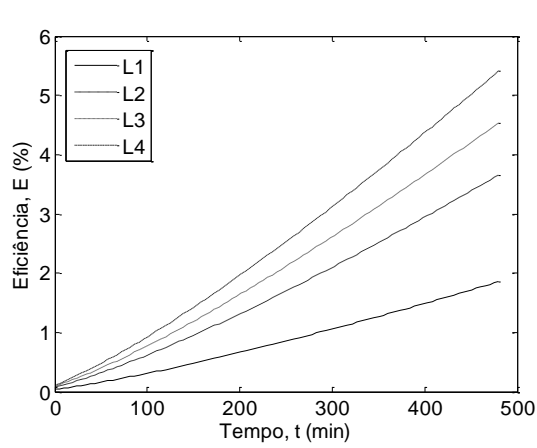
ANEXO B – Resultados das simulações – eficiências e quedas de pressão



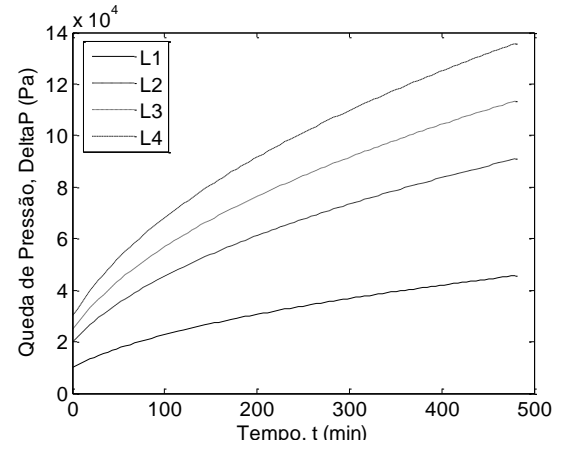
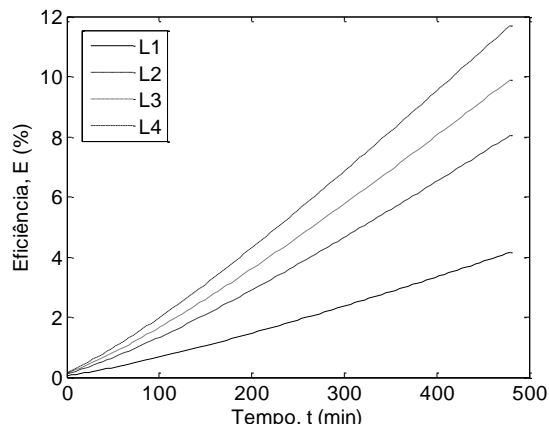
(a)



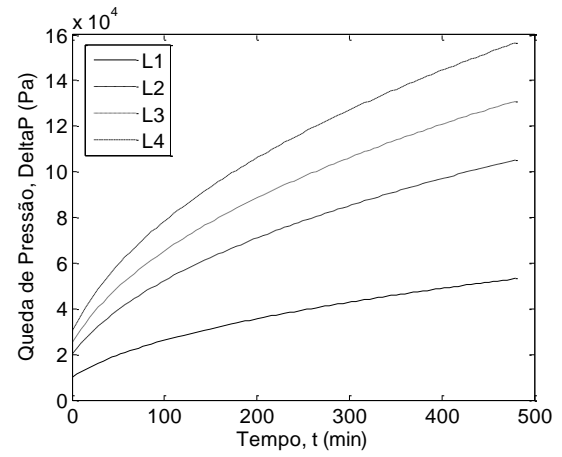
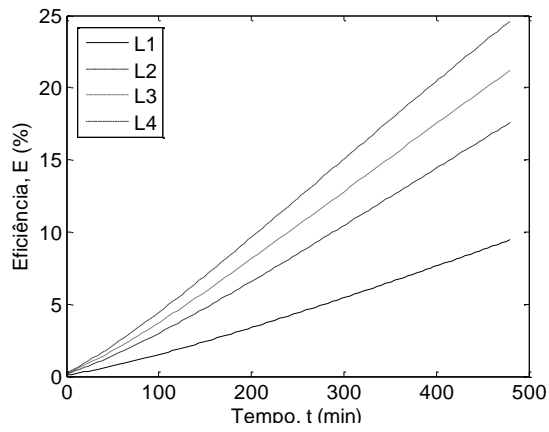
(b)



