



DAVID TOMÁS SEQUEIRA

Licenciado em Ciências da Engenharia Química e Bioquímica

ESTUDO DA MELHORIA DO DESEMPENHO DO PROCESSO DOS LAVADORES DE SUPERFOSFATOS

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa

Dezembro, 2021

Estudo da melhoria do desempenho do processo dos lavadores de superfosfatos

Copyright © David Tomás Sequeira Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade NOVA de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia e a Universidade NOVA de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.

Aos meus pais e à minha irmã

AGRADECIMENTOS

Todo o trabalho desenvolvido é o reflexo de todo o esforço, empenho e suor colocados ao longo deste ano. Seria impossível agradecer a todos os envolvidos ao longo desta etapa, para todos um obrigado.

Em primeiro lugar um agradecimento especial ao meu orientador Engenheiro João Alves, por todo o seu apoio, pelo voto de confiança, pela disponibilização de todos os meios necessários para a realização desta dissertação e, apesar da situação de pandemia, por me ter possibilitado realizar parte deste trabalho nas instalações da empresa permitindo um grande crescimento pessoal e profissional.

Ao meu coorientador, Professor Mário Eusébio, por todas as reuniões sagradas de sexta-feira, por toda a ajuda e boa disposição. Um obrigado especial pela forma como me desafiou a ser e fazer melhor obrigando-me a sair da minha zona de conforto e explorar novos caminhos.

Agradeço ainda à senhora Palminha Afonso, auxiliar de Laboratório da universidade nova de lisboa, pela paciência e ajuda durante a realização dos ensaios experimentais, aos Engenheiros Nuno Reis Silva e Rui Carmo pelo conhecimento científico partilhado e a todas as pessoas envolvidas no laboratório da SOPAC pelo apoio, carinho e acolhimento.

Agradeço à Faculdade Nova de Lisboa por me ter proporcionado a realização desta dissertação bem como de todo o mestrado e à empresa SOPAC – Sociedade Produtora de Adubos Compostos por ter disponibilizado esta oportunidade.

Um grande obrigado à minha mãe, ao meu pai e à minha irmã, por terem tornado a realização desta dissertação possível que me apoiaram incondicionalmente e sempre acreditaram em mim, mesmo quando eu não acreditava. A todos os meus amigos por todo o apoio e compreensão por todos os cafés que faltei. À minha cadela Leia (talvez a maior companhia durante a pandemia) pelos momentos de lazer que proporcionou e lambidelas.

A todos um obrigado!

*“Success is not final...
Failure is not fatal”
(Winston Churchill)*

RESUMO

Esta dissertação tem como foco a zona de lavagem dos superfosfatos da SOPAC. A reação de produção de superfosfatos produz gases de flúor que necessitam de ser tratados antes serem libertados para a atmosfera. A limpeza dos gases poluentes na empresa é realizada através de 3 torres de lavagem ocas e um multiventuri, com recurso a água.

A absorção química do flúor com água leva à formação de ácido hexafluorossilícico (H_2SiF_6) e de dióxido de silício sólido (SiO_2).

Foram realizadas análises às variáveis desconhecidas do processo como a temperatura, pressão e concentração de H_2SiF_6 de forma a desenvolver um modelo explicativo sobre o funcionamento de todo o processo. Através do modelo, o valor das emissões de flúor varia entre os 1 e 4,4 mg/Nm^3 e apresenta um erro de $\pm 5\%$ quando comparado com as análises históricas realizadas pela empresa.

Apesar da instalação se encontrar dentro de especificação ambiental, $<5 \text{ mg}/\text{Nm}^3$ de flúor, através do modelo proposto foi possível simular o pior cenário de 239 mg/Nm^3 .

De forma a garantir que a empresa nunca esteja em risco ambiental, foi dimensionada uma coluna de enchimento de absorção com uma eficiência de 98,3% modificando o intervalo de emissões de flúor em condições normais para 0,02 a 0,075 mg/Nm^3 e no pior cenário para 4,5 mg/Nm^3 garantindo sempre o cumprimento da legislação em vigor.

Atualmente não existe nenhum equipamento de remoção dos sólidos formados de SiO_2 na zona de lavagem. A acumulação é mais notória e prejudicial no tanque 1 e R onde, no mínimo, 78% dos sólidos totais do processo se acumulam. Foram propostos e dimensionados, através de ensaios de filtração e sedimentação, um filtro de prensas e um decantador de alta taxa com o intuito de minimizar este problema.

O decantador tubular hexagonal revelou-se ser a hipótese mais viável, com uma eficiência na diminuição da concentração de sólidos nos tanques 1 e R de 99%. Este equipamento retira a necessidade de paragens para limpeza, aumentando a produtividade, reduz a variabilidade do processo, a necessidade de mão de obra especializada e mantém a eficiência da zona de lavagem.

Palavras-Chave: Superfosfatos, emissões de flúor, acumulação de sólidos, coluna de absorção, filtro de prensas, decantador de alta taxa.

ABSTRACT

This dissertation focuses on the superphosphate washing zone at SOPAC. The superphosphate production reaction produces fluorine gases that need to be treated before being released to the atmosphere. The cleaning of the pollutant gases is carried out in the company by means of 3 hollow washing towers and a multiventuri with the use of water.

The chemical absorption of fluoride with water leads to the formation of hexafluorosilicic acid (H_2SiF_6) and solid silicon dioxide (SiO_2).

Analyses of the unknown process variables such as temperature, pressure, and concentration of H_2SiF_6 were performed to develop an explanatory model of how the whole process works. According to the model, the value of fluoride emissions varies between 1 and 4.4 mg/Nm³ and presents an error of $\pm 5\%$ when compared to the historical analyses performed by the company.

Although the facility complies with the environmental specification, <5 mg/Nm³ of fluoride, through the proposed model it was possible to simulate the worst case scenario of 239 mg/Nm³.

In order to ensure that the company is never at environment risk, an absorption packed column was proposed with an efficiency of 98.3% modifying the values of fluoride emissions under normal conditions to 0.02 to 0.075 mg/Nm³ and in the worst case scenario to 4.5 mg/Nm³ always ensuring compliance with the legislation in force.

Currently there is no equipment to remove the SiO_2 formed in the wash zone. The accumulation is more notorious in tank 1 and R where at least 78% of the total solids of the process accumulate. A press filter and a high-rate decanter were proposed and sized, through filtration and sedimentation tests, to minimize this problem.

The hexagonal tubular decanter proved to be the most successful hypothesis, by efficiently reducing the concentration of solids in tanks 1 and R by 99%. This equipment eliminates the need for cleaning stops, increasing productivity, reduces process variability, the need for skilled labour and maintains washing efficiency.

Keywords: Superphosphates, fluoride emissions, solids accumulation, absorption column, press filter, high-rate decanter.

ÍNDICE

1.	INTRODUÇÃO.....	1
2.	REVISÃO BIBLIOGRÁFICA.....	7
2.1.	SEDIMENTAÇÃO.....	7
2.1.1.	<i>Teoria da sedimentação.....</i>	9
2.1.2.	<i>Decantador ideal</i> ^[21,22,23]	13
2.1.3.	<i>Decantadores de alta taxa.....</i>	15
2.2.	FILTRAÇÃO.....	23
2.2.1.	<i>Teoria da filtração.....</i>	24
2.2.2.	<i>Filtro de prensas.....</i>	27
2.3.	ABSORÇÃO.....	30
2.3.2.	<i>Coluna de absorção.....</i>	33
3.	MATERIAIS E MÉTODOS.....	43
3.1.	CARACTERIZAÇÃO E VARIABILIDADE DO PROCESSO.....	43
3.1.1.	<i>Perfil de temperaturas.....</i>	44
3.1.2.	<i>Perfil de pressões.....</i>	44
3.1.3.	<i>Perfil de densidades.....</i>	45
3.2.	BALANÇOS MÁSSICOS.....	45
3.3.	BALANÇOS ENERGÉTICOS.....	48
3.4.	ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO.....	49
3.5.	ENSAIO DE FILTRAÇÃO.....	50
3.6.	DIMENSIONAMENTO.....	52
3.6.1.	<i>Decantadores de alta taxa.....</i>	52
3.6.2.	<i>Filtro de prensas.....</i>	55
3.6.3.	<i>Coluna de absorção.....</i>	56
4.	APRESENTAÇÃO E DISCUSSÃO DE RESULTADOS.....	59
4.1.	CARACTERIZAÇÃO E VARIABILIDADE DO PROCESSO.....	59
4.1.1.	<i>Perfil de temperaturas.....</i>	59
4.1.2.	<i>Perfil de pressões.....</i>	62
4.1.3.	<i>Perfil de concentração de H₂SiF₆.....</i>	63
4.1.4.	<i>Perfil de saída de ar seco.....</i>	65
4.1.5.	<i>Balancos mássicos e energéticos.....</i>	66
4.2.	DIMENSIONAMENTOS E ANÁLISE HAZOP.....	72
4.2.1.	<i>Decantadores de alta taxa.....</i>	72
4.2.2.	<i>Filtro de prensas.....</i>	84
4.2.3.	<i>Coluna de absorção.....</i>	93
4.3.	VIABILIDADE DAS PROPOSTAS.....	101
5.	CONCLUSÕES.....	105

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	107
A. RESULTADOS EXPERIMENTAIS	113
A.1. TANQUE R.....	113
A.2. TANQUE 1.....	116
A.3. TANQUE 2.....	117
A.4. TANQUE 3.....	120
A.5. TANQUE MV.....	121
B. DADOS E GRÁFICOS AUXILIARES.....	123

ÍNDICE DE FIGURAS

FIGURA 1.1- VÁRIOS TIPOS DE FERTILIZANTES FOSFATADOS ADAPTADO DE [5].....	2
FIGURA 1.2- EVOLUÇÃO DO CONSUMO DE VÁRIOS FERTILIZANTES FOSFATADOS ADAPTADO DE [6]	2
FIGURA 1.3- ESQUEMA DA ZONA DE LAVADORES DA EMPRESA SOPAC.....	4
FIGURA 2.1- SEDIMENTAÇÃO DO TIPO I.....	8
FIGURA 2.2- SEDIMENTAÇÃO DO TIPO II.....	8
FIGURA 2.3- SEDIMENTAÇÃO DO TIPO III	9
FIGURA 2.4- SEDIMENTAÇÃO DO TIPO IV	9
FIGURA 2.5- FORÇAS APLICADAS NUMA PARTÍCULA ESFÉRICA EM QUEDA	10
FIGURA 2.6- VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO A VÁRIAS CONCENTRAÇÕES SÓLIDOS	13
FIGURA 2.7- REPRESENTAÇÃO DO TRAJETO DE UMA PARTÍCULA NUM DECANTADOR IDEAL	14
FIGURA 2.8- COMPARAÇÃO ENTRE v_s E v_{sc} NUM DECANTADOR IDEAL	15
FIGURA 2.9- ESQUEMA DE UM DECANTADOR LAMELAR E VÁRIAS GEOMETRIAS DOS TUBOS	16
FIGURA 2.10- A) SENTIDO CONTRACORRENTE; B) SENTIDO CO-CORRENTE; C) SENTIDO CRUZADO	17
FIGURA 2.11- SISTEMAS DE COORDENADAS ADAPTADO DE [31].....	18
FIGURA 2.12- SISTEMA DE DECANTAÇÃO DE ALTA TAXA ADAPTADO DE [31].....	19
FIGURA 2.13- FLUXO LAMINAR	21
FIGURA 2.14- REPRESENTAÇÃO DE UMA FILTRAÇÃO	23
FIGURA 2.15- A) <i>CAKE FILTRATION</i> ; B) <i>DEEP-BED FILTRATION</i> ;.....	24
FIGURA 2.16- REPRESENTAÇÃO DOS DOIS TIPOS DE BOLO	27
FIGURA 2.17- REPRESENTAÇÃO DE UM FILTRO DE PRENSAS EM FUNCIONAMENTO	28
FIGURA 2.18- A) LAVAGEM SIMPLES; B) LAVAGEM COMPLEXA	28
FIGURA 2.19- REPRESENTAÇÃO DAS ETAPAS DE UM CICLO DE UM FILTRO DE PRENSAS.....	29
FIGURA 2.20- REPRESENTAÇÃO DA <i>TWO-FILM THEORY</i>	30
FIGURA 2.21- ABSORÇÃO DE UMA REAÇÃO IRREVERSÍVEL E INSTANTÂNEA ADAPTADO DE [48]	31
FIGURA 2.22- COLUNA DE ENCHIMENTO A) ESTRUTURADO, B) ALEATÓRIO E C) COLUNA DE PRATOS	34
FIGURA 2.23- REPRESENTAÇÃO DAS ENTRADAS E SAÍDAS DE UMA COLUNA DE ABSORÇÃO.....	35
FIGURA 2.24- CORRELAÇÃO GENERALIZADA DA QUEDA DE PRESSÃO RETIRADO DE [16].....	38
FIGURA 3.1- ESQUEMA DA INSTALAÇÃO FABRIL COM OS LOCAIS DE MEDIÇÃO.....	43
FIGURA 3.2- REPRESENTAÇÃO REAL DO ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO	50
FIGURA 3.3- REPRESENTAÇÃO DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO	52
FIGURA 3.4- PASSOS DO DIMENSIONAMENTO DE UM DECANTADOR DE ALTA TAXA.....	54
FIGURA 3.5- PASSOS DO DIMENSIONAMENTO DE UM FILTRO DE PRENSAS.....	56
FIGURA 3.6- PASSOS PARA DEFINIÇÃO DAS CARACTERÍSTICAS DA COLUNA	57

FIGURA 3.7- PASSOS DO DIMENSIONAMENTO DE UMA COLUNA DE ABSORÇÃO	58
FIGURA 4.1-PERFIL DE TEMPERATURA DO GÁS	59
FIGURA 4.2- PERFIL DE TEMPERATURA DO LÍQUIDO	61
FIGURA 4.3- PERFIL DE PRESSÃO DO GÁS.....	62
FIGURA 4.4- PERFIL DE CONCENTRAÇÃO DE H_2SiF_6	64
FIGURA 4.5- PERFIL DE ENTRADA DE AR SECO NO PROCESSO	65
FIGURA 4.6- DIAGRAMA DO PROCESSO E COMPOSIÇÃO DE CADA UMA DAS CORRENTES.....	67
FIGURA 4.7-PERFIL DE SÓLIDOS PROVENIENTES DO TANQUE 2 PARA O TANQUE 1	68
FIGURA 4.8- IMPACTO DA TEMPERATURA NAS EMISSÕES E H_2O A INTRODUIR NO PROCESSO	69
FIGURA 4.9- IMPACTO DA ENTRADA DE AR SECO NAS EMISSÕES E H_2O A INTRODUIR NO PROCESSO ..	69
FIGURA 4.10- IMPACTO DA CONCENTRAÇÃO DE H_2SiF_6 NAS EMISSÕES E H_2O A INTRODUIR NO PROCESSO.....	70
FIGURA 4.11- IMPACTO DAS VÁRIAS COMBINAÇÕES NAS EMISSÕES E H_2O A INTRODUIR NO PROCESSO	71
FIGURA 4.12- IMPACTO DAS CAUSAS ESPECIAIS NAS EMISSÕES E H_2O A INTRODUIR NO PROCESSO	72
FIGURA 4.13- COMPARAÇÃO DOS RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO.....	73
FIGURA 4.14- DETERMINAÇÃO DA VELOCIDADE DE SEDIMENTAÇÃO.....	74
FIGURA 4.15- IMPACTO DA ESCOLHA DO Re NA ÁREA DO DECANTADOR	76
FIGURA 4.16- PERFIL DE CONCENTRAÇÃO ESPERADO NA ALIMENTAÇÃO AO DECANTADOR	77
FIGURA 4.17- IMPACTO DO AUMENTO DO CAUDAL DE ALIMENTAÇÃO NO Re E NO TEMPO DE RESIDÊNCIA.....	77
FIGURA 4.18- <i>PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM</i> DO DECANTADOR TUBULAR.....	83
FIGURA 4.19-RESULTADO EXPERIMENTAL DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO	84
FIGURA 4.20-RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO (1)	85
FIGURA 4.21- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO (2)	85
FIGURA 4.22- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO (3)	85
FIGURA 4.23- PERFIL DE CONCENTRAÇÃO DO TANQUE 1	88
FIGURA 4.24- IMPACTO DA RESISTÊNCIA DO BOLO NO TEMPO DE CICLO	88
FIGURA 4.25- <i>PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM</i> DO FILTRO DE PRENSAS	92
FIGURA 4.26- IMPACTO DA NOVA COLUNA DE ABSORÇÃO NO PROCESSO	95
FIGURA 4.27- <i>PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM</i> DA COLUNA DE ABSORÇÃO	100
FIGURA 4.28- PERFIL DE CONCENTRAÇÃO ESPERADO NA ALIMENTAÇÃO AO DECANTADOR E AO FILTRO DE PRENSAS.....	101
FIGURA B.1- IMPACTO DA CONCENTRAÇÃO EM % MÁSSICA DE H_2SiF_6 NA DENSIDADE DA MISTURA [63]	123
FIGURA B.2- COMPOSIÇÃO DA FASE GASOSA EM EQUILÍBRIO COM A SOLUÇÃO H_2SiF_6 [64]	124
FIGURA B.3- RÁCIO Hf/SiF_4 EM FASE DE VAPOR EM EQUILÍBRIO COM SOLUÇÃO H_2SiF_6 PARA DIFERENTES CONTEÚDOS DE SÍLICAS[64].....	124