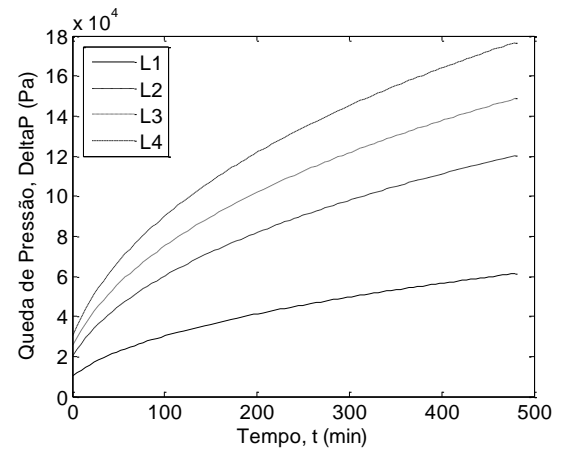
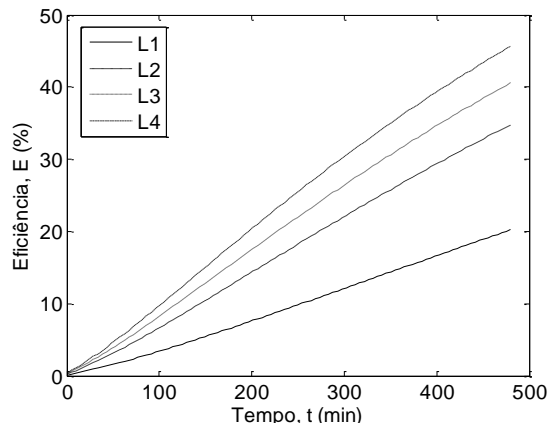
(c)



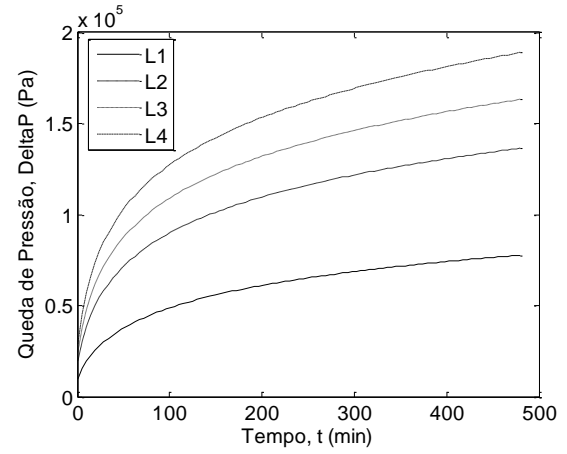
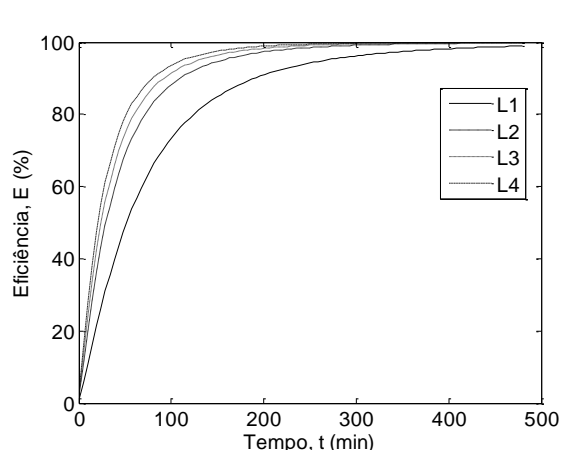
(d)



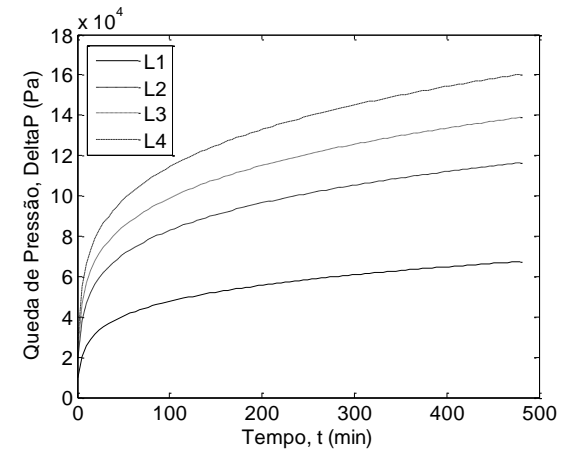
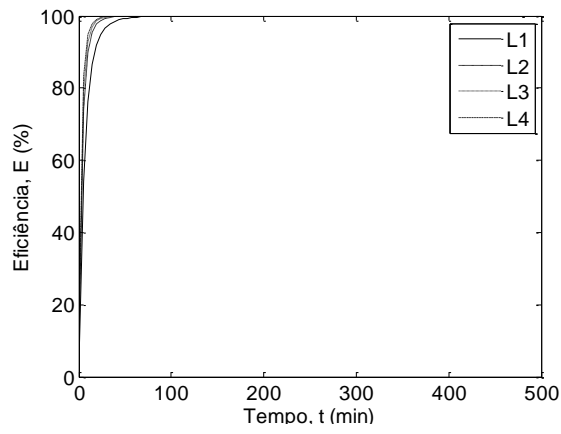
(e)



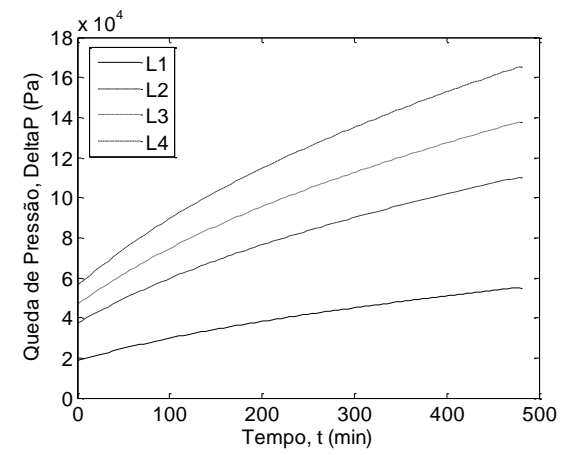
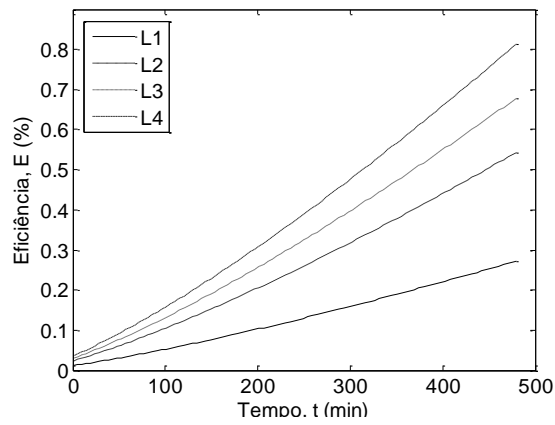
(f)