ÍNDICE DE TABELAS

TABELA 2.1- COMPARAÇÃO DE UMA COLUNA DE PRATOS E ENCHIMENTO ADAPTADA DE [55]	34
TABELA 2.2- COMPARAÇÃO DE DIVERSOS ASPERSORES ADAPTADA DE [60].....	41
TABELA 3.1-PLANEAMENTO DA AMOSTRAGEM.....	44
TABELA 4.1- RESUMO DO PERFIL DE TEMPERATURAS DO GÁS	60
TABELA 4.2- RESUMO DO PERFIL DE TEMPERATURAS DO LÍQUIDO.....	62
TABELA 4.3- RESUMO DO PERFIL DE PRESSÃO DO GÁS.....	63
TABELA 4.4- RESUMO DO PERFIL DE CONCENTRAÇÃO DE H_2SiF_6	65
TABELA 4.5- COMPARAÇÃO DOS MÉTODOS UTILIZADOS COM A FÁBRICA DA <i>MONTEDISON S.P.A.</i>	66
TABELA 4.6- COMPARAÇÃO DA EFICIÊNCIA DA 1º TORRE DO MODELO COM A FÁBRICA DA <i>MONTEDISON S.P.A.</i>	66
TABELA 4.7- COMPARAÇÃO DAS EMISSÕES E H_2O DO MODELO COM AS ANÁLISES REALIZADAS PELA EMPRESA	71
TABELA 4.8- PARÂMETROS CALCULADOS NO DIMENSIONAMENTO DO DECANTADOR DE ALTA TAXA .	75
TABELA 4.9-RESTRICÇÕES E BOAS PRÁTICAS PARA UMA GEOMETRIA HEXAGONAL E QUADRADA	76
TABELA 4.10- ANÁLISE HAZOP AO DECANTADOR TUBULAR.....	79
TABELA 4.11- RESISTÊNCIA DO BOLO E DO FILTRO CALCULADAS ATRAVÉS DOS ENSAIOS EXPERIMENTAIS.	86
TABELA 4.12- PARÂMETROS DEFINIDOS PARA O DIMENSIONAMENTO DO FILTRO DE PENSAS	87
TABELA 4.13- PARÂMETROS CALCULADOS NO DIMENSIONAMENTO DO FILTRO DE PENSAS	87
TABELA 4.14- ANÁLISE HAZOP AO FILTRO DE PENSAS	90
TABELA 4.15- RESUMO DAS CARACTERÍSTICAS DETERMINADAS NO DIMENSIONAMENTO DA COLUNA DE ABSORÇÃO.....	94
TABELA 4.16- COMPARAÇÃO DO MODELO PROPOSTO COM E SEM A NOVA COLUNA DE ABSORÇÃO.....	95
TABELA 4.17- ANÁLISE HAZOP À COLUNA DE ABSORÇÃO.....	96
TABELA 4.18- COMPARAÇÃO DAS VÁRIAS PROPOSTAS	103
TABELA A.1-RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO DO TANQUE R.....	113
TABELA A.2-RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO DO TANQUE R.....	114
TABELA A.3- RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A CONVERSÃO DA DENSIDADE EM CONCENTRAÇÃO DE H_2SiF_6 DO TANQUE R.....	115
TABELA A.4- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO DO TANQUE 1.....	116
TABELA A.5- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO DO TANQUE 1.....	116
TABELA A.6- RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A CONVERSÃO DA DENSIDADE EM CONCENTRAÇÃO DE H_2SiF_6 DO TANQUE 1.....	117

TABELA A.7- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO DO TANQUE 2.....	117
TABELA A.8- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO DO TANQUE 2.....	118
TABELA A.9- RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A CONVERSÃO DA DENSIDADE EM CONCENTRAÇÃO DE H ₂ SiF ₆ DO TANQUE 2.....	119
TABELA A.10- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE FILTRAÇÃO DO TANQUE 3.....	120
TABELA A.11- RESULTADOS EXPERIMENTAIS DO ENSAIO DE SEDIMENTAÇÃO DO TANQUE 3.....	120
TABELA A.12- RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A CONVERSÃO DA DENSIDADE EM CONCENTRAÇÃO DE H ₂ SiF ₆ DO TANQUE 3.....	120
TABELA A.13- RESULTADOS EXPERIMENTAIS PARA A CONVERSÃO DA DENSIDADE EM CONCENTRAÇÃO DE H ₂ SiF ₆ DO TANQUE MV.....	121
TABELA B.1- DADOS RELEVANTES PARA A REALIZAÇÃO DOS BALANÇOS ENERGÉTICOS [63,86,87,88]	123
TABELA B.2- PARÂMETROS DO ENCHIMENTO.....	125
TABELA B.3- PARÂMETROS EMPÍRICOS.....	125

Simbologia

Simbologia	Significado	Unidades
m	Massa	kg
F_g	Força gravítica	kg.m.s ⁻²
F_a	Força de atrito	kg.m.s ⁻²
v_p	Velocidade da partícula	m.s ⁻¹
V_p	Volume da partícula	m ³
ρ_p	Densidade da partícula	kg.m ⁻³
ρ_l	Densidade do líquido	kg.m ⁻³
g	Aceleração da gravidade	m.s ⁻²
C_D	Coeficiente de arrasto	-
A_p	Área projetada da partícula	m ²
d	Diâmetro	m
Re	Número de Reynolds	-
μ	Viscosidade	Pa.s
ρ_m	Densidade da mistura	kg.m ⁻³
μ_m	Viscosidade da mistura	Pa.s
e	Porosidade/fração de vazios	-
v_0	Velocidade do fluido	m.s ⁻¹

Simbologia	Significado	Unidades
v_s	Velocidade de sedimentação	$m.s^{-1}$
Q	Caudal de alimentação	$m^3.h^{-1}$
B	Largura do decantador	m
A	Área	m^2
v_{sc}	Velocidade de sedimentação crítica	$m.s^{-1}$
u_x	Velocidade local no plano do eixo do x	$m.s^{-1}$
θ	Inclinação do decantador	$^\circ$
v_{px}	Velocidade da partícula no eixo do x	$m.s^{-1}$
v_{py}	Velocidade da partícula eixo do y	$m.s^{-1}$
d_c	Diâmetro do canal	m
l	Comprimento	m
L_d	Comprimento relativo do decantador	-
Sc	Valor crítico	-
L'_d	Comprimento relativo da zona de transição	
τ	Tensão de cisalhamento	
f	Fator de atrito de Fanning	-
ΔP	Variação de pressão Pa	Pa
u	Velocidade média	$m.s^{-1}$
u_1	Velocidade média pelo canal poroso	$m.s^{-1}$
d'	Diâmetro equivalente	m
l'	Comprimento do canal	m
S_b	Área da superfície específica	$m^2.m^{-3}$

Simbologia	Significado	Unidades
K''	Constante de Kozeny	-
l_e	Espessura do bolo	m
r	Resistência específica oferecida pelo bolo	m ²
J	Concentração de sólidos por suspensão	kg.kg ⁻¹
V	Volume de filtrado	m ³
v	Volume de bolo depositado por unidade de volume filtrado	m ³ .m ⁻³
L_r	Resistência do filtro	m ⁻¹
n	Coefficiente de compressibilidade	-
k_g, k_l	Coefficiente de transferência de massa	m s ⁻¹
P_A	Pressão parcial do gás	Pa
P_i	Pressão parcial na interface do gás	Pa
C_i	Concentração na interfase na fase líquida	mol.m ⁻³
C_l	concentração na fase líquida	mol.m ⁻³
Ha	Número Hatta	-
G	Caudal de gás	m ³ .s ⁻¹
L	Caudal de líquido	m ³ .s ⁻¹
x	Fração do composto na fase líquida	
y	Fração do composto na fase gasosa	
a	Área interfacial ativa para transferência	m ² .m ⁻³
A_c	Área da seção transversal da coluna	m ²
y_i	fração do componente a difundir na interface	-

Simbologia	Significado	Unidades
G'	Caudal de gás por unidade de área	$m^3.s^{-1}.m^{-2}$
L'	Caudal de líquido por unidade de área	$m^3.s^{-1}.m^{-2}$
H_g, H_l	Altura de unidades de transferência de massa	-
N_g, N_l	Número de unidades de transferência de massa	-
z	Altura da coluna ou enchimento	m
y^*	Valor de equilíbrio na fase do gás	-
x^*	Valor de equilíbrio na fase do líquido	-
K_g, K_l	Coefficiente de transferência de massa global	$m.s^{-1}$
H_{og}, H_{ol}	Altura de unidades de transferência de massa	-
N_{og}, N_{ol}	Número de unidades de transferência de massa global	-
N_{sc}	Número de Schmidt	-
m	Declive da linha de equilíbrio	-
$\alpha, \beta, \gamma, \theta, \eta$	Fatores empíricos	-
μ_w	Viscosidade da água a 293 K	$Pa.s^{-1}$
ρ_w	Densidade da água a 293 K	$kg.m^{-3}$
G'_{inu}	Caudal de gás por unidade de área de inundação	$m^3.s^{-1}$
a_p	Área superficial específica do enchimento	m^2
d_h	Diâmetro hidráulico	m
H_w	<i>Hold-up</i>	$m^3.m^{-3}$

Simbologia	Significado	Unidades
w	Humidade absoluta	-
P_w	Pressão de saturação da água	Pa
MM	Massa molar	-
R	Constante dos gases perfeitos	$\text{m}^3.\text{Pa}.\text{K}^{-1}.\text{mol}^{-1}$
P_b	Pressão do ar seco	Pa
m_w	Massa de vapor	kg
m_{ar}	Massa de ar seco	kg
ΔH	Variação de entalpia	$\text{kJ}.\text{mol}^{-1}$
T_{ref}	Temperatura de referência	$^{\circ}\text{C}$
\bar{C}_p	Capacidade térmica média	$\text{kJ}.\text{mol}^{-1}$
$\Delta H_{f,p}^{\circ}$	Entalpia de formação	$\text{kJ}.\text{mol}^{-1}$
e_s	Espessura de placas/tubos	m
a_r	Aresta	m
h_h	Altura hexágono	m
C_u	Concentração de lamas	$\text{kg}.\text{m}^{-3}$
Q_u	Caudal de saída de lamas	$\text{kg}.\text{h}^{-1}$

Introdução

O crescimento populacional ao longo da história levou a um aumento da necessidade e produção alimentar. A grande maioria destes produtos provêm da exploração de solos como: trigo, milho e soja. Com o aumento da procura mundial tornou-se fundamental garantir as melhores condições para maximizar as colheitas, bem como torná-las mais resistentes.

Os fertilizantes têm um papel fundamental para garantir as melhores condições possíveis para as colheitas, podendo, por exemplo, combater algumas deficiências mineralógicas do solo.

Desde que o homem se tornou sedentário, a agricultura, apesar de com um conceito diferente do atual, começou a ser implementada no seu dia-a-dia. Tribos utilizavam cinzas e esterco de animais como fontes de nutrientes para a produção de plantas [1][2].

Estas técnicas mantiveram-se intemporais e é necessário avançar até ao ano 1840 onde, através de vários estudos empíricos, *Justus von Liebig* descobriu a importância dos elementos minerais derivados do solo na nutrição vegetal e a necessidade de os renovar para manter a fertilidade do solo [3]. A partir deste momento nasceu a indústria de fertilizantes químicos. Vários tipos de fertilizantes foram elaborados de acordo com as principais necessidades do solo, como: fertilizantes fosfatados (fósforo), fertilizantes nitrogenados (nitrogénio), fertilizantes Potássicos (potássio) e fertilizantes compostos como NPK (nitrogénio, fósforo, potássio) [4].

O fósforo é essencial no metabolismo dos vegetais, sendo responsável pela transferência de energia às células e atuando na respiração e fotossíntese. A maior fonte de fósforo conhecida atualmente advém de uma rocha denominada de fosforite devido ao teor de minerais fosfatados no seu interior. Vários tipos de fertilizantes podem ser formados a partir desta rocha. Na figura 1.1 estão representados alguns dos tipos de fertilizantes fosfatos e os seus métodos atuais de produção.

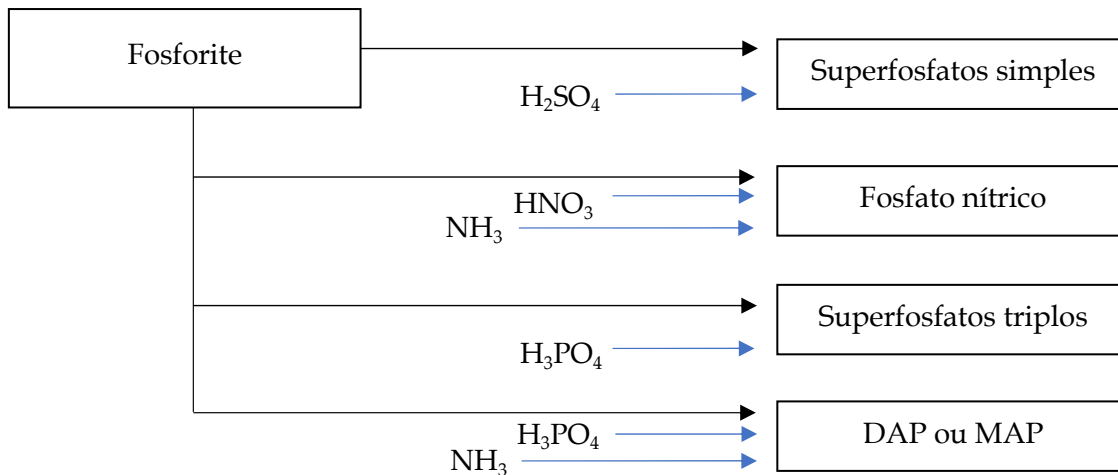


Figura 1.1- Vários tipos de fertilizantes fosfatados adaptado de [5]

Na figura 1.2, é possível observar a evolução do consumo global dos vários tipos de fertilizantes fosfatos.

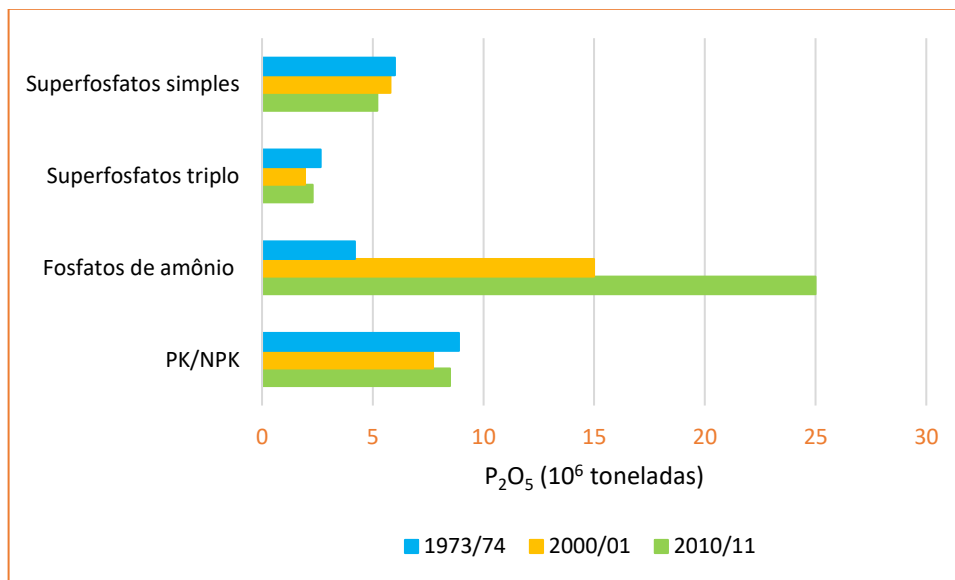


Figura 1.2- Evolução do consumo de vários fertilizantes fosfatados adaptado de [6]

Nas instalações da SOPAC são produzidos quase todos os tipos de fertilizantes fosfatos até agora apresentados.

Esta dissertação foca-se no processo de produção de superfosfato nomeadamente na sua zona de lavagem.

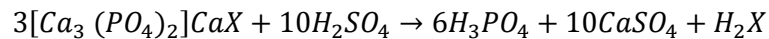
Tal como indicado na figura 1.1, existem dois tipos de superfosfatos: superfosfatos simples (SSP) e superfosfatos triplos (TSP). Ambos partilham os mesmos equipamentos de produção, apenas se muda o tipo de ácido para realizar o ataque à fosforite.

O primeiro passo para a produção de SSP ou TSP passa pela moagem da fosforite para que esta tenha a granulometria desejada, esta moagem é realizada através de moinhos pendulares. Através do uso de ciclones é garantido que apenas as partículas com tamanho desejado são alimentadas ao reator e uma balança à entrada deste garante a proporção desejada. Em simultâneo, é introduzido ácido no reator de acordo com o tipo

de produto desejado, no caso de SSP é utilizado ácido sulfúrico, para TSP, ácido fosfórico.

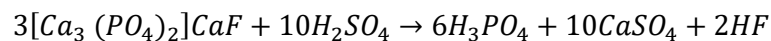
Superfosfatos simples ^[7]

Os SSP provêm do ataque à rocha fosforite através do uso de ácido sulfúrico. Este dissolve a fosforite e desencadeia uma variedade de reações que podem variar de rocha para rocha de acordo com as suas propriedades. A principal reação encontra-se representada na reação 1.1, onde X pode variar entre F, Cl, CO_3 , OH e SiF_4 dependendo das propriedades da fosforite.

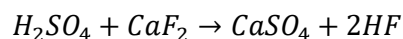


Reação 1.1

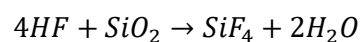
Com base nestes fatores, existe alguma dificuldade em determinar com precisão o que ocorre no reator, no entanto, uma vez que a quantidade de flúor é superior aos restantes, é tradicionalmente utilizado o conjunto de reações 1.2, 1.3 e 1.4 para caracterizar o processo de reação.



Reação 1.2



Reação 1.3

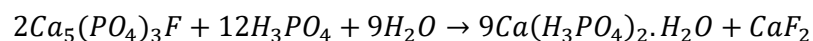


Reação 1.4

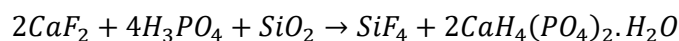
Os superfosfatos simples, para além do contributo de fósforo, apresentam a vantagem de conter um teor de enxofre, potenciando as capacidades dos SSP como fertilizante.

Superfosfatos triplo ^[8]

O superfosfato triplo é produzido através do ataque do ácido fosfórico à fosforite. Tal como os SSPs, existe uma grande variedade no tipo de reações que podem ocorrer, no entanto, as reações 1.5 e 1.6 representam as tradicionalmente consideradas.



Reação 1.5



Reação 1.6

Pela reação 1.5 é possível observar que o ataque à fosforite com ácido fosfórico, leva a um maior teor de fósforo quando comparado com o ácido sulfúrico. O TSP apresenta o triplo do fósforo que o SSP, daí o seu nome de triplo.

As reações para a produção de SSP e TSP, ocorrem no reator e continuam a ocorrer ao longo de uma correia transportadora.

Até este ponto, os passos indicados são os mais comuns de encontrar na indústria, desde a moagem até ao reator, o processo é simples e ocorre sem contratempos. No entanto, se realizarmos uma análise mais profunda às reações 1.3, 1.4 e 1.6, um problema começa a surgir: os poluentes de flúor que se formam na fase gasosa.

O ácido fluorídrico é extremamente tóxico e corrosivo e o seu contacto com a fauna e a flora pode ter efeitos irreversíveis. É assim obrigatório que as fábricas de superfosfatos tenham legislações muito apertadas para as suas emissões. O DL 125/2018^[9] explicita que as emissões gasosas de flúor não podem passar os 5 mg/Nm³.

O sistema utilizado pela SOPAC para resolver este problema consiste no uso de três torres de lavagem seguido de um multiventuri. De forma a minimizar os efluentes líquidos do processo, o líquido das torres de lavagem é reciclado ao reator. Esta estratégia diminui custos associados ao tratamento dos efluentes e reduz o uso de ácido, no entanto aumenta a quantidade de flúor nas torres de lavagem o que obriga a uma eficiência dos equipamentos maior.

Na figura 1.3 encontra-se representado um esquema do sistema de lavagem dos superfosfatos instalados na SOPAC.