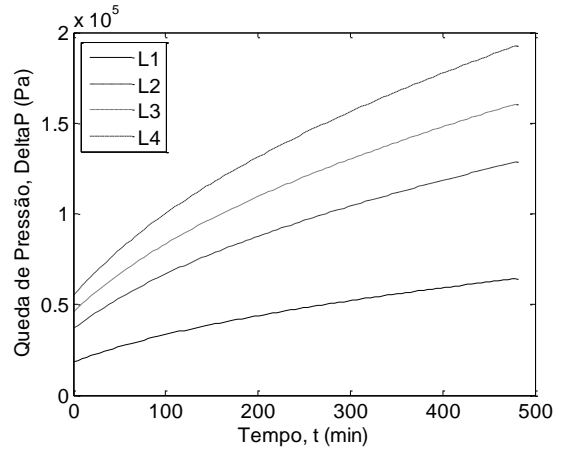
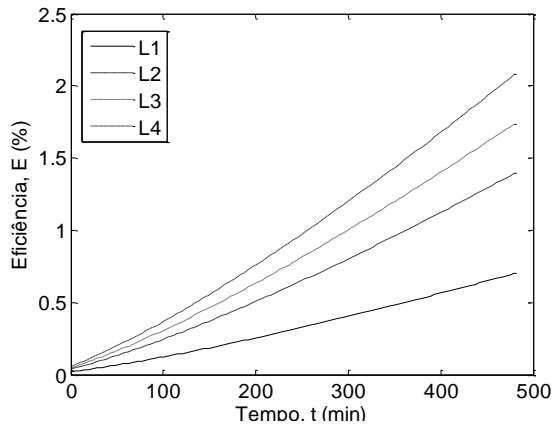
(g)



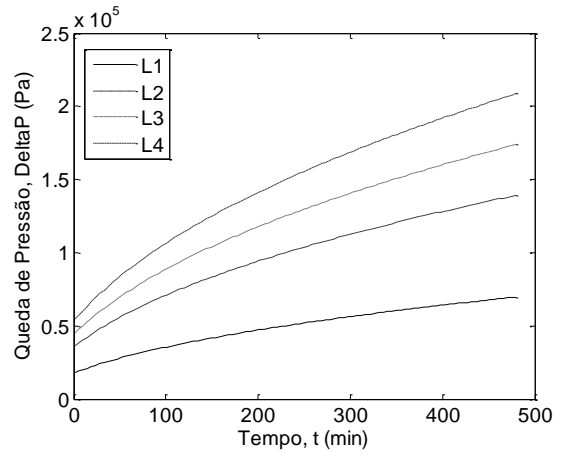
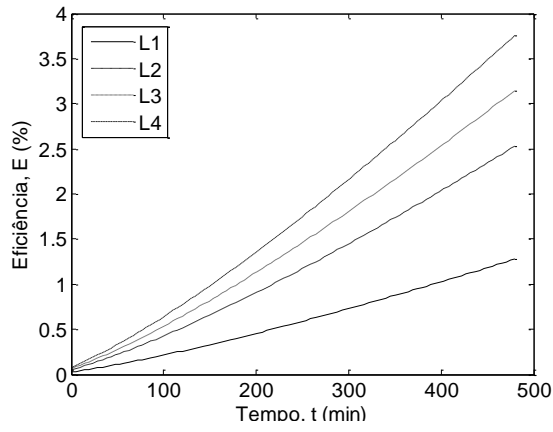
(h)



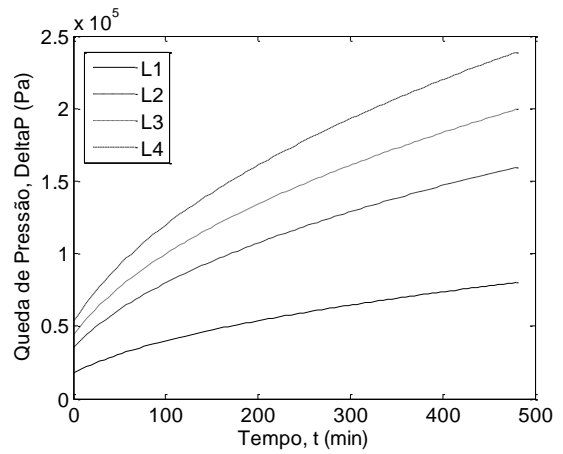
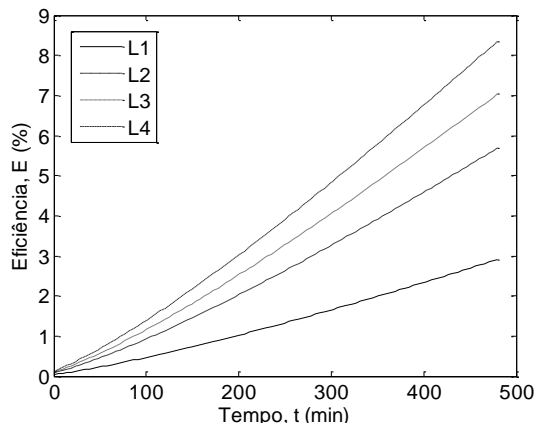
(i)



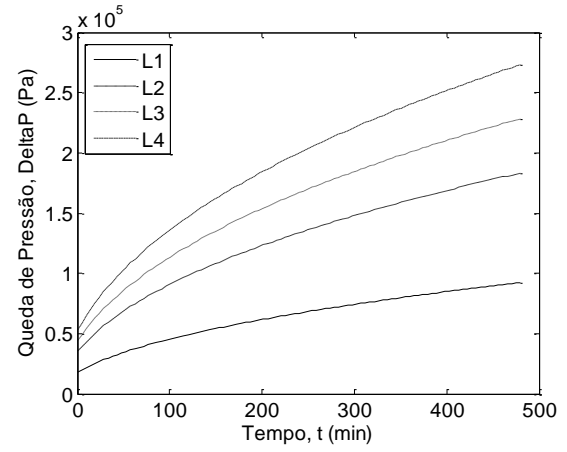
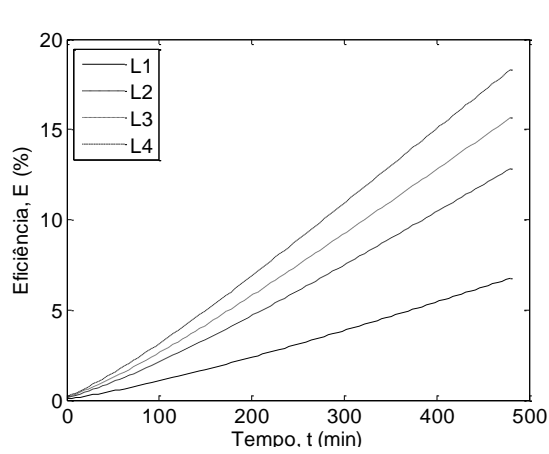
(j)



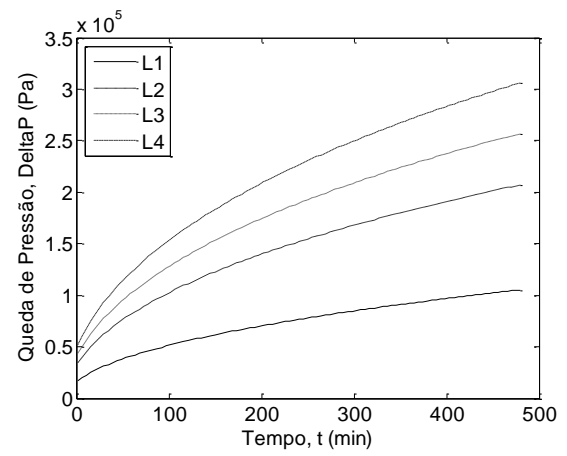
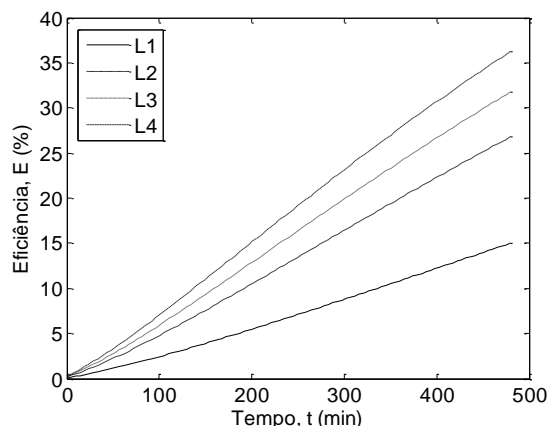
(k)