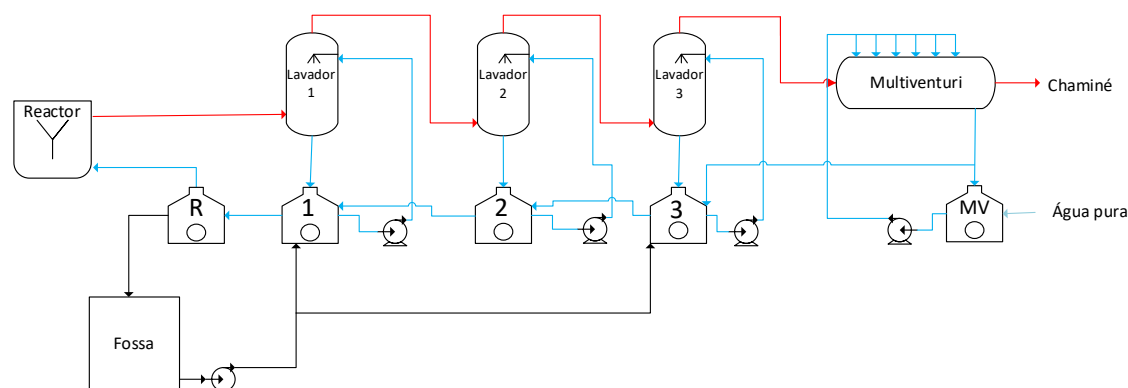
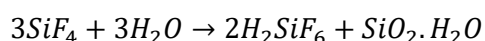


Figura 1.3- Esquema da zona de lavadores da empresa SOPAC

Tal como no reator, existe um número elevado de reações que ocorrem no interior dos equipamentos de lavagem sendo a reação 1.7 a mais relevante.



Reação 1.7

No processo existente na instalação fabril da SOPAC foram identificados dois problemas:

Acumulação de sólidos no processo

Pela reação 1.7, é possível observar que um dos subprodutos é dióxido de silício sólido, SiO₂. Pela figura 1.3 é possível constatar que não existe nenhum equipamento que remova os sólidos do processo, o que leva a uma grande acumulação destes, por sua vez conduzindo a vários problemas na instalação sendo os mais relevantes:

- Paragens sucessivas para a limpeza dos equipamentos

Estas paragens sucessivas implicam perdas económicas, mão de obra adicional, afeta o tempo de produção e destabiliza o processo.

- Aumento da densidade do reciclo

O reciclo ao reator, de forma a não comprometer a qualidade final do produto, não pode exceder uma densidade de $1\ 310\ \text{kg/m}^3$ ou uma concertação de sólidos de $205\ \text{kg/m}^3$. Como a densidade do SiO_2 é mais elevada que a do líquido, ao longo do tempo a densidade do reciclo irá aumentar.

- Perda de rendimento da lavagem de gases

Entupimento das bombas e dos aspersores podem condicionar o caudal de líquido de lavagem e, conseqüentemente, diminuir a eficiência da zona de lavagem.

Para combater este problema existem duas soluções: a paragem do processo e limpeza dos equipamentos ou o aumento do caudal de H_2O puro no processo. Esta última, apesar de impedir a paragem de produção, para além de destabilizar o processo, transborda o tanque R, sendo o líquido sujo depois reintroduzido no tanque 3, comprometendo a eficiência da torre 3.

A acumulação de sólidos obriga o processo a funcionar de forma cíclica sem que este consiga atingir um verdadeiro estado estacionário e compromete o controlo do processo obrigando os operadores a correr sempre atrás do "prejuízo".

Emissões de flúor

Devidos às rígidas leis de emissões de flúor é necessário sempre garantir que o processo se encontra dentro de especificação.

Esta dissertação pode ser separada em 3 objetivos:

- Compreender e definir as características e correntes do processo

Atualmente desconhece-se a composição de cada uma das correntes e características do processo, como pressão e temperatura, envolvendo a zona de lavagem dos superfosfatos. Foram realizadas medições e retiradas amostras para este fim.

- Resolver/ minimizar o problema da acumulação de sólidos

Uma vez que não existem equipamentos disponíveis na zona de lavagem que possam remover sólidos do processo foram propostos e dimensionados dois equipamentos para esta função.

- Garantir as emissões de flúor dentro de especificação

Apesar da empresa se encontrar dentro de especificação, procuraram-se soluções para garantir que, mesmo no pior caso, o processo continue dentro da legislação.

Ao longo de toda a dissertação o foco manteve-se nos SSP onde existe um maior teor de flúor na corrente gasosa e conseqüentemente um valor mais elevado de sólidos e emissões.

Revisão bibliográfica

Depois de identificados os problemas do processo, procedeu-se a um estudo bibliográfico para perceber qual a melhor maneira de os colmatar e todos os pressupostos por de trás das soluções apresentadas.

Em relação à acumulação de sólidos, a solução mais comum em manuais operativos passa pela periodicidade de lavagem e remoção de sólidos dos equipamentos para manterem a sua eficiência. Esta solução não é viável o suficiente e existe a necessidade de uma remoção de sólidos do processo contínua para evitar a sua acumulação.

Equipamentos como decantadores de alta taxa são abundantemente utilizados como separadores de sólidos e de líquidos em várias indústrias, pelos quais poderiam ser uma solução. Estes já foram avistados numa fábrica de menores dimensões, em relação à SOPAC, de produção de SSP.

Outro equipamento já provado na indústria para a separação de sólidos e líquidos é o filtro de prensas, apesar de não se saber se alguma vez foi adotado para uma fábrica de SSP, o seu modo de operação e eficiência tornam-no uma possibilidade.

Em relação a uma maior segurança no que toca ao teor de flúor nas emissões dos gases de saída do processo, cada fábrica de SSP e TSP têm as suas soluções e, normalmente, todas incluem um sistema de 3 torres de lavagem vazias onde os gases provenientes da reação são lavados com água e um último equipamento como um ciclone ou um multiventuri, no exemplo da SOPAC. Não existe propriamente um sistema melhor em relação aos restantes, variados fatores como capacidade fabril, origem da matéria-prima e área disponível fazem com que cada instalação possa seguir o que para ela se adapte melhor. Dada a área disponível na SOPAC para expansão e a eficiência requerida, uma das opções mais viáveis passa pela possível instalação de uma nova torre de absorção.

2.1. Sedimentação

A sedimentação pode ser definida como a separação de partículas sólidas suspensas num dado líquido através de forças gravitacionais. Esta separação ocorre quando estas partículas apresentam uma densidade superior à do líquido onde estão inseridas.

A sedimentação é um dos processos mais utilizados quando o objetivo passa por retirar o maior número possível de sólidos a um dado líquido até este ficar translúcido

(sem teor de sólidos), esta técnica encontra-se bastante presente em indústrias de limpeza de águas e efluentes industriais [10].

A deposição ou sedimentação de partículas depende da sua distribuição de tamanho, da sua concentração, geometria, composição e até mesmo da temperatura da mistura [11], a combinação destes parâmetros pode originar 4 formas distintas de sedimentação [12]:

- Sedimentação discreta (Tipo I):

As partículas não alteram as suas propriedades físicas, como a forma, tamanho e composição, mantêm a sua velocidade e não existem interações significativas entre elas. Todos estes fatores fazem com que neste tipo de sedimentação seja possível aplicar as leis de Newton e Stokes para a determinação da velocidade de sedimentação.

Este tipo de sedimentação está normalmente associado a soluções com baixa concentração de sólidos.

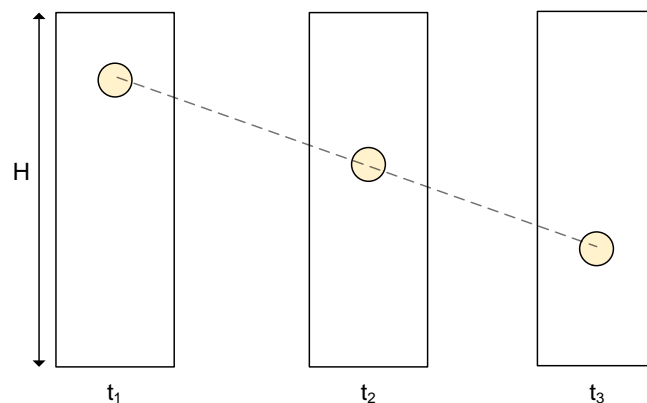


Figura 2.1-Sedimentação do tipo I

- Sedimentação floculenta (Tipo II):

Ao contrário do que acontece no Tipo I, as partículas terão tendência a aglomerar-se, levando a um aumento do seu tamanho e, conseqüentemente, a um aumento da velocidade de sedimentação. Uma vez que a velocidade de sedimentação não se mantém constante inviabiliza o uso das leis anteriormente referidas.

Este tipo de sedimentação pode ocorrer devido a propriedades intrínsecas das partículas ou à presença de agentes coagulantes.

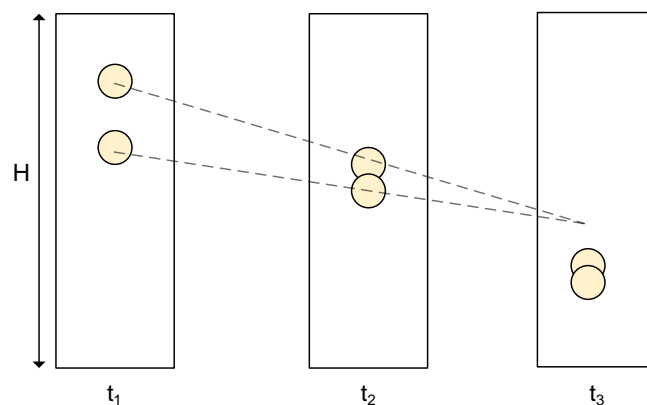


Figura 2.2-Sedimentação do tipo II

- Sedimentação em zona (Tipo III)

O tipo III ocorre devido à interação da partícula com as partículas circundantes. Nesta interação, ao contrário do tipo II, não ocorre formação de flocos, mas sim de uma massa de partículas que criam uma interface líquido-sólido bem definida. Esta interface irá diminuir em altura ao longo do tempo sendo assim possível retirar a velocidade de sedimentação com recurso a ensaios experimentais.

Este tipo de sedimentação ocorre em soluções concentradas.

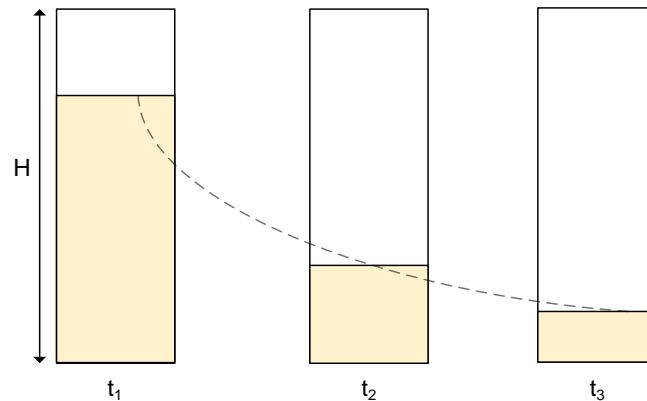


Figura 2.3-Sedimentação do tipo III

- Sedimentação por compressão (Tipo IV)

O último tipo de sedimentação ocorre em soluções com elevada concentração onde se dá a formação de uma estrutura onde apenas o peso das partículas do topo contribui para a sedimentação. A força do peso irá comprimir a estrutura e esta irá deformar e expulsar água no seu interior diminuindo a altura de sólidos.

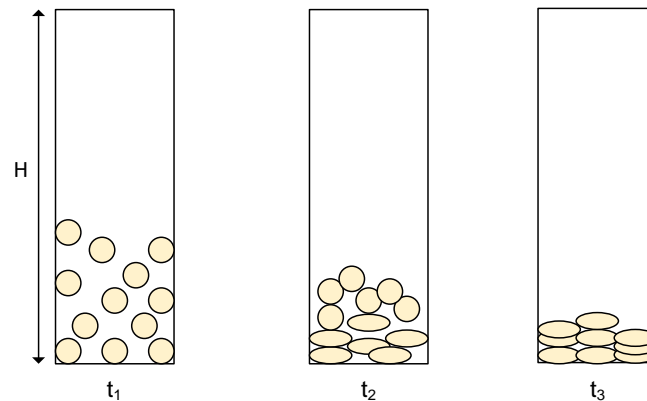


Figura 2.4-Sedimentação do tipo IV

2.1.1. Teoria da sedimentação

A teoria da sedimentação tem como objetivo determinar a velocidade de sedimentação e está normalmente associada as leis de Stokes e Newton.

Uma partícula que se encontra em sedimentação discreta apresenta apenas duas forças, uma provocada pela gravidade e uma no sentido oposto, a força que resulta do atrito da partícula com o líquido que está envolto. Estas forças encontram-se representadas na figura 2.5 onde a partícula foi considerada esférica [13][14].

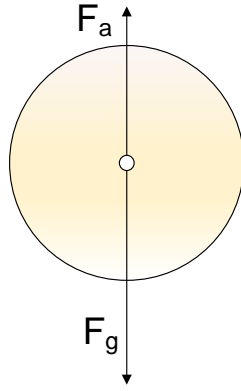


Figura 2.5-Forças aplicadas numa partícula esférica em queda

De acordo com a segunda lei de Newton:

$$m \frac{dv_p}{dt} = F_g - F_a$$

Equação 2.1

Onde,

m : massa da partícula, kg

F_g : força gravítica kg.m.s^{-2}

F_a : força de atrito kg.m.s^{-2}

v_p : velocidade da partícula, m.s^{-1}

A força gravítica é facilmente determinada pela equação 2.2:

$$F_g = m * g = (\rho_p - \rho_l) * V_p * g$$

Equação 2.2

Onde,

V_p : volume da partícula m^3

ρ_p : densidade da partícula kg.m^{-3}

ρ_l : densidade do líquido kg.m^{-3}

g : aceleração da gravidade m.s^{-2}

A força de atrito pode ser calculada através da equação empírica 2.3:

$$F_a = \frac{C_D * A_p * \rho_l * v_p^2}{2}$$

Equação 2.3

Onde,

C_D : Coeficiente de arrasto

A_p : área projetada da partícula m^2

Rearranjado a equação da segunda lei de Newton obtemos:

$$m \frac{dv_p}{dt} = (\rho_p - \rho_l) * V_p * g - \frac{C_D * A_p * \rho_l * v_p^2}{2}$$

Equação 2.4

Considerando o estado estacionário e aproximando a forma da partícula a uma esfera temos:

$$\frac{dv_p}{dt} = 0 \text{ em estado estacionário, } A = \frac{\pi d^2}{4} \text{ e } V_p = \frac{\pi d^3}{6}$$

Equação 2.5

Onde,

d : diâmetro m

Por fim voltamos a rearranjar e derivar a equação 2.4, e obtemos:

$$v_p = \sqrt{\frac{4 * g * d * (\rho_p - \rho_l)}{3 * C_D * \rho_l}}$$

Equação 2.6

O fator do coeficiente de arrasto não é uma constante e o seu valor é altamente dependente do número de Reynolds, Re .

Para o caso de regime laminar e para valores de $Re < 1$, C_D pode ser definido como:

$$C_D = \frac{24}{Re} \text{ e } Re = \frac{d * v * \rho}{\mu}$$

Equação 2.7

Onde,

μ : viscosidade Pa.s

E assim, modificando a última equação podemos obter a conhecida lei de Stokes e a velocidade de queda de uma partícula esférica discreta^[15]:

$$v_p = \frac{d^2 * (\rho_p - \rho_l) * g}{18 * \mu}$$

Equação 2.8

Para o caso de o Re se encontrar no intervalo de 1 a 1000, o coeficiente de arrasto pode ser considerado como:

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0,5}} + 0,34$$

Equação 2.9

Já para $Re > 1000$, considera-se o C_D constante com valor de aproximadamente:

$$C_D \approx 0,44$$

Como já referido, estas equações têm a desvantagem de apenas poderem ser aplicadas a soluções diluídas e com um perfil de sedimentação do tipo I.

Para soluções concentradas existe a necessidade de modificar as equações anteriormente definidas, devido a fatores como ^[16]:

- O intervalo de tamanhos das partículas, se este for significativo, as partículas maiores podem empurrar as partículas mais pequenas aumentando a sua velocidade de sedimentação.
- As partículas estarem mais juntas o que aumenta a possibilidade de estas se irem agregando, formando partículas maiores.
- O gradiente de velocidade do fluido próximo das partículas aumentar como resultado da mudança de área e da forma dos espaços de fluxo.
- A velocidade ascendente do fluido deslocado durante a sedimentação ser apreciável numa suspensão concentrada e a velocidade de sedimentação aparente ser menor do que a velocidade real em relação ao fluido.

Apesar destes fatores, a equação da lei de Stokes não deixou de ser o ponto de partida para algumas tentativas de definir a velocidade de sedimentação para soluções concentradas, entre elas a tentativa de Robinson ^[17] que em 1926 sugeriu modificar os parâmetros do líquido, da viscosidade e da densidade, para as propriedades da mistura e acrescentar uma constante, K'' . Steinour ^[18], por sua vez, propôs utilizar a densidade da mistura, acrescentar uma função dos espaços vazios da partícula proveniente do seu estudo de sedimentação de tapioca em óleo e por fim a multiplicação dos espaços vazios ao quadrado a todo o sistema. Por fim, Hawksley ^[19], que à semelhança de Robinson, modifica os parâmetros de viscosidade e, à semelhança de Steinour, multiplica os espaços vazios pelo sistema.

$$\text{Robinson: } v = \frac{K'' \cdot d^2 \cdot (\rho_p - \rho_m) \cdot g}{\mu_m}$$

Equação 2.10

$$\text{Steinour: } v = \frac{e^2 \cdot d^2 \cdot (\rho_p - \rho_m) \cdot g}{18 \cdot \mu} * f(e), \quad f(e) = 10^{-1,82 \cdot (1-e)}$$

Equação 2.11

$$\text{Hawksley: } v = \frac{e \cdot d^2 \cdot (\rho_p - \rho_m) \cdot g}{18 \cdot u_m}$$

Equação 2.12

Podemos observar na figura 2.6 um esboço do comportamento da velocidade de sedimentação observado experimentalmente do mesmo tipo de amostra a diferentes concentrações de sólidos ^[16,20].

É perceptível que quanto maior a concentração da suspensão, menor a diferença de alturas da interface entre o clarificado e a lama em intervalos de tempo maiores, o que resulta numa velocidade de sedimentação menor.

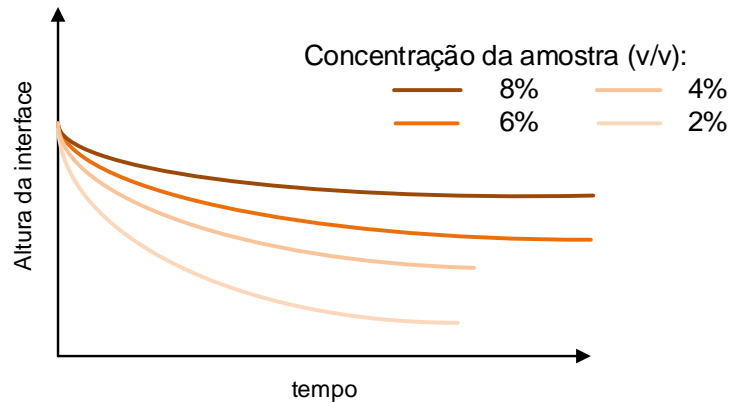


Figura 2.6- Velocidade de sedimentação a várias concentrações sólidos

É assim possível concluir que para menores concentrações de sólidos obtêm-se valores de velocidade de sedimentação maiores ^[20]. Esta relação entre concentração de sólidos e velocidade de sedimentação ocorre uma vez que, uma maior concentração implica uma maior velocidade ascendente do fluido deslocado e gradientes de velocidade no fluido mais abruptos e tendo estas forças sentido contrário ao trajeto da partícula a sedimentar, existe uma diminuição da velocidade de sedimentação ^[16].

De salientar que na maioria dos casos as equações acima referidas para soluções concentradas não são precisas o suficiente quando se trata de dimensionar equipamentos. Na indústria é usual realizar ensaios para determinar a velocidade de sedimentação de forma mais fidedigna.

2.1.2. Decantador ideal ^[21,22,23]

Devido à complexidade que envolve o processo de sedimentação, é comum começar por um sistema ideal para prever o comportamento das partículas num determinado decantador. As premissas utilizadas para a construção deste sistema são:

- Uma vez sedimentadas no fundo do equipamento, as partículas mantêm-se imóveis e não interagem com outras partículas previamente sedimentadas.
- Fluxo de sedimentação horizontal, com velocidade constante.
- Distribuição uniforme vertical das partículas à entrada.
- A sedimentação do tipo *I*, discreta.

Na figura 2.7 encontra-se uma representação de um decantador ideal com alimentação horizontal, da esquerda para a direita, com o trajeto de uma partícula na posição mais desfavorável possível, neste caso no topo do equipamento. Estão demonstrados três comportamentos que a partícula pode possuir num decantador ideal, com base apenas nos valores da velocidade a que a mistura se desloca ao longo do decantador (v_0) e a velocidade de sedimentação da partícula (v_s).

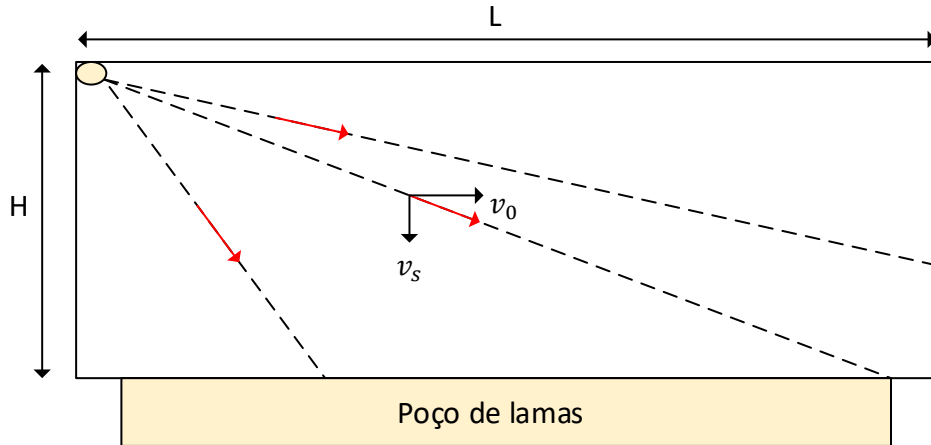


Figura 2.7-Representação do trajeto de uma partícula num decantador ideal

Quando $v_0 < v_s$, a partícula atinge o poço de lamas antes do final deste, se $v_0 > v_s$, a partícula não atinge o poço de lamas no comprimento L e se $v_0 = v_s$ a partícula atinge o poço de lamas exatamente no final do comprimento L.

A velocidade v_0 pode ser facilmente calculada por:

$$v_0 = \frac{Q}{B * H}$$

Equação 2.13

Onde,

Q: caudal de alimentação, $m^3.h^{-1}$

B: largura do decantador, m

Com base na figura 2.7 e nos valores das velocidades é possível determinar o tempo que a partícula demora a percorrer o decantador, t_1 , bem como o tempo que a partícula demora a chegar ao fundo, t_2 :

$$t_1 = \frac{L}{v_0}, \quad e \quad t_2 = \frac{H}{v_s}$$

Equação 2.14

Nas condições apresentadas, para a partícula atingir o fundo do decantador no fim do seu comprimento, ambos os tempos t_1 e t_2 terão de ser iguais, rearranjado as equações já indicadas e resolvendo em ordem a v_s , obtemos:

$$\frac{B * L * H}{Q} = \frac{H}{v_s} \Leftrightarrow v_s = \frac{Q}{B * L} \Leftrightarrow v_s = \frac{Q}{A}$$

Equação 2.15

Uma vez que a partícula foi colocada na posição mais desfavorável (superfície do líquido à altura H), de forma a otimizar o decantador é desejado que esta atinga o fundo no final do comprimento L. É possível aproximar a velocidade de sedimentação da partícula a uma velocidade de sedimentação crítica desejada, v_{sc} . A figura 2.8 demonstra o comportamento da partícula ao comparar a v_s e a v_{sc} .

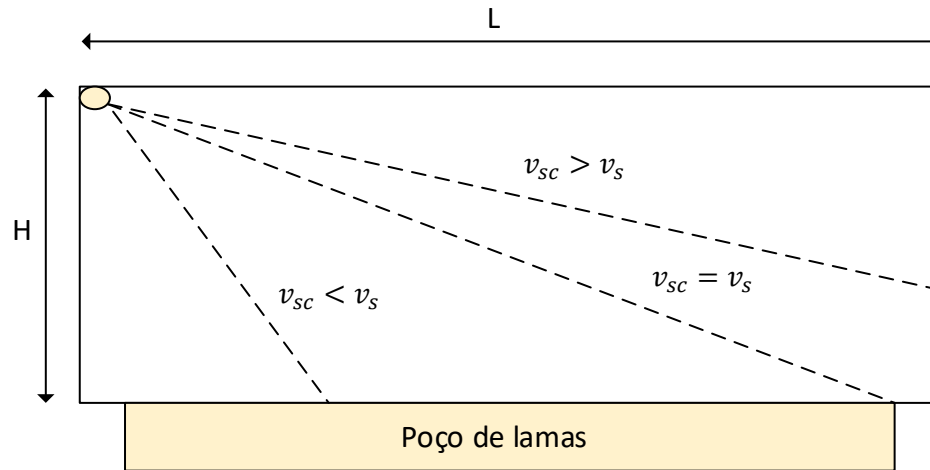


Figura 2.8- Comparação entre v_s e v_{sc} num decantador ideal

Retira-se a conclusão de que para qualquer tipo de equipamento de sedimentação que se use, independentemente do seu dimensionamento, todos irão partilhar da mesma premissa, para uma dada velocidade de sedimentação a partícula apenas irá sedimentar se esta for superior ou igual a velocidade de sedimentação crítica. Sendo esta a regra geral que define a eficiência de remoção.

Contudo existem algumas exceções, para este tipo de decantador horizontal esta conclusão apenas é válida para as partículas que tenham o ponto de partida igual, neste caso H. Por exemplo, se considerar mos uma partícula que entra no decantador a uma altura de $H/2$, com base nas equações apresentadas, a velocidade de sedimentação podia ser até 2 vezes superior à velocidade de sedimentação crítica e a partícula ser removida.

Como norma, partículas que entrem no decantador a uma altura h , poderão ser removidas, mesmo que $v_s < v_{sc}$, desde que respeitem a seguinte condição:

$$\frac{h}{H} = \frac{v_s}{v_{sc}}$$

Equação 2.16

2.1.3. Decantadores de alta taxa

A água é o componente mais importante para a sobrevivência humana, a sua qualidade é um dos parâmetros que requer maior atenção. Esta água, dependendo do seu ponto de recolha ou da sua origem, pode ter presente pequenos sedimentos [24].

O tratamento utilizado neste tipo de casos baseia-se na teoria da sedimentação e normalmente com recurso a decantadores. A importância deste levou ao longo dos anos a uma procura de estratégias para aumentar não só a eficiência, mas também o caudal, sem comprometer a praticidade do equipamento. Desta necessidade nasceram os decantadores de alta taxa, este termo é aplicado a equipamentos de sedimentação pouco profundos contendo placas paralelas ou um conjunto de pequenos tubos de variadas geometrias no seu interior. Este novo design trouxe vantagens quando comparados com os equipamentos convencionais. A principal vantagem é a redução das 2 horas de retenção normalmente obtidas pelos decantadores convencionais para apenas 15 minutos,

esta vantagem faz com que o custo de capital para a construção, terreno e canalização seja significativamente inferior^[25].

2.1.4.1. Decantador lamelar e tubular

Os decantadores lamelares e tubulares são os mais referenciados no que toca a decantadores de alta taxa. Os formatos exteriores destes decantadores são semelhantes entre si, tendo sempre uma inclinação entre 5 e os 80 graus, no seu interior podem ser encontradas placas paralelas (lamelas) ou tubos de diferentes geometrias.

Na figura 2.9 é possível observar um esboço de um decantador lamelar e algumas das várias geometrias que os tubos podem adotar ^[26].

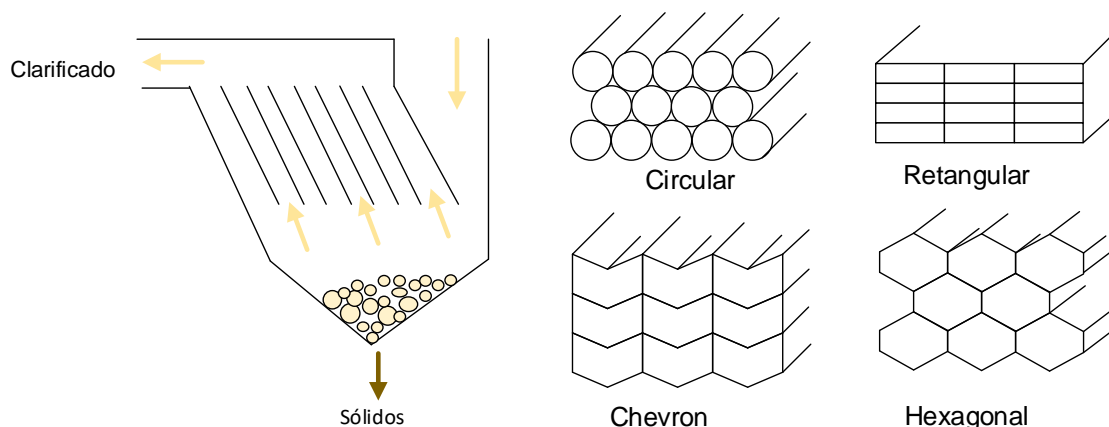


Figura 2.9- Esquema de um decantador lamelar e várias geometrias dos tubos

Estes decantadores podem ser até 10 vezes mais pequenos do que um decantador convencional para o mesmo caudal ^[27] e o facto de não ter peças móveis permite uma menor manutenção do equipamento e um menor custo de operação.

As desvantagens expressam-se no entupimento das lamelas ou tubos, sendo necessário proceder à sua remoção, e na dificuldade de efetuar pequenos reparos nas lamelas ou tubos. O processo de remoção não é penoso, no entanto, implica uma paragem na alimentação do decantador.

Um decantador lamelar dispõe de várias mais valias como ^[28]:

- Fabricação de acordo com as necessidades do projeto.
- Fácil instalação.
- Suporta temperaturas acima de 100 °C.
- Pouca estrutura de suporte necessária.

Já um decantador tubular, independentemente da sua geometria, apresenta como vantagens ^[29]:

- Melhor capacidade de separação de sólidos suspensos.
- Maior superfície de contacto por metro quadrado.
- Alta resistência mecânica.

- Não necessita de suportes.
- Superfície uniforme e suave.
- Baixo investimento.

O sentido do fluido e das partículas define o modo de operação do decantador, estes podem operar em: contracorrente, onde o sentido do fluido é o oposto da partícula-co-corrente, sentido do fluido e da partícula igual e cruzada, onde a partícula tem sentido perpendicular ao do fluido. O sistema em contracorrente é o mais utilizado na indústria [30].

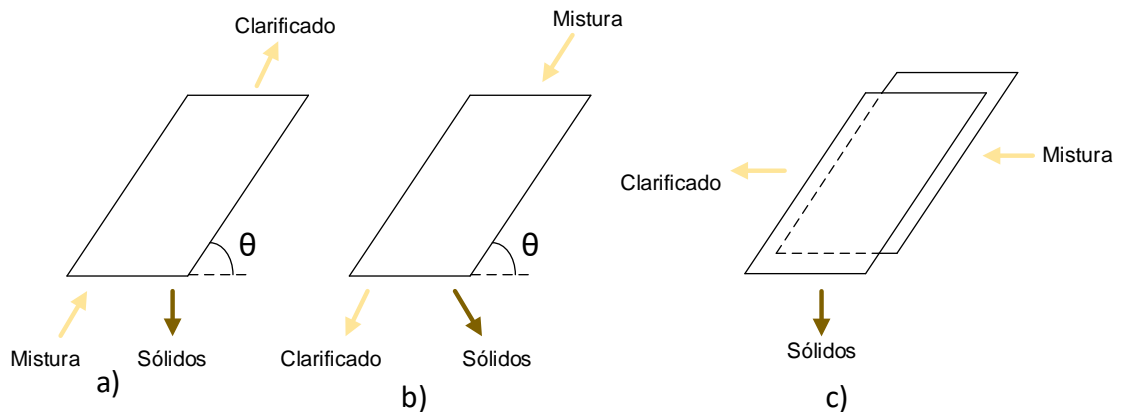


Figura 2.10- a) Sentido contracorrente; b) Sentido co-corrente; c) Sentido cruzado

Para o desenvolvimento de um modelo teórico para decantadores laminares/tubulares foi necessário adaptar a teoria do decantador ideal. O primeiro a desenvolver esta teoria foi o autor Yao, K. M. (1970), que através de métodos teóricos e empíricos criou o ponto de partida para o dimensionamento destes decantadores.[30]

Algumas das premissas utilizadas pelo autor são semelhantes às do decantador ideal, sendo estas:

- O fluxo laminar e unidimensional ao longo do decantador.
- As partículas têm um comportamento discreto e não se agregam.
- Efeitos na zona de entrada, saída de lamas e clarificado desprezáveis.

As equações de partida são novamente a segunda lei de Newton, equação 2.2, e a equação do atrito, com base no regime laminar e na lei de Stokes, equação 2.17.

$$mF_a = 3\pi * \mu * d * (v_p - v_0)$$

Equação 2.17

Assumindo estado estacionário e substituindo as equações obtemos:

$$v_p - v_0 = \frac{(\rho_p - \rho_l) * V_p * g}{3\pi * \mu * d} = v_s$$

Equação 2.18

Para auxiliar a interpretação das equações seguintes construiu-se a figura 2.11.

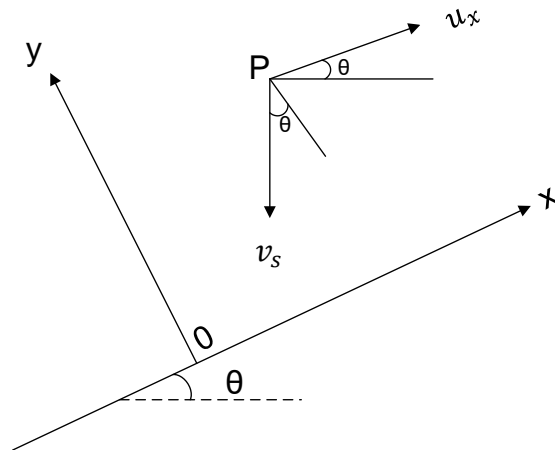


Figura 2.11- Sistemas de coordenadas adaptado de [31]

Pela figura é possível observar a força u_x , que representa a velocidade local a que o líquido se desloca no plano do eixo do x , e v_s , que representa velocidade de sedimentação da partícula, sendo então a soma destas duas forças v_p , a velocidade a que a partícula se desloca.

Como a velocidade da partícula resulta de duas forças de diferentes orientações, esta irá ter um contributo horizontal e um vertical:

$$v_{px} = u_x - v_s * \text{sen}(\theta)$$

Equação 2.19

$$v_{py} = -v_s * \text{cos}(\theta)$$

Equação 2.20

A particular irá alterar as suas coordenadas ao longo do tempo, logo:

$$v_{px} = \frac{dx}{dt} \quad e \quad v_{py} = \frac{dy}{dt}$$

Equação 2.21

Por fim, ao rearranjar e combinar as equações 2.19, 2.20 e 2.21, obtemos a equação diferencial da trajetória da partícula com a combinação das forças gravitacionais e do fluido, sendo esta:

$$\frac{dy}{dx} = \frac{v_s * \text{cos}(\theta)}{u_x - v_s * \text{sen}(\theta)}$$

Equação 2.22

Integrando a equação 2.22 e dividindo os seus fatores por v_0 e pelo diâmetro do canal, d_c , obtemos:

$$\int \frac{u_x}{v_0} dY - \frac{v_s}{v_0} * \text{sen}(\theta) * Y + \frac{v_s}{v_0} * \text{cos}(\theta) * X = C_1$$

Equação 2.23

Onde,

$$dY = \frac{dy}{d_c}$$

$$Y = \frac{y}{d_c}$$

$$X = \frac{x}{d_c}$$

A determinação da constante C_1 pode ser efetuada através de quaisquer coordenadas de uma trajetória conhecida, imaginando uma família de forças F_1 , F_2 e F_3 , em que todas passam no fundo do decantador, ponto B. A representação destas forças e do ponto B encontram-se na figura 2.12.

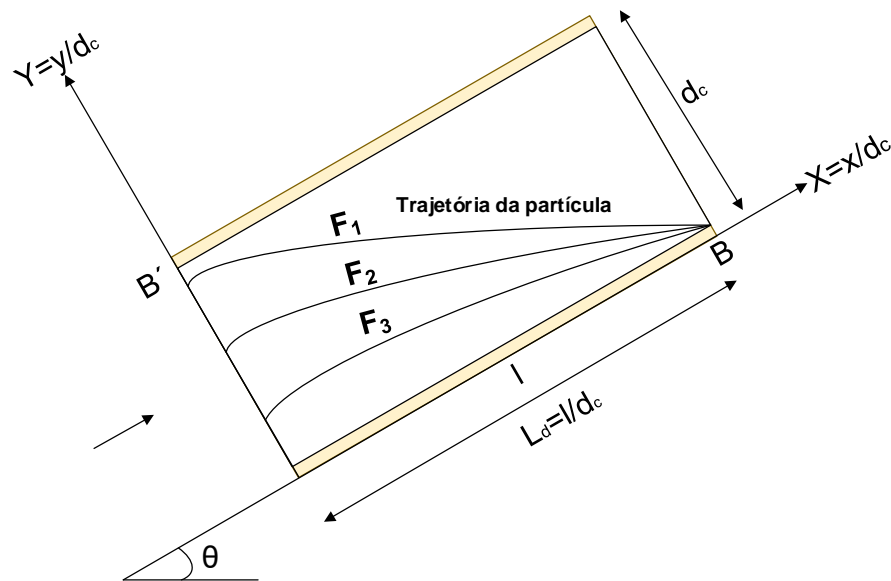


Figura 2.12- Sistema de decantação de alta taxa adaptado de [31]

As coordenadas do ponto B são adimensionais:

$$X = L_d \quad e \quad Y = 0, \text{ onde } L_d = \text{comprimento/diâmetro do canal}$$

Assim podemos definir C_1 como:

$$C_1 = \frac{v_s}{v_0} * L_d * \cos(\theta)$$

Equação 2.24

Já o parâmetro $\int \frac{u_x}{v_0} dY$ é dependente do tipo de decantador escolhido e da geometria dos tubos.