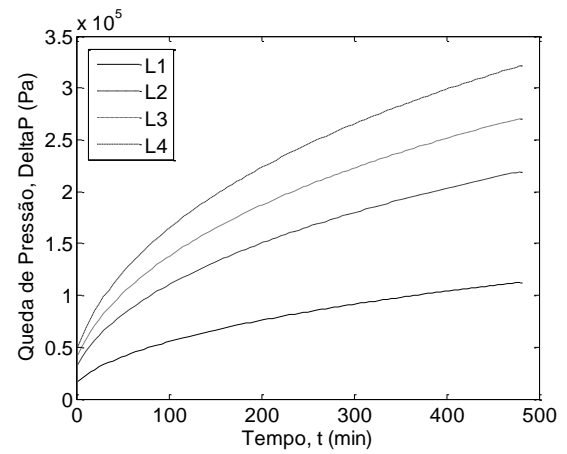
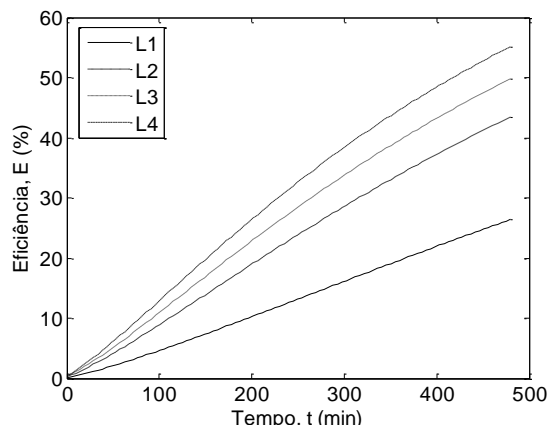
(l)



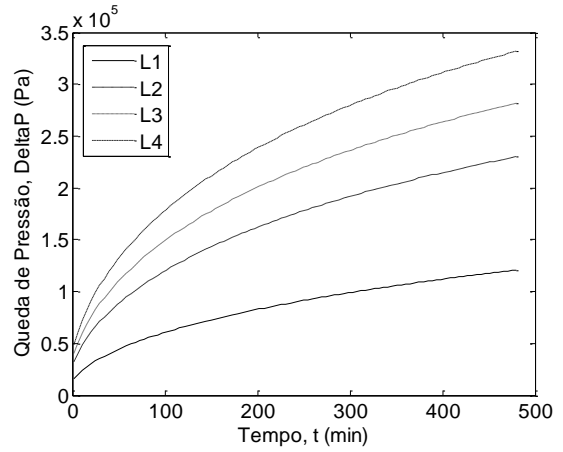
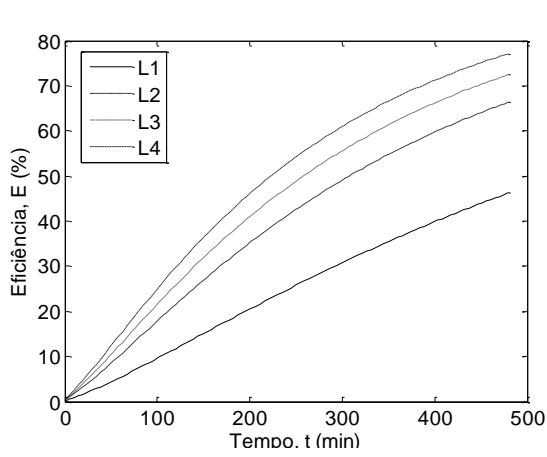
(m)