Para decantadores lamelares de placas paralelas em regime laminar:

$$\frac{u_x}{v_0} = 6[Y - Y^2]$$

Equação 2.25

Para decantadores tubulares de tubos cilíndricos em regime laminar:

$$\frac{u_x}{v_0} = 8[Y - Y^2]$$

Equação 2.26

Para decantadores tubulares de tubos quadráticos em regime laminar:

$$\frac{u_x}{v_0} = \frac{-\frac{1}{8} - \sum_{m=1}^{inf} \frac{2}{m^3 * \pi^3} (\cos m \pi - 1) \sin \frac{m * \pi}{2} * (\cosh m * \pi * Y - \frac{\cosh m * \pi - 1}{\sinh m * \pi} \sinh m * \pi * Y)}{-\frac{1}{12} + \sum_{m=1}^{inf} \frac{2}{m^5 * \pi^5} (\cos m * \pi - 1)^2 \left[\sinh m * \pi - \frac{(\cos m * \pi - 1)^2}{\sinh m * \pi} \right]}$$

Equação 2.27

O último passo é definir as coordenadas da partícula para se proceder à integração. De forma a simplificar o cálculo é recomendado usar as coordenadas do ponto B', com ordenada 1 e abcissa 0, representado na figura 2.12.

Substituindo o valor de $\frac{u_x}{v_0}$ para cada um dos tipos de decantadores na equação 2.23 e integrando-a com os limites definidos obtemos as seguintes relações:

Para decantadores lamelares, de placas paralelas em regime laminar:

$$\frac{v_s}{v_0} (\sin \theta + L_d * \cos \theta) = 1$$

Equação 2.28

Para decantadores tubulares de tubos cilíndricos:

$$\frac{v_s}{v_0} (\sin \theta + L_d * \cos \theta) = \frac{4}{3}$$

Equação 2.29

Para decantadores tubulares de tubos quadráticos:

$$\frac{v_s}{v_0} (\sin \theta + L_d * \cos \theta) = \frac{11}{8}$$

Equação 2.30

O valor apresentado do lado direito de todas as equações é identificado pela sigla Sc. Teoricamente qualquer partícula com valor superior a esse pode ser removida, sendo a fórmula geral para decantadores de alta taxa:

$$\frac{v_s}{v_0} (\sin \theta + L_d * \cos \theta) = Sc$$

Equação 2.31

O raciocínio acima, tal como referido nas premissas, é apenas válido para fluxo laminar, logo o número de Re no interior do canal terá de ter sempre um valor inferior a 2 000, no entanto, quanto menor o valor de Re maior a possibilidade de uma melhor eficiência na remoção de partículas. [32]

Na figura 2.13 encontramos uma representação deste fluxo facilmente identificável dado a sua forma característica. Esta forma demonstra que a força do líquido é superior no centro do tubo e vai diminuindo até as extremidades. Como a partícula se irá deslocar numa das paredes do tubo, no sentido contrário ao fluxo, é apreciável que a força do líquido aplicada na partícula seja mínima, daí ser preferível operar com baixos valores de Re .

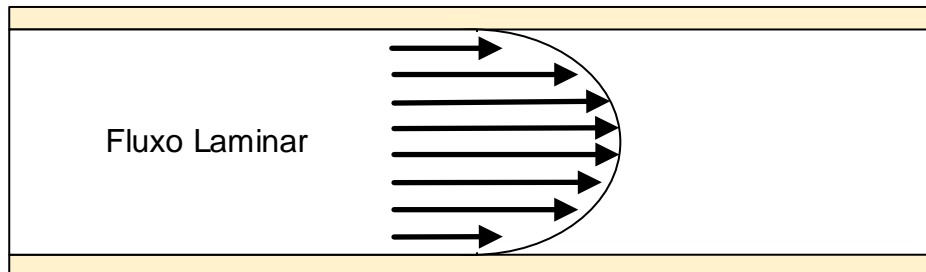


Figura 2.13- Fluxo laminar

No entanto, não se pode esperar que o líquido ao entrar no decantador esteja imediatamente em estado estacionário, como tal para evitar uma diminuição na eficiência do equipamento é aconselhado acrescentar um comprimento relativo ao comprimento das placas ou tubos para contabilizar um período de transição até se atingir o desejado estado estacionário.

O comprimento relativo extra é calculado com base na expressão de Langhaar^[33]:

$$L'_d = k * Re$$

Equação 2.32

A constante k depende do regime em que se está a operar e do tipo de tubagem ou placas que se utiliza. O comprimento relativo equivale à divisão de um comprimento extra pelo diâmetro do canal.

Para os diferentes tipos de decantador obtemos^[34]:

- Para decantadores lamelares de placas paralelas em regime laminar:

$$L'_d = 0,09 * Re$$

Equação 2.33

- Para decantadores tubulares de tubos cilíndricos:

$$L'_d = 0,06 * Re$$

Equação 2.34

- Para decantadores tubulares de tubos quadráticos:

$$L'_d = 0,09 * Re$$

Equação 2.35

Foi verificado que ao utilizar a constante de 0,09 para decantadores tubulares de geometria diferente da circular, os valores obtidos de L'_d eram muito elevados. Para colmatar esta situação, a equação 2.36 foi proposta. [21]

$$L'_d = 0,013 * Re$$

Equação 2.36

Caso o comprimento extra, L'_d , seja inferior ao comprimento relativo inicialmente considerado, L_d , deve-se considerar para design $L'_d + L_d$, caso o $L'_d > L_d$, deve-se considerar para design $2 L_d$.

No entanto, ao assumir a última hipótese é necessário proceder com cautela e até aplicar uma escala piloto para perceber a robustez desta proposta.

É pretendido que a partícula já sedimentada se mantenha no caminho desejado e que não seja arrastada ou volte a ficar em suspensão. Para tal, é necessário considerar a tensão de cisalhamento, que consiste numa força de fricção aplicada por um fluido num corpo que se encontre no seu caminho e é denotada por τ . [35]

Para certificar que esta tensão não é prejudicial ao objetivo de sedimentação devemos garantir a regra:

$$v_s \leq \sqrt{\frac{\tau}{\rho}}$$

Equação 2.37

A tensão de cisalhamento pode ser calculada através da equação 2.38, que a relaciona com o fator de atrito de Fanning, f .

$$\tau = \frac{f * v_0^2 * \rho}{2}$$

Equação 2.38

O fator de atrito de Fanning para regime laminar é normalmente definido por:

$$f = \frac{16}{Re}$$

Equação 2.39

Substituindo as equações 2.38 e 2.39 na 2.37, e rearranjado em ordem a v_0 , obtemos a norma de boas práticas a seguir neste tipo de decantadores [36].

$$v_0 \leq \sqrt{\frac{Re}{8}} * v_s$$

Equação 2.40

2.2. Filtração

O processo de separação de sólidos e líquidos através da realização de uma filtração é uma tecnologia amplamente praticada e desenvolvida para a recuperação de sólidos e para garantir a claridade do líquido filtrado [36].

O processo de filtração em si, é relativamente simples e consiste na passagem de uma solução de líquidos e sólidos suspensos, por um filtro onde o líquido passa e os sólidos ficam retidos. A figura 2.14 ilustra um exemplo de filtração.

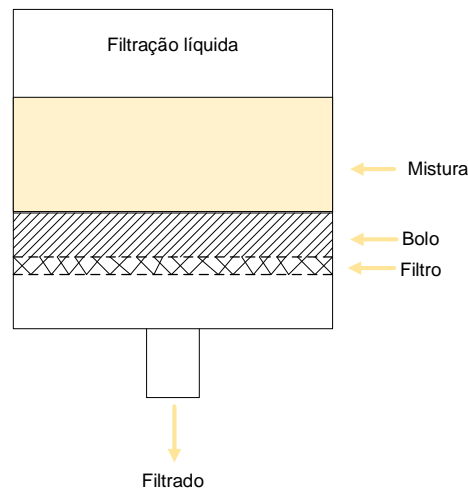


Figura 2.14- Representação de uma filtração

Para que a solução atravesse o filtro é necessário aplicar uma variação de pressão, ΔP , que a obrigue a tal. Na figura 2.14, o ΔP é criada pela força gravítica.

É indiferente a fonte que origina a variação de pressão que é aplicada, estas podem ser provenientes [37]:

- Gravidade.
- Vácuo.
- Pressão (bombas).
- Centrífuga.

Alguns dos fatores que influenciam a escolha do tipo de equipamento de filtração a usar são:

- O objetivo da filtração: o líquido clarificado, o bolo formado ou ambos.
- A concentração e o caudal da solução a tratar.
- Natureza do sólido.
- As propriedades do fluido.
- Se é necessário lavar o bolo formado.

Existem essencialmente 2 tipos de filtração [38]: a normalmente referida como *cake filtration*, onde os sólidos são depositados na superfície do meio poroso que a solução atravessa, acumulando-se e criando um bolo que cresce ao longo do tempo. Neste tipo, a solução tem normalmente um alto teor de sólidos. O segundo tipo de filtração é

referido como *deep-bed filtration*, onde os sólidos são depositados no interior dos poros. Normalmente é aplicado quando a recuperação dos sólidos não é relevante. A solução utilizada neste tipo contém partículas finas. De realçar que é possível obter ambos numa só filtração.

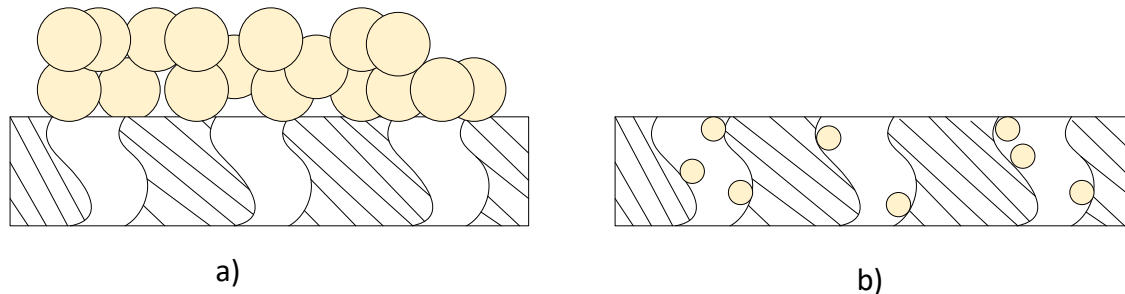


Figura 2.15- a) *Cake filtration*; b) *Deep-bed filtration*;

2.2.1. Teoria da filtração

Ao longo do tempo foram realizadas inúmeras tentativas com o objetivo de obter expressões gerais para a queda de pressão e para a velocidade média de um determinado líquido através de meios porosos ou enchimentos.

Um bom ponto de partida para a determinação destas expressões consiste na expressão de fluxo laminar, num tubo circular, dada pela equação de Hagen-Poiseuille:^[39]

$$u = \frac{d}{32 * \mu} * \frac{(-\Delta P)}{l}$$

Equação 2.41

Onde,

u : velocidade média, m.s⁻¹

l : comprimento do tubo, m

ΔP : variação de pressão, Pa

Se considerarmos que os espaços livres nos tubos consistem numa série de canais tortuosos, podemos reescrever a equação 2.41 para:

$$u_1 = \frac{d'_m{}^2}{K' * \mu} * \frac{(-\Delta P)}{l'}$$

Equação 2.42

Onde,

u_1 : velocidade média pelo canal poroso, m.s⁻¹

d'_m : diâmetro equivalente dos canais porosos, m

l' : comprimento do canal, m

K' : constante adimensional dependente da estrutura dos canais

As duas equações são semelhantes sendo que diferem nos locais por onde passa o líquido, enquanto a primeira é um tubo na segunda passa a ser o interior dos canais tortuosos. Assim sendo é normal que ambas se possam relacionar.

As velocidades relacionam-se através [40]:

$$u_1 = \frac{u}{e}$$

Equação 2.43

Onde,

e : representa a porosidade/espacos livres

Para os comprimentos assume-se que têm uma dependência diretamente proporcional:

$$l' = k * l$$

Equação 2.44

Para o diâmetro equivalente dos canais porosos foi proposta a seguinte igualdade por Kozeny [16].

$$d'_m = \frac{e}{S_b} = \frac{\text{volume de vazios preenchidos com fluido}}{\text{área superficial específica}}$$

Equação 2.45

Modificando a equação 2.41, com as novas igualdades e transformando l na espessura do bolo, obtemos a conhecida equação de Kozeny para fluxo laminar:

$$u = \frac{1}{K''} \frac{e^3}{S_b^2} * \frac{1}{\mu} * \frac{(-\Delta P)}{l_e}$$

Equação 2.46

Onde,

K'' : Constante de Kozeny, dependente da tortuosidade, da forma da partícula, entre outros

l_e : espessura do bolo m

Os primeiros dois termos da equação 2.46 podem ser agregados. Esta junção de parâmetros traduz-se na resistência específica oferecida pelo bolo, r .

$$r = \frac{K'' * S_b^2}{e^3}$$

Equação 2.47

Como u , representa uma velocidade esta pode ser definida como:

$$u = \frac{1}{A} * \frac{dV}{dt}$$

Equação 2.48

Por fim, o último parâmetro ainda não referido, a espessura do bolo, l , pode ser calculada através de um simples balanço de massa.

Considerando J como a concentração de sólidos em massa e utilizarmos 1 kg de massa de suspensão como base de cálculo temos no início ^[16]:

$$\text{Massa de sólidos} = J$$

$$\text{Massa de líquido} = 1 - J$$

No final:

$$\text{Massa de sólidos} = A * l_e * (1 - e) * \rho_s$$

$$\text{Massa de líquido} = (V + A * l_e * e) * \rho$$

Como o que entra é igual ao que sai obtemos:

$$\frac{J}{1 - J} = \frac{A * l_e * (1 - e) * \rho_s}{(V + A * l_e * e) * \rho} \Leftrightarrow l_e = \frac{J * V * \rho}{A * [(1 - J)(1 - e) * \rho_s - J * e * \rho]}$$

Equação 2.49

Considerando v , como o volume de bolo depositado por unidade de volume filtrado e V como volume filtrado, obtemos:

$$v = l_e \frac{A}{V}$$

Equação 2.50

Juntando as equações 2.47, 2.48 e 2.50 na equação 2.46 obtemos a equação geral para a filtração, onde a resistência que o filtro oferece é representado por L_r :

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A * (-\Delta P)}{r * \mu * (v \frac{V}{A} + L_r)}$$

Equação 2.51

É desejado que L_r seja o mais baixo possível para que não aumente o valor da resistência total. Na maioria dos casos é o que se verifica e normalmente este L_r pode até ser desprezado.

Antes de se proceder à derivação da equação 2.51, existe um fator que tem de se ter em conta, se o bolo é:

- Compressível, ou seja, à medida que a pressão de filtração aumenta, a porosidade do bolo diminui e a resistência ao fluxo de líquido aumenta. Estes fatores são derivados do empacotamento das partículas ^[41]. Já o volume de bolo depositado por unidade de volume filtrado não é constante ao longo do plano z . A resistência do bolo pode relacionar-se com a pressão através da equação 2.52 ^[42] e o v é alterado para o v' através da equação 2.53:

$$r = (1 - n) * (-\Delta P)^n \rightarrow r'' = r(1 - n) \rightarrow r = r'' * (-\Delta P)^n$$

Equação 2.52

$$v' = v(1 - e_z) = \text{constante}$$

Equação 2.53

Onde,

n : coeficiente de compressibilidade dada as características do bolo

- Incompressível, tal como o nome indica, resistência do bolo não se altera com a variação de pressão e apresenta um resultado constante. O v também apresenta um valor constante:

$$r = \text{constante e } v = \text{constante}$$

Até um certo grau todos os bolos apresentam alguma compressibilidade, no entanto, para muitos, assumir que estes têm um comportamento incompressível é válido [43]. Experimentalmente é fácil identificar se o bolo é incompressível ou compressível, ao medir o volume filtrado ao longo do tempo e ao representá-lo graficamente. O bolo incompressível apresenta uma relação linear ao contrário do que acontece com o bolo compressível. Na figura 2.16 encontra-se a representação do comportamento destes dois bolos.

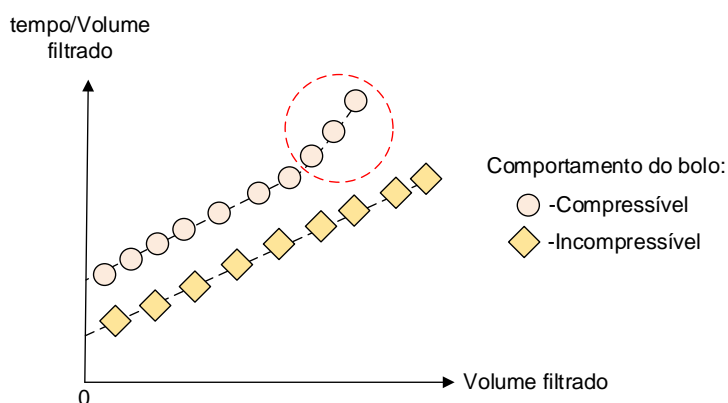


Figura 2.16- Representação dos dois tipos de bolo

Dependendo das características do bolo obtemos então as equações gerais de filtração:

- Bolo incompressível:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A * (-\Delta P)}{r * \mu * \left(v \frac{V}{A} + L_r \right)}$$

Equação 2.54

- Bolo compressível:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{A * (-\Delta P)}{r'' * (-\Delta P)^n * \mu * \left(v' \frac{V}{A} + L_r \right)}$$

Equação 2.55

2.2.2. Filtro de prensas

Em relação a equipamentos de filtração, existe uma grande variedade de opções, entre elas, o filtro de prensas.

O princípio do filtro de prensas é bastante simples, consiste numa sequência alternada de placas de filtros e câmaras ocas formadas pelas *frames* [44]. A suspensão entra no interior da câmara oca, onde o líquido passa pelos filtros e o bolo fica retido, este vai aumentar ao longo do tempo até ter de ser, inevitavelmente, retirado.

Na figura 2.17 é possível observar um esquema do funcionamento de um filtro de prensas.

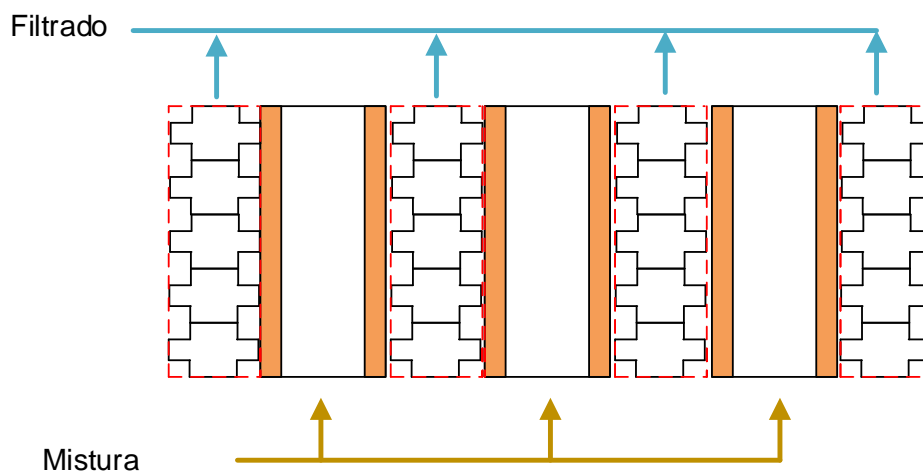


Figura 2.17- Representação de um filtro de prensas em funcionamento

De acordo com o objetivo da filtração, pode ser desejado lavar o bolo de forma a retirar impurezas que possam ainda estar retidas sendo esta limpeza realizada no fim do processo de filtração. A limpeza pode ser simples, onde a água para a limpeza é colocada nas câmaras ocas, tendo algumas desvantagens como: utilizar canais preferenciais e ser pouco uniforme. Já a limpeza complexa, onde a água é introduzida nas placas de filtros, resolve as desvantagens da lavagem simples, no entanto, demora até 4 vezes mais tempo a realizar ^[16]. De seguida apresenta-se um exemplo de ambas as lavagens.

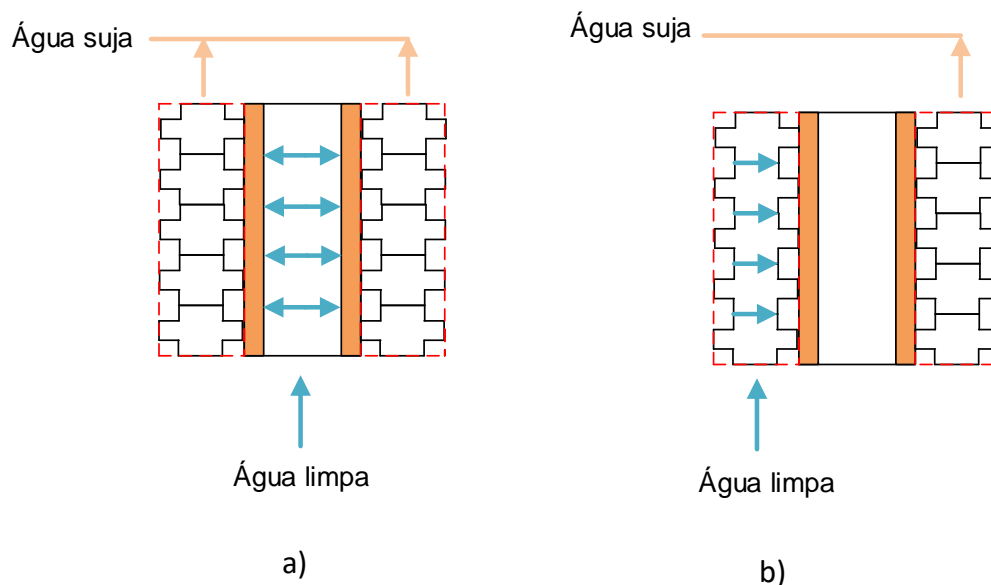


Figura 2.18- a) Lavagem simples; b) lavagem complexa

O último passo consiste na remoção do bolo formado, onde é necessário desmontar o equipamento para aceder ao bolo.

Até ao momento foram identificadas 3 etapas, a filtração, a limpeza e a remoção do bolo. Somando o tempo que as etapas demoram temos a duração de um ciclo do

filtro de prensas. Este ciclo irá repetir-se várias vezes ao longo de um ano. Dependendo do dimensionamento ou mistura com que se trabalhe, este ciclo pode ter durações, por exemplo, de 6 meses ou de 24 horas.

A figura 2.19 demonstra um exemplo do tempo de ciclo sendo a soma de t , correspondente ao tempo de filtração, t_w ao tempo de lavagem e t_p ao tempo que demora a retirar-se o bolo:

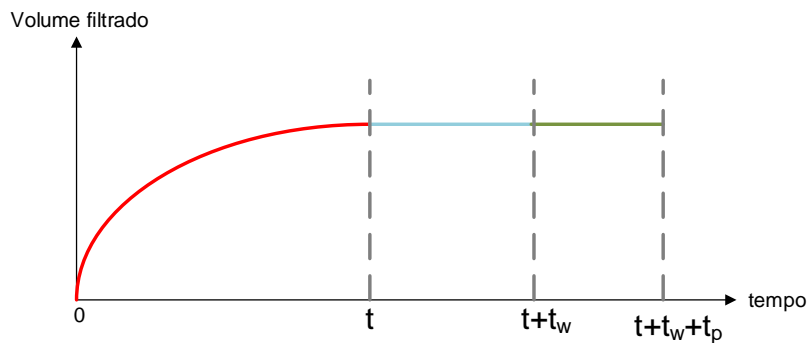


Figura 2.19- Representação das etapas de um ciclo de um filtro de prensas

O filtro de prensas tem dois modos de operação ^[45]:

- Pressão constante
 - Vantagens: Facilidade de obter dados experimentais, disponibilidade de muitos estudos experimentais.
 - Desvantagens: Falta de consistência nos resultados experimentais principalmente se forem pessoas diferentes a realizar os ensaios, dificuldade em atingir pressão constante no início da experiência, tempo insuficiente para estudar o período inicial da filtração.
- Caudal constante
 - Vantagens: Usado abundantemente na indústria, obtenção de bolos uniformes, crescimento constante do bolo.
 - Desvantagens: A pressão aplicada tem de ser continuamente aumentada.

Para além das vantagens do modo de operação o próprio filtro de prensas acaba por ter pontos fortes e algumas deficiências ^[16]:

- Vantagens:
 - Baixa manutenção.
 - Funcionamento simples e versátil.
 - Pode ter como produto o líquido, o bolo ou ambos.
 - Pode atingir altas pressões.
- Desvantagens:
 - Desgaste no material devido ao facto de em cada ciclo ser necessário desmontar, lavar e remontar o material.
 - Mão de obra necessária.

2.3. Absorção

Os processos de absorção têm uma elevada importância na indústria química e a sua função passa por transferir uma ou várias substâncias de um determinado meio para outro. Este tipo de processo é bastante utilizado em indústrias onde é necessário realizar purificações ou, por razões ambientais, evitar que certos compostos sejam libertados para o exterior.

A absorção é normalmente realizada através de um de dois mecanismos ^[46]:

- Absorção física, mecanismo que se baseia na diferença de solubilidades entre um meio e o outro. Se o composto se encontrar num meio onde a sua solubilidade é baixa e entrar em contacto com um meio de maior solubilidade terá a tendência de se mover para este.
- Absorção química, que consiste em criar uma reação entre o composto a retirar e o solvente, neste tipo de absorção o solvente tem uma grande afinidade com o composto. No fim da reação o produto tende a manter-se no solvente.

A absorção química acaba por ser o mecanismo mais utilizada, principalmente quando os compostos a retirar encontram-se no estado gasoso, uma vez que estes têm, por norma, uma baixa solubilidade em solventes ^[46].

Existem várias teorias em torno da absorção, sendo a *two-film theory* proposta por Lewis e Whitman uma das mais utilizadas.

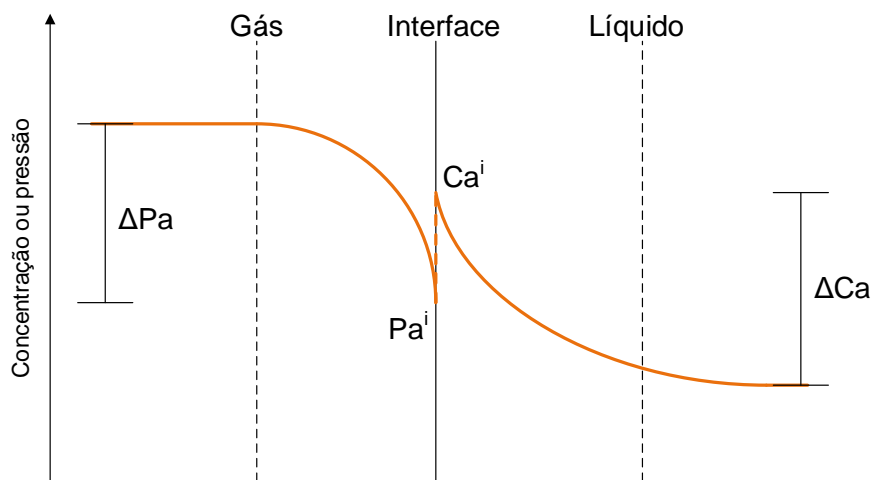


Figura 2.20- Representação da *two-film theory*

A figura 2.20 é uma representação típica desta teoria, onde está representado um composto num determinado plano Z a atravessar a interface da fase gasosa para a fase líquida. Este deslocamento é possível devido a uma força, força motriz, que "empurra" o composto dentro da fase para a interface e está representada na figura pela ΔPa . Esta força tem de vencer qualquer resistência que o filme da fase líquida, gasosa ou ambas, apresentem. Esta transferência de massa é denominada por N_A , e relaciona-se com a figura de acordo com a seguinte equação 2.56 ^[47]:

$$N_{A,z} = k_g * (p_{A,G} - p_{A,i}) = k_l * (C_{A,i} - C_{A,l})$$

Equação 2.56

Onde,

k_g : coeficiente de transferência de massa na fase gasosa $m.s^{-1}$

k_l : coeficiente de transferência de massa na fase líquida $m.s^{-1}$

P_A e P_i : pressão parcial do gás, Pa

C_i e C_l : concentração na fase líquida, $mol.m^{-3}$

Alguns pressupostos desta teoria passam por considerar: que o equilíbrio acontece instantaneamente, estado estacionário, concentração constante ao longo do filme e que as leis de Henry são aplicáveis (soluções diluídas).

Para sistemas reacionais, a absorção apresenta mais etapas do que apenas as demonstradas na figura 2.20. Estas são [47]:

- Início da difusão do gás na fase líquida ao longo da interface.
- Difusão do reagente na fase líquida ao longo da interface.
- Reação química com os reagentes provenientes do gás da fase gasosa na fase líquida.
- Difusão dos produtos na fase líquida.

Se considerarmos uma reação irreversível e instantânea dada por $A+B \rightarrow C$, um esquema desta adsorção pode ser representado do seguinte modo [48]:

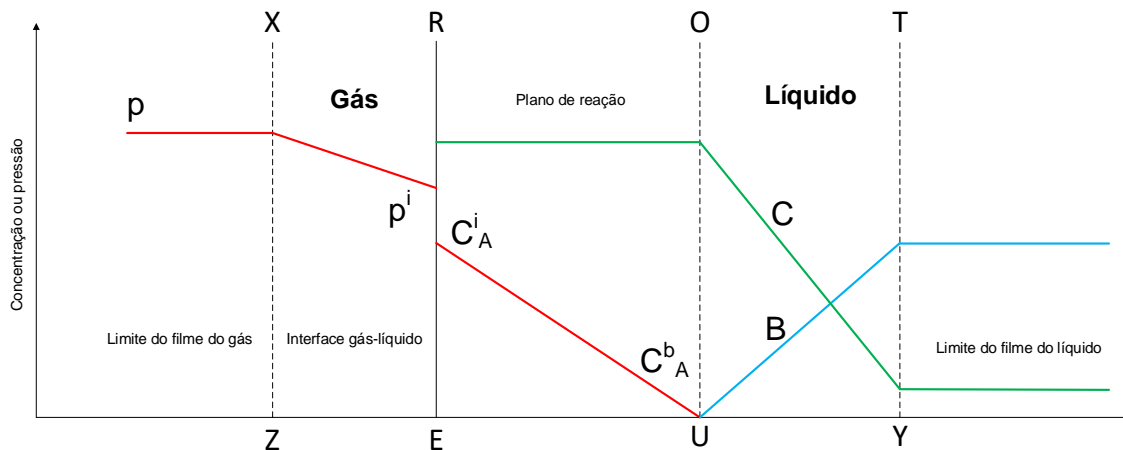


Figura 2.21- Absorção de uma reação irreversível e instantânea adaptado de [48]

Devido à força motriz $p-p^i$, o componente A, difunde-se através do filme do gás e através da fase líquida pela força C_A^i e C_A^b . Uma vez que a reação é instantânea a concentração C_A^b equivale a zero. A variação de C_B ao longo do meio líquido obriga o componente B a deslocar-se para a zona reacional, que ao entrar em contacto com A obtém-se C. O produto C tem tendência a deslocar-se desde a zona reacional para o seio do meio líquido.

Esta teoria é igual à teoria dos dois filmes, com a exceção de um passo intermédio que irá alterar a equação 2.56 para [49]:

$$N_{A,z} = E * k_l * (C_{A,i} - C_{A,l})$$

Equação 2.57

Onde,

E: parâmetro que relaciona a velocidade de absorção física e química

Este novo parâmetro E, normalmente, aumenta o número de transferência de massa devido à contribuição da atração dos reagentes, podendo assim concluir-se que de forma geral a absorção química é mais "apressada" do que a absorção física. O parâmetro E pode ser igualado ao número adimensional Hatta, Ha, que considera a cinética da reação e a transferência de massa no filme.

A variação provocada no número de unidades de transferência de massa, N_A , devido a Ha, pode ser estimada com base na cinética da reação ^[50,51].

- Reação lenta

$$N_{A,z} = Ha * k_l * (C_{A,i} - C_{A,l}); \quad Ha < 0,3$$

Equação 2.58

Neste caso, é possível observar pela equação 2.58, que o facto de a reação ser lenta contribui negativamente para o número de transferência de massa, sendo dos raros momentos em que o N_A da absorção química se torna inferior ao N_A de uma absorção física. A reação ocorre no seio da fase líquida e a concentração de gás nesta fase mantém-se perto da saturação.

- Reação de velocidade intermédia

$$N_{A,z} = Ha * k_l * (C_{A,i} - C_{A,l}); \quad 0,3 < Ha < 3$$

Equação 2.59

Aqui o intervalo de Ha pode ir até ao valor de 3, o que por si só já permite o triplo do número de N_A . A reação ocorre tanto na interface como no meio da fase líquida e é possível encontrar gás no meio desta.

- Reação rápida/instantânea

$$N_{A,z} = Ha * k_l * (C_{A,i} - C_{A,l}); \quad Ha \gg 3$$

Equação 2.60

Neste último caso, a influência da reação é mais marcante no N_A . Aqui a reação dá-se exclusivamente na zona da interface entre o gás e o líquido, como é visível na figura 2.21, sendo que uma reação instantânea foi um dos pressupostos usados.

Apesar das melhorias que a cinética da reação pode trazer, nomeadamente na possível redução do tamanho dos equipamentos ou uma maior eficiência destes, o processo para descobrir o impacto que a reação tem, por vezes, pode ser penoso. Existem 2 estratégias experimentais para tal ^[47]:

- Estudar diretamente a influência da altura do equipamento ou enchimento, medindo à saída a concentração do gás purificado.
- Realizando experiências numa escala laboratorial e construir um modelo matemático baseado nos dados experimentais para calcular parâmetros em falta e proceder ao *scale up*.

Ambas as hipóteses apresentam desvantagens, na primeira, é necessário ter a altura do equipamento ou enchimento igual ao necessário na indústria, o que por vezes,

devido às dimensões dos equipamentos industriais não é possível realizar esta análise. A segunda é uma hipótese mais barata, uma vez que não é necessário o tamanho industrial, no entanto, é contrabalançado com um trabalho teórico mais árduo que a hipótese anterior. Para além disso ambas as hipóteses, necessitam de dados bibliográficos que podem ser difíceis de encontrar e verificar.

Nos dias de hoje, é mais comum a utilização da segunda hipótese, pois como já referido é mais económica e pode apresentar uma maior versatilidade nas previsões que apresenta.

2.3.2. Coluna de absorção

Existem vários tipos de equipamentos onde podem ocorrer absorções, mas quando se fala de adsorções gasosas é usual recorrer-se a colunas de absorção pois o seu funcionamento é simples e pode operar tanto em co-corrente ou contracorrente.

As colunas podem classificar-se em 2 grupos de acordo com o seu interior:

- Sem enchimento

Tal como o nome indica estas colunas são ocas e apesar de apresentarem uma menor transferência de massa ao longo do plano vertical z , são especialmente úteis quando existe a formação de sólidos no seu interior, onde o risco de entupimento é elevado, e quando se trata de solventes ou compostos corrosivos. Os custos iniciais podem ser mais ou menos elevados dependendo da eficiência desejada.

- Colunas com enchimento

A sua principal vantagem, em relação às colunas sem enchimento, é apresentarem um maior número de transferência de massa no plano z , devido ao contributo do enchimento. Este tipo de coluna é utilizada abundantemente na indústria. Dentro destas colunas, estas podem ainda ser diferenciadas em:

- De pratos

O enchimento é um conjunto de pratos horizontais. O contacto entre as fases é descontínuo e ocorre na superfície dos pratos^[52], que formam uma espécie de andares ao longo da coluna que obriga a um maior contacto entre as duas fases. Estes são mais utilizados quando se trata de colunas de maiores dimensões (diâmetro >1 metro), pressões elevadas e reações lentas.

- De enchimento

O segundo tipo de colunas de enchimento, contém no seu interior, passo a redundância, enchimento, este tipo de coluna é mais utilizado em casos onde os líquidos são corrosivos, baixas pressões e é possível a formação de espumas^[53]. O enchimento pode diferir de coluna para coluna existindo um largo leque de possibilidades desde anéis de Rashing a selas de Berl. Todos têm as suas vantagens e desvantagens e a sua escolha depende da função desejada. Neste caso, o contacto entre as fases é contínuo e dá-se no interior e em redor do enchimento. Estas colunas com enchimento ainda se podem separar em mais duas subcategorias^[54]:

- Enchimento Estruturado

O enchimento é desenhado e organizado de forma uniforme no interior da coluna. Esta estratégia oferece uma boa eficiência, um custo mais elevado e menor consumo de energia quando comparados com outras estratégias.

- Enchimento Aleatório

Para o enchimento aleatório, como o nome indica, simplesmente enche-se a coluna com pouco critério de arrumação, diminuindo os custos quando comparados com o enchimento estruturado. Oferece uma baixa perda de carga e uma redução do *Hold up*.