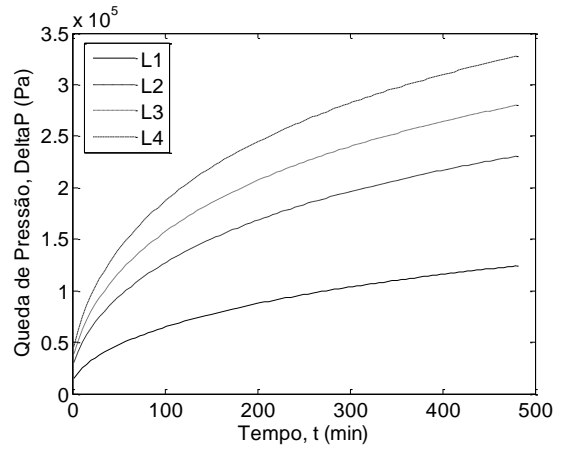
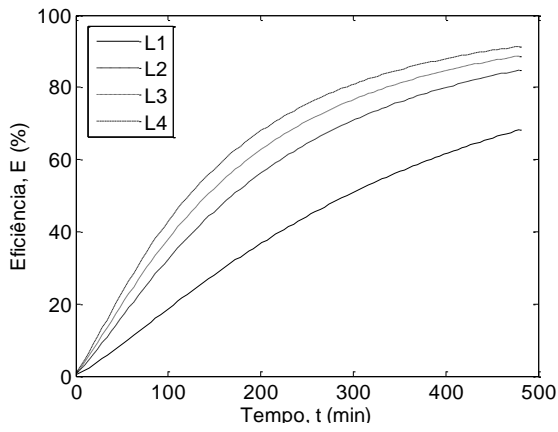
(n)



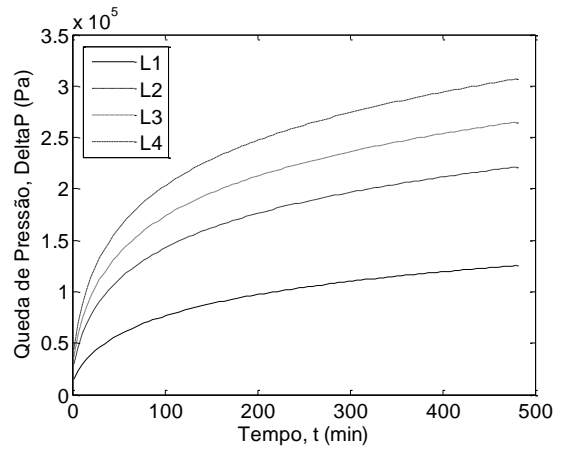
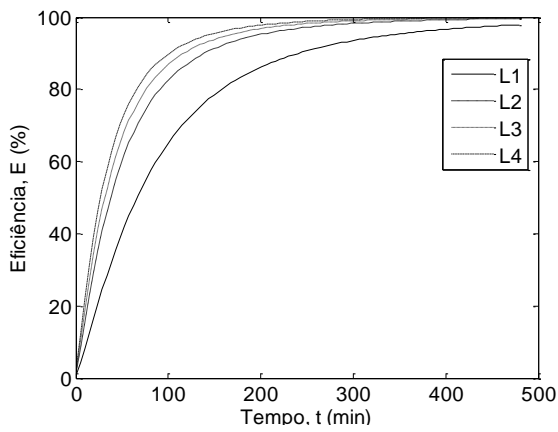
(o)