A escolha do tipo de coluna depende muito do seu objetivo e não existe uma que se possa considerar superior à outra. Para facilitar a escolha, foi construída a tabela 2.1:

Tabela 2.1- Comparação de uma coluna de pratos e enchimento adaptada de [55]

Parâmetros	Coluna de pratos	Colunas com enchimento	
		Aleatório	Estruturado
Pressão moderada	3	2	1
Criação espumas	2	3	0
Sólidos presentes	2	1	0
Diâmetro de 1-3 m	3	2	2
Compostos corrosivos	2	3	1
Baixo custo	2	2	1
Procedimentos de design disponíveis	3	2	1

legenda: 0-não usar, 1-avaliar com cuidado, 2-normalmente aplicável, 3-melhor opção

Ao realizar um corte transversal numa coluna, é visivelmente intuitivo identificar de que tipo de coluna se trata, como se observa na figura 2.22:

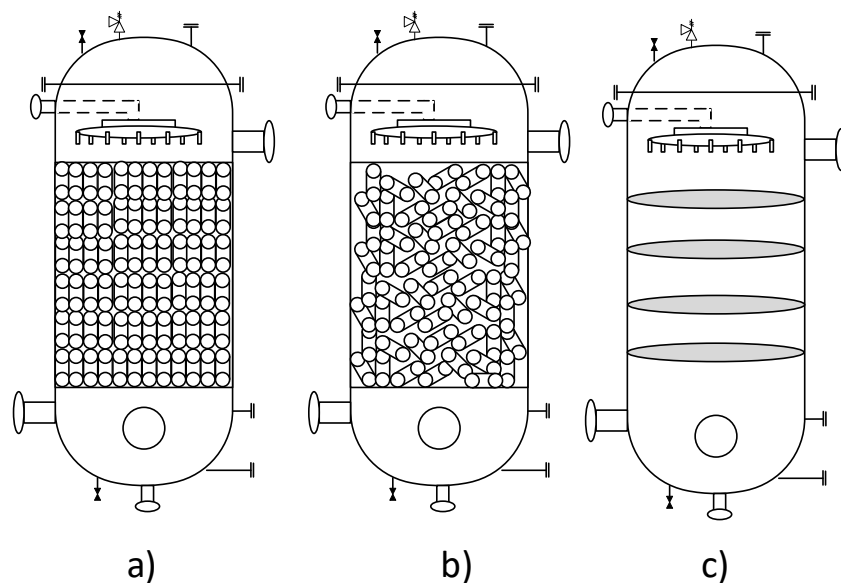


Figura 2.22- Coluna de enchimento a) estruturado, b) aleatório e c) Coluna de pratos

Para a realização de qualquer tipo de dimensionamento, o primeiro passo consiste em realizar o balanço material a uma coluna. Na figura 2.23 encontra-se representada uma coluna com as entradas de gás, G_E , e líquido, L_E , bem como as saídas de gás, G_S e líquido, L_S .

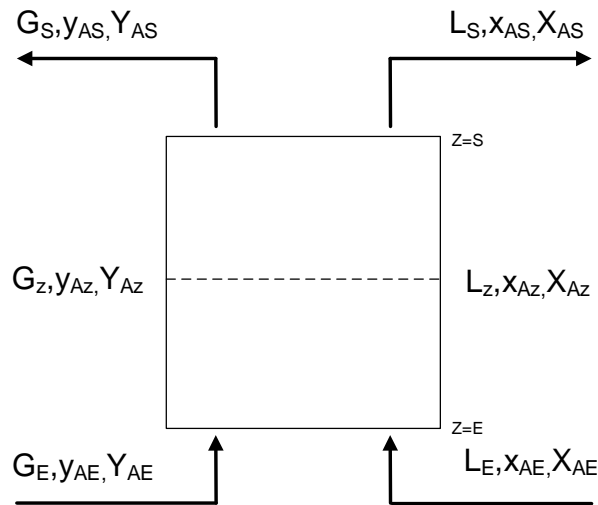


Figura 2.23- Representação das entradas e saídas de uma coluna de absorção

Tendo em conta o referido anteriormente é possível obter a seguinte igualdade:

$$G_S * y_S + L_S * x_S = G_E * y_E + L_E * x_E$$

Equação 2.61

Considerando que os caudais de saída e de entrada se mantêm similares para qualquer uma das fases e rearranjado a equação 2.61 obtém-se:

$$G * (y_S - y_E) = L * (x_E - x_S)$$

Equação 2.62

Onde,

x : fração molar do composto na fase líquida

y : fração molar do composto na fase gasosa

Para adaptar a equação 2.61 para qualquer ponto da coluna, e não apenas nos extremos, apenas se tem de fazer o seguinte^[56]:

$$G * dy = L * dx$$

Equação 2.63

Sendo $G * dy$ a difusão de um dado composto A. O número de unidades de transferência para qualquer ponto z deve ser descrito por^[46]:

$$N_{og} = k_g * a * A_c * (y_i - y) dz$$

Equação 2.64

Onde,

a : área interfacial ativa para transferência por unidade de volume da coluna, $m^2 m^{-3}$

A_c : área da seção transversal da coluna m^2

y_i : fração molar do componente a difundir na interface

k_g : coeficiente de transferência de massa na fase gasosa, $m.s^{-1}$

É possível igualar ambas as expressões uma vez que têm o mesmo significado, obtém-se assim:

$$G' * dy * A_c = k_g * a * A_c * (y_i - y) dz$$

Equação 2.65

Onde:

$$G' = \frac{G}{A_c}$$

Procedendo à integração e rearranjo em ordem a z , obtemos uma expressão que permite o cálculo da altura da coluna/enchimento para um determinado composto ser absorvido:

$$z = \frac{G'}{k_g * a} * \int_{y_{ent}}^{y_{sai}} \frac{dy}{(y_i - y)}$$

Equação 2.66

Esta expressão é normalmente representada da seguinte forma:

$$z = H_g * N_g$$

Equação 2.67

Onde,

H_g : Altura de unidades de transferência de massa do gás

N_g : Número de unidades de transferência de massa do gás

z : altura da coluna ou enchimento, m

O mesmo raciocínio podia ter sido usado para a fase líquida, todas as igualdades se mantêm, apenas diferem os coeficientes, o caudal e a concentração. Com estas alterações obteríamos:

$$z = \frac{L'}{k_l * a} * \int_{x_{sai}}^{x_{ent}} \frac{dx}{(x - x_i)}$$

Equação 2.68

logo,

$$z = H_l * N_l$$

Equação 2.69

Onde,

$$L' = \frac{L}{A_c}$$

H_l : Altura de unidades de transferência de massa do líquido

N_l : Número de unidades de transferência de massa do líquido

k_l : coeficiente de transferência de massa na fase líquida, m s⁻¹

Existe ainda mais uma forma de calcular a altura necessária de uma coluna ou do enchimento, a grande alteração deve-se à mudança da força motriz. Como já indicado anteriormente a força motriz no filme de gás é dado por $y_i - y$, e sobre o filme líquido por $x - x_i$. Mas se considerarmos uma concentração de equilíbrio na fase do gás, y^* associada à concentração na fase líquida, considera-se que a força motriz global para

o gás é dada por $y^* - y^{[16,57]}$. Seguindo o mesmo raciocínio, a força motriz global para o líquido é dada por $x - x^*$.

Realizando as alterações indicadas obtemos:

$$z = \frac{G'}{K_g * a} * \int_{y_{sai}}^{y_{ent}} \frac{dy}{(y - y^*)}$$

Equação 2.70

logo,

$$z = H_{og} * N_{og}$$

Equação 2.71

Onde

K_g : coeficiente de transferência de massa global na fase gasosa, $m s^{-1}$

H_{og} : altura de unidades de transferência de massa na fase gasosa

N_{og} : número de unidades de transferência de massa global na fase gasosa

$$z = \frac{L'}{K_l * a} * \int_{x_{ent}}^{x_{sai}} \frac{dx}{(x - x^*)}$$

Equação 2.72

logo,

$$z = H_{ol} * N_{ol}$$

Equação 2.73

Onde

K_l : coeficiente de transferência de massa global na fase líquida, $m s^{-1}$

H_{ol} : altura de unidades de transferência de massa na fase líquida

N_{ol} : número de unidades de transferência de massa global na fase líquida

Resumindo existem 4 maneiras diferentes, mas semelhantes, para efetuar o cálculo de z :

$$z = H_{ol} * N_{ol} = H_{og} * N_{og} = H_l * N_l = H_g * N_g$$

Equação 2.74

Existe uma relação entre as alturas de unidades de transferência de massa na fase líquida e do gás. Ao utilizar o declive da linha de equilíbrio, m , do composto em questão e os caudais podemos obter ^[46]:

$$H_{og} = \frac{mG}{L} H_l + H_g$$

Equação 2.75

e

$$H_{ol} = H_l + \frac{mL}{G} H_g$$

Equação 2.76

O parâmetro da altura de unidades de transferência de massa em qualquer uma das fases, ou global, nem sempre é de fácil resolução, ou porque se desconhece os coeficientes de transferência de massa ou porque se desconhece o declive de equilíbrio ou este não é linear. Para superar esta adversidade, nasceram relações empíricas para soluções diluídas que relacionam os caudais, o tipo de enchimento e o número de Schmidt [57]:

$$H_g = \alpha * (G')^\beta * (L')^\gamma * N_{Sc}^{0,5}$$

Equação 2.77

e

$$H_l = \theta * \left(\frac{L'}{\mu}\right)^\eta * N_{Sc}^{0,5}$$

Equação 2.78

Onde

$\alpha, \beta, \gamma, \theta, \eta$: fatores empíricos dependentes do tipo de enchimento

Estes fatores podem ser encontrados em variadas fontes bibliográficas ou até mesmo através de produtores [16,52,57].

O próximo passo consiste na determinação do diâmetro da coluna de forma a ter a estrutura base do equipamento. Uma forma de o determinar passa por analisar um gráfico denominado por *generalized pressure drop correlation* [16]:

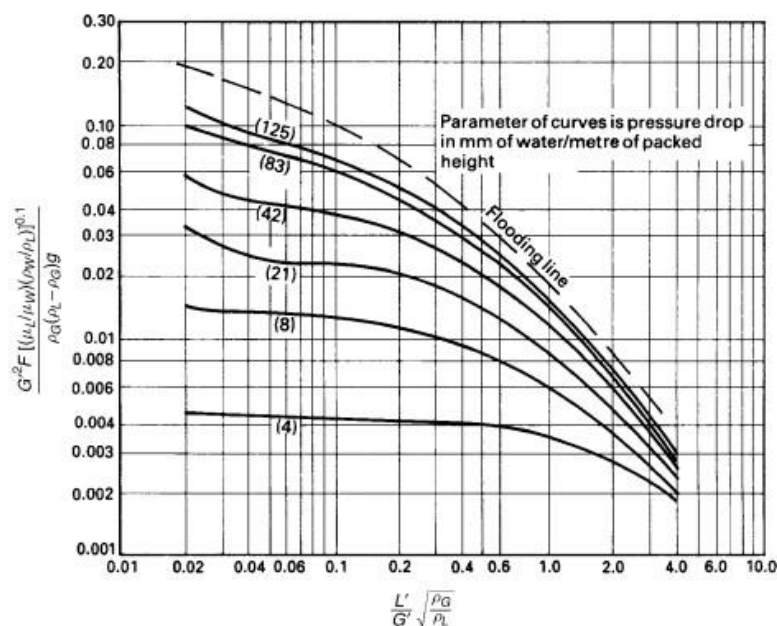


Figura 2.24- Correlação generalizada da queda de pressão retirado de [16]

A análise deste gráfico começa com a definição do ponto de inundação, que tal como o nome indica, após este ponto a coluna inunda e o seu funcionamento fica gravemente comprometido, sendo que na construção de qualquer coluna se tem que garantir que nunca se opera para lá desta condição.

O gráfico é construído através da representação de:

$$\frac{\frac{G}{A_c}}{\frac{L}{A_c}} * \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} \quad \text{no eixo do X}$$

Equação 2.79

e

$$\frac{G' * F * \left(\frac{\frac{\mu_l}{\rho_w}}{\frac{\rho_l}{\rho_w}} \right)^{0,1}}{\rho_g * (\rho_l - \rho_g) * g} \quad \text{no eixo dos Y}$$

Equação 2.80

Onde,

μ_w e ρ_w : viscosidade e densidade da água a 293 K, serve como fator de correção para outros líquidos/condições.

F: fator de empacotamento do enchimento, m^{-1} .

Uma forma de determinar a área de enchimento de uma coluna consiste por determinar o valor de x no eixo das abscissas:

$$\frac{\frac{G}{A_c}}{\frac{L}{A_c}} * \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l}} = X_1$$

Equação 2.81

Depois de se definir este valor, é necessário definir o valor do eixo dos y onde se deseja começar.

Usando as coordenadas de $X_1; Y_{inu}$, onde Y_{inu} consiste no y que se desloca ao longo da curva de inundação na figura 2.24. Após o valor de y estar definido calcula-se o G'_{inu} , com base na equação 2.80, obtendo-se o valor do caudal máximo de gás por unidade de área, sem que ocorra inundação. Como medida de segurança, antes do cálculo da área utiliza-se um valor entre 50 a 70%^[58] do valor de G'_{inu} , determinado anteriormente. Assim facilmente se calcula a área necessária de enchimento:

$$A = \frac{G}{G'_{inu} * (50 \text{ a } 70\%)}$$

Equação 2.82

Depois, sabendo que a coluna tem uma geometria circular, é possível calcular o diâmetro da coluna, d :

$$d = \sqrt{\frac{A * 4}{\pi}}$$

Equação 2.83

A perda de carga desejada de uma coluna deve estar contida entre 200 a 500 Pa por metro de enchimento [58].

É ainda prática calcular a perda de pressão do gás quando a coluna se encontra seca, ou seja, quando os espaços vazios apenas são ocupados pela fase gasosa e a perda de pressão apenas é causada pelo enchimento. Uma equação que relaciona estes dois fatores, razoavelmente, é a equação de Ergun que pode ser representada por [56,59]:

$$\frac{\Delta P}{z} * \frac{e^3 * d_h * \rho_g}{(1 - e) * G'^2} = \frac{150 * (1 - e)}{Re} + 1,75$$

Equação 2.84

Onde,

$$Re = \frac{d_h * G' * \rho_g}{\mu_g}$$

Equação 2.85

e

$$d_h = \frac{6}{a_p}$$

Equação 2.86

e

a_p : área superficial específica do enchimento, m²

d_h : diâmetro hidráulico do enchimento, m

O último passo consiste em determinar o valor do *Hold-up* do líquido. O *Hold-up* é a retenção de líquido num dado equipamento. Este parâmetro pode ser relevante de se calcular, por exemplo, se o líquido estiver envolvido numa reação.

Para colunas de absorção abaixo do ponto de inundação, o *Hold-up* pode ser calculado através da equação 2.87[16].

$$H_w = 0,143 * \left(\frac{L'}{d_h} \right)^{0,6}$$

Equação 2.87

Onde,

L' : Caudal mássico de líquido por unidade de área, kg/s.m²

H_w : *Hold-up* do líquido, m³ de líquido/m³ de coluna

Em suma, seguindo o procedimento descrito, é possível obter a altura do enchimento e o diâmetro necessários para que a coluna cumpra os objetivos desejados.

Para além dos caudais, reação, coeficientes de transferência de massa e área de enchimento, ainda existe um aspeto importante de uma coluna de adsorção sendo este o tipo de distribuidor de líquido na coluna. Existem várias escolhas que diferem de acordo com a sua função, na tabela 2.2 encontram-se alguns destes. Como existe a possibilidade de haver sólidos presentes no líquido, foram apenas considerados aqueles que são adequados nestes casos.

Tabela 2.2- Comparação de diversos aspersores adaptada de [60]

Parâmetros	NTD	SNH	VND
Sólidos presentes	G	G	VG
Uniformidade	VG	P	P
Transferência de calor	G	VG	G
Custo	H	L	M
Facilidade de instalação	F	VG	G
Alta taxa de líquido	G	VG	G
Baixas taxas de líquido	VG	P	P

legenda: VG-very good, G-good, M-F-fair, P-poor; H-high, M-medium, L-low; NTD: *Trough Distributors*; SNH: *Spray Nozzle Headers*; VND: *V-notches*

3.1. Caracterização e variabilidade do processo

Apesar da importância dos lavadores de superfosfatos, muito pouco é conhecido sobre o seu funcionamento.

Para realizar a etapa da caracterização da variabilidade natural e especial do processo foram efetuadas medições às principais variáveis do processo: temperatura dos gases e dos líquidos, pressão, concentração de sólidos, características das lamas e concentração de H_2SiF_6 .

Os pontos de onde as análises foram retiradas encontram-se representados na figura 3.1.

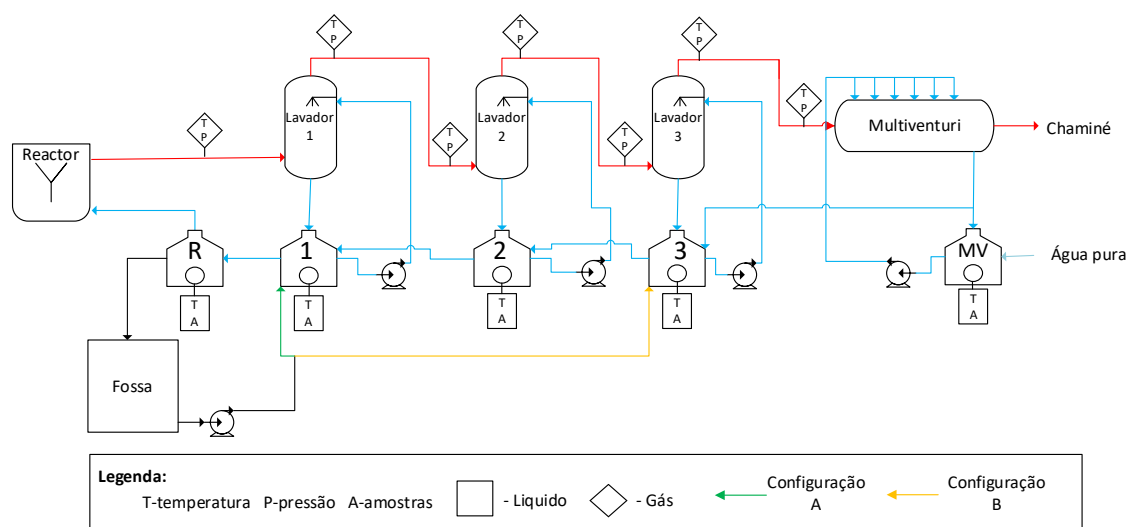


Figura 3.1- Esquema da instalação fabril com os locais de medição.

As amostras recolhidas são abrasivas e podem apresentar alguma toxicidade. Todos os ensaios foram realizados, sempre que possível, com material de plástico e na hotte, utilizando EPI (Equipamento de Proteção Individual) recomendado nas fichas de segurança.

Tabela 3.1-Planeamento da amostragem

Variáveis avaliadas		Dia	Configuração	Observações
Temperatura	Gás	21,22,25,26 e 27 maio	B	
Temperatura e densidades	Líquido	12 maio às 11h e 17h e 13 maio	B	12 maio antes 17h, limpeza do tanque 2
		23, 25 e 29 junho e 2 de julho	A	23 de junho: limpeza no tanque R 25 de julho limpeza de todos os equipamentos
Pressão	Gás	25,26 e 27 maio	B	
		23, 25 e 29 junho e 2 de julho	A	Igual à Temperatura e densidade

3.1.1. Perfil de temperaturas

Gás

Para a determinação da temperatura foi utilizado um sensor pt100 que apresenta um erro associado de $\pm 0,35$ °C [61].