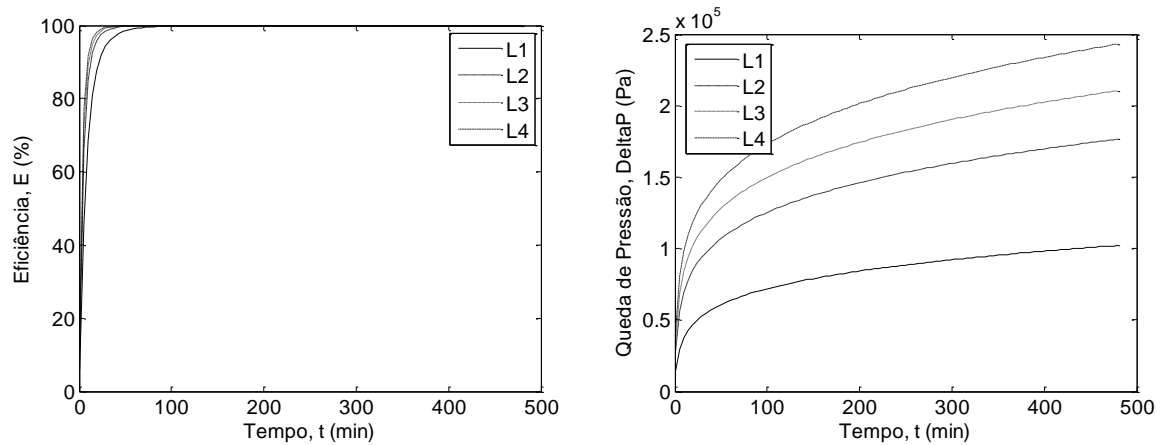
(p)



(q)



(r)



(s)

Figura B.1. Eficiências de filtração e quedas de pressão obtidas sob diferentes condições de velocidade, comprimento do leito, diâmetro do material filtrante e porosidade. (a) $d_g = 5.525$ mm, $\varepsilon = 0.509$, $V_{mf} = 0.0898$ m/s; (b) $d_g = 4.375$ mm, $\varepsilon = 0.510$, $V_{mf} = 0.0787$ m/s; (c) $d_g = 3.675$ mm, $\varepsilon = 0.520$, $V_{mf} = 0.0732$ m/s; (d) $d_g = 3.075$ mm, $\varepsilon = 0.516$, $V_{mf} = 0.0645$ m/s; (e) $d_g = 2.58$ mm, $\varepsilon = 0.512$, $V_{mf} = 0.0561$ m/s; (f) $d_g = 2.18$ mm, $\varepsilon = 0.505$, $V_{mf} = 0.0485$ m/s; (g) $d_g = 0.945$ mm, $\varepsilon = 0.513$, $V_{mf} = 0.0219$ m/s; (h) $d_g = 0.5675$ mm, $\varepsilon = 0.503$, $V_{mf} = 0.0095$ m/s; (i) $d_g = 5.525$ mm, $\varepsilon = 0.509$, $V_{mf} = 0.1225$ m/s; (j) $d_g = 4.375$ mm, $\varepsilon = 0.510$, $V_{mf} = 0.1225$ m/s; (k) $d_g = 3.675$ mm, $\varepsilon = 0.520$, $V_{mf} = 0.0998$ m/s; (l) $d_g = 3.075$ mm, $\varepsilon = 0.516$, $V_{mf} = 0.0880$ m/s; (m) $d_g = 2.58$ mm, $\varepsilon = 0.512$, $V_{mf} = 0.0765$ m/s; (n) $d_g = 2.18$ mm, $\varepsilon = 0.505$, $V_{mf} = 0.0661$ m/s; (o) $d_g = 1.85$ mm, $\varepsilon = 0.512$, $V_{mf} = 0.0597$ m/s; (p) $d_g = 1.55$ mm, $\varepsilon = 0.517$, $V_{mf} = 0.0522$ m/s; (q) $d_g = 1.29$ mm, $\varepsilon = 0.528$, $V_{mf} = 0.0460$ m/s; (r) $d_g = 0.945$ mm, $\varepsilon = 0.513$, $V_{mf} = 0.0298$ m/s; (s) $d_g = 0.5675$ mm, $\varepsilon = 0.503$, $V_{mf} = 0.0130$ m/s.