Para a conversão dos valores obtidos de ohms para °C, para um intervalo de trabalho de 0 a 100°C, foi utilizada a equação 3.1[62].

$$R(T) = R(0^{\circ}\text{C}) * (1 + 3,90802 * 10^{-3} * T - 0,580195 * 10^{-6} * T^2)$$

Equação 3.1

Onde,

$$R(0^{\circ}\text{C}) = 100 \Omega$$

Líquido

A temperatura do líquido nos tanques foi medida usando um termómetro com um erro associado de $\pm 0,1$ °C.

A amostragem dos tanques foi realizada por uma válvula que se situa a cerca de 20 cm do fundo.

3.1.2. Perfil de pressões

A pressão diferencial do gás foi medida usando um manómetro de água em U, com um erro associado de $\pm 0,5$ mm. Foi calculada a pressão absoluta usando a equação 3.2.:

$$P = 101\,325 + mmH_2O * \rho * g$$

Equação 3.2

3.1.3. Perfil de densidades

Para medir a densidade do líquido as amostras foram previamente filtradas usando um filtro de 20 µm. A concentração de ácido hexafluorsilícico (massa/massa), foi estimada a partir da figura B.1, do anexo B [63].

A incerteza associada a este cálculo está relacionada com a presença de contaminantes como HCl e H₂SO₄ e a presença de sólidos finos na amostra, devido às limitações das técnicas de filtração descrita na secção 3.5.

Descrição do ensaio:

- 1) Procedeu-se à filtração da amostra através do método descrita na secção 3.5.
- 2) Pesou-se uma proveta de 20 ml seca (P_{seca})
- 3) Transferiu-se o filtrado até perfazer os 20 ml da proveta previamente pesada e colocou-se num frigorífico até esta se encontrar a 20 °C
- 4) Pesou-se novamente a proveta ($P_{molhada}$)
- 5) Utilizou-se a equação 3.3 para determinar a densidade do líquido

$$\rho = \frac{P_{molhada} - P_{seca}}{Volume}$$

Equação 3.3

Os valores de densidade e correspondente concentração de H₂SiF₆ encontram-se no anexo A, nas tabelas A.3, A.6, A.9, A.12, A.13.

3.2 Balanços mássicos

Os balanços mássicos têm por base a lei de Lavoisier que, de forma simplificada, dita que a quantidade de matéria que sai de um processo tem de ser igual à de entrada.

O primeiro passo consiste em quantificar a quantidade de flúor que ingressa na corrente gasosa para a zona de lavagem de gases. No caso de superfosfatos simples ou triplos, a sílica presente na matéria-prima encontra-se em excesso [9,64], assim nasce o primeiro pressuposto que todo o flúor que se encontra na fase gasosa na verdade está sob a forma de tetrafluoreto de silício (SiF₄) [9,65].

Para quantificar a entrada de gás no processo existem 2 métodos distintos descritos na bibliografia:

- O primeiro tem como base o reciclo de H₂SiF₆ realizado ao reator. Como a quantidade de flúor nos superfosfatos coincide com a quantidade de flúor na matéria-prima [9,64,65], sabendo o caudal de reciclo (2 m³/h) e com base na reação 1.7 determina-se a quantidade de SiF₄ na corrente gasosa.
- O segundo considera que 40% de todo o flúor presente na matéria-prima é transferido para a corrente gasosa [9].

O método considerado mais viável foi o primeiro, uma vez que considera a quantidade de reciclo alimentado ao reator, sendo sensível a várias concentrações de ácido.

Constatou-se que a água que existe nos superfosfatos é semelhante a toda a água introduzida no processo com a exceção do reciclo, logo a água na corrente gasosa de entrada dos lavadores é igual à água presente no reciclo mais a que se forma pela reação 1.4.

Apesar da existência de contaminantes como H_2SO_4 e HCl na corrente gasosa, na construção dos balanços de superfosfatos estes são desprezáveis uma vez que a sua quantidade é muito inferior à de flúor e não afetam a sua absorção [9,65,66].

Após definida a corrente gasosa de entrada no processo, o segundo passo consiste em determinar a saída gasosa. Os valores utilizados foram retirados dos dados históricos da chaminé.

As emissões de flúor na chaminé encontram-se em unidades normais de ar seco, sendo estas:

- humidade relativa de 0%
- 1 atm
- 0 °C

A transformação de m^3/h de ar seco em Nm^3/h é realizada através da equação 3.4.

$$Nm^3 = m^3 * \frac{T_{padr\tilde{a}o}}{T_{real}} * \frac{P_{real}}{P_{padr\tilde{a}o}}$$

Equação 3.4

O ar à saída do processo encontra-se saturado, assim, sabendo a pressão, temperatura e caudal de ar seco desta corrente é possível determinar a quantidade de vapor presente através da humidade absoluta, w , uma vez que [67]:

$$w = \frac{m_w}{m_{ar}} = \frac{kg \text{ de vapor de } \acute{a}gua}{kg \text{ de ar seco}}$$

Equação 3.5

Assumindo gases perfeitos,

$$m_w = \frac{P_w}{R} * \frac{V}{T} * MM_w \quad e \quad m_{ar} = \frac{P_b}{R} * \frac{V}{T} * MM_{ar}$$

Equação 3.6

Ainda,

$$P_b = P - P_w$$

Equação 3.7

Obtemos,

$$w = \frac{MM_w}{MM_{ar}} * \frac{P_w}{P - P_w}$$

Equação 3.8

Onde,

P_w : Pressão de saturação da água Pa

MM: Massa molar

R: Constante dos gases perfeitos $\text{m}^3 \text{Pa K}^{-1} \text{mol}^{-1}$

P_b : Pressão do ar seco Pa

Para a construção dos balanços mássicos a cada um dos equipamentos foi necessário recorrer a mais alguns pressupostos para além dos já referidos:

- Uma eficiência do multiventuri de 98% para a remoção de fluoretos [68].
- As três torres de lavagem são idênticas, no que toca à área de contacto entre o líquido, e a velocidade do gás é igual em todas as torres.
- A linha de equilíbrio de SiF_4 é linear devido à sua baixa concentração [64,65,66], logo:

$$N_{og} = Ha \int_{y \text{ saída}}^{y \text{ entrada}} \frac{dy}{(y - y^*)} \rightarrow N_{og} = Ha * \ln \left(\frac{y_e - y^*}{y_s - y^*} \right)$$

Equação 3.9

- O número de Ha é omitido [64,65,66].
- A concentração de H_2SiF_6 no líquido é homogénea.
- O número de unidades de transferência de massa apresenta uma proporcionalidade com a variação de fluxo de entrada de líquido [64], onde:

$$N_{og \text{ torre } X} = N_{og \text{ torre } 1} * \frac{\text{Caudal mássico de líquido de entrada na torre } X}{\text{Caudal mássico de líquido de entrada na torre } 1}$$

Equação 3.10

- Todo o SiF_4 absorvido transforma-se em H_2SiF_6 [65].
- Os sólidos formados acumulam-se em cada um dos tanques.
- Toda a água na corrente de alimentação, proveniente do reator, ao lavador 1 encontra-se no estado de gasoso [65].
- Quantidade de ar seco à entrada do processo igual à de saída.

A primeira fase para o cálculo dos balanços às correntes internas da zona de lavagem consiste em assumir um valor para o número de unidades de transferência de massa e com ele calcular o valor de saída de SiF_4 de cada torre de lavagem:

$$y_s = \frac{y_e + y^* * e^{N_{og}} - y^*}{e^{N_{og}}}$$

Equação 3.11

Onde,

y_e : massa de SiF_4 à entrada

y_s : massa de SiF_4 à saída

O valor y^* depende da temperatura, da concentração de H_2SiF_6 no líquido absorvente e do caudal de vapor. O valor de y^* foi determinado através das figuras B.2 e B.3, do anexo B [64].

De seguida através da subtração de $y_e - y_s$ e com recurso à reação 1.7, é possível determinar a quantidade de H_2SiF_6 e SiO_2 formada e de H_2O consumida.

Seria irrealista considerar que uma pequena parte do líquido não seja arrastado pelo ar e, sabendo que a reação é exotérmica, que parte do líquido não possa evaporar, logo é necessário ter em conta estes fatores ao criar os balanços mássicos.

Já definidas todas as saídas e entradas da primeira torre de lavagem, falta apenas determinar a corrente que alimenta o tanque 1 proveniente do tanque 2. Sabendo o valor do reciclo, esta é calculada com um simples balanço de massa. Para as restantes torres basta seguir o mesmo raciocínio.

O último passo deste modelo consiste em utilizar a função *Solver* do Excel de forma a aproximar o valor de saída das emissões de SiF_4 normais da instalação do calculado, alterando o número de unidades de transferência.

Para além das limitações que os pressupostos já trazem ao modelo apresentado, a maior carência deste é o facto de não poder ser validado sem a realização de análises penosas e dispendiosas a cada uma das correntes do processo.

3.3. Balanços energéticos

A criação de balanços energéticos requer um estado de referência. Neste caso, considerou-se um estado de referência aos compostos nas seguintes condições:

- H_2O e H_2SiF_6 no estado líquido, a 25°C e 1 atm
- SiF_4 e ar seco no estado gasoso, a 25°C e 1 atm
- SiO_2 , no estado sólido, a 25°C e 1 atm

Com o estado de referência definido é possível determinar a entalpias das correntes através da equação 3.12.

$$\Delta H = \sum_{i=1}^n \left(n_{\text{composto},i} * \int_{T_{ref}}^T \bar{C}_p \text{ composto},i dT \right)$$

Equação 3.12

$$\bar{C}_p = \frac{\int_{T_i}^{T_f} C_p(T) dT}{T_f - T_i}$$

Equação 3.13

Onde,

ΔH : Variação de entalpia da corrente kJ mol^{-1}

n : Caudal molar mol s^{-1}

T_{ref} : Temperatura de referência $^\circ\text{C}$

\bar{C}_p : Capacidade térmica média kJ mol^{-1}

$C_p(T)$: Capacidade térmica em função da temperatura kJ mol^{-1}

Nas correntes onde ocorrem mudanças de fase, como é o caso da água, soma-se à equação 3.12 o termo do calor latente multiplicado pelo caudal molar.

O balanço energético a cada um dos equipamentos é calculado tendo em conta a equação 3.14.

$$\Delta H_{entrada} + Q_{trocado} = \Delta H_{saída} + \Delta H_{reação}$$

Equação 3.14

Como primeiro pressuposto considerou-se que os equipamentos são razoavelmente adiabáticos após algum tempo de operação, tornando o termo da equação $Q_{trocado}$ insignificante.

O termo do $\Delta H_{reação}$ foi determinado a partir da equação 3.15 que relaciona a entalpia de formação de cada um dos reagentes com os produtos.

$$\Delta H_{reação} = \left(\sum_{i=1}^n (n_p * \Delta H_{f,p}^{\circ}) \right)_{produtos} - \left(\sum_{j=1}^n (n_r * \Delta H_{f,r}^{\circ}) \right)_{reagentes}$$

Equação 3.15

Onde,

$\Delta H_{f,p}^{\circ}$: Entalpia de formação

n_p : Número de moles produzidos do composto i

n_r : Número de moles reagidos do composto j

O único ponto onde não foi possível efetuar a medição da temperatura foi na reentrada de líquido em cada tanque após atravessar a coluna. Como o caudal volumétrico de líquido é cerca de 35 vezes maior que o volume do tanque, o tempo de residência neste é muito reduzido o que leva a concluir que a temperatura de entrada e de saída do líquido no tanque e a do próprio tanque serão semelhantes.

Pelo raciocínio anterior assume-se que a temperatura do líquido não sofre grandes alterações, criando assim o segundo pressuposto que considera que a energia em excesso no sistema é maioritariamente utilizada para a evaporação da água no interior das torres de lavagem.

Os valores de C_p e $\Delta H_{f,p}^{\circ}$ utilizados encontram-se no Anexo B, na tabela B.1 com a respetiva bibliografia.

3.4. Ensaio de sedimentação

Para determinar parâmetros como a área de um decantador ou a velocidade de sedimentação é necessário realizar um ensaio de sedimentação com o seguinte procedimento^[69]:

- 1) Determinou-se a concentração da amostra através de um ensaio de filtração.
- 2) Agitou-se a amostra vigorosamente, manualmente, e posteriormente com uma vareta para certificar que o fundo não continha um aglomerado de lama.
- 3) Deitou-se a amostra em provetas de 1L ou 500 mL. O volume de amostra utilizado foi cerca de 800 mL para a proveta de 1L e de 500 mL numa proveta de 500 mL.

- 4) Anotou-se o tempo inicial, o volume inicial e a altura desde o fundo do líquido na proveta até à altura do líquido no topo da proveta.
- 5) Inevitavelmente surgirá uma interface entre um líquido transparente e um líquido creme/castanho. Esta interface irá diminuir a sua altura ao longo do tempo. Anotou-se a altura deste líquido creme, o tempo a que foi anotada e o volume que ocupava.
- 6) A recolha destes dados foram tanto retirados de 15 em 15 minutos como de 2 em 2 minutos, dependendo da concentração da amostra. Quanto menor a concentração menor o intervalo em que se deve recolher os dados e vice-versa. Para a maioria das amostras, de 15 em 15 minutos foi o suficiente.
- 7) Recolheu-se os dados até que a altura do líquido creme permaneceu, praticamente, constante.

Como ajuda visual, apresenta-se a figura 3.2 onde é possível observar a interface criada e a evolução da sua altura.

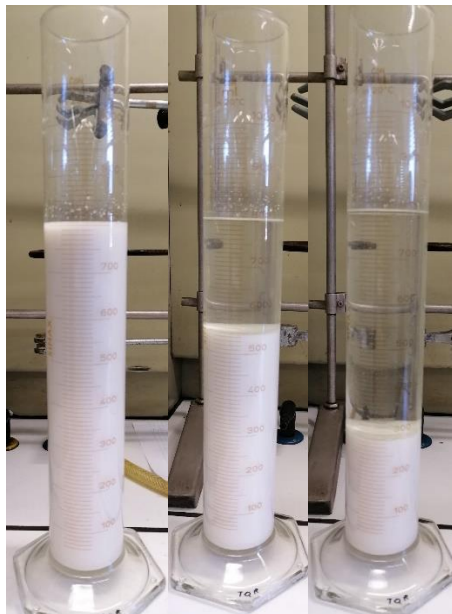


Figura 3.2- Representação real do ensaio de sedimentação

Os valores dos volumes e da altura da interface ao longo do tempo encontram-se no anexo A nas tabelas A.2, A.4, A.6, A.8.

3.5. Ensaio de filtração

O objetivo deste ensaio consiste em calcular os valores da resistência do bolo criado ao longo da filtração através da medição do volume filtrado ao longo do tempo.

Para realizar um ensaio de filtração existem diversas maneiras e equipamentos que se podem usar. Com o equipamento e local que se tinha à disposição seguiu-se o seguinte procedimento:

- 1) Pesou-se o filtro de 20 μm e anotou-se o seu valor (P_i).
- 2) Pesou-se o kitasato seco e anotou-se o seu valor (P_k).
- 3) Mediu-se o diâmetro interior do funil de buchner.

- 4) Mediu-se a temperatura da amostra.
- 5) Preparou-se o kitasato, colocando-o no topo de um elevador, um funil de buchner, um papel de filtro e ligou-se uma mangueira de vácuo ao kitasato.
- 6) Molhou-se o filtro, com um volume muito reduzido de água destilada, para que este aderisse ao funil.
- 7) Agitou-se a amostra com auxílio de um agitador magnético até garantir a homogeneidade na amostra.
- 8) Adicionou-se 20 mL de amostra no funil, e anotou-se o tempo que esta demorou a filtrar completamente.
- 9) Desmontou-se o kitasato do funil de buchner, baixou-se o elevador e retirou-se o kitasato (para evitar destabilizar o bolo no filtro no interior do funil, este último encontrava-se preso ao kitasato através de uma mangueira).
- 10) Pesou-se o kitasato com o líquido transparente no seu interior e anotou-se o seu valor (P_p).
- 11) Determinou-se o volume filtrado através da equação 3.16.

$$V = \frac{P_p - P_k}{\rho_l}$$

Equação 3.16

- 12) Voltou-se a montar o equipamento como no ponto 5.
- 13) Repetiram-se os pontos de 5 a 11, até o filtro estar colmatado
- 14) Após terminar a filtração, recolheu-se com cuidado o filtro com o bolo e secou-se a amostra (como não existe a possibilidade de a secar numa estufa devido à sua natureza, deixou-se a secar ao ar, no mínimo, durante 7 dias e tapou-se a amostra para garantir que não existe contaminação ou queda de pós durante este tempo).
- 15) Pesou-se o filtro com o bolo (P_i) e seguiu-se a equação 3.17 para determinar a sua concentração:

$$C = \frac{P_f - P_i}{V}$$

Equação 3.17

Para determinar a variação de pressão que o vácuo aplicava no filtro, utilizou-se um manómetro de mercúrio em U.

Na figura 3.3 é possível observar a montagem para este ensaio. É de destacar que a mangueira que liga o funil ao kitasato deveria estar na vertical, mas devido às limitações de espaço no interior da hotte, esta encontra-se em \sim , sendo necessário descontar no primeiro ensaio o volume que fica retido na barriga da mangueira, consistindo sempre em 2 mL para todos os ensaios.

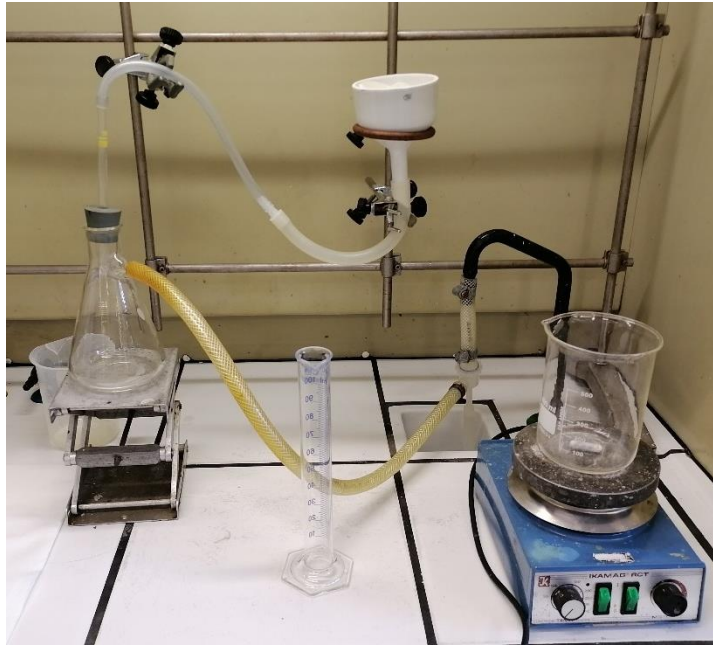


Figura 3.3-Representação do ensaio de filtração

Os valores das pesagens e volumes utilizados encontram-se no anexo A nas tabelas A.1, A.3, A.5, A.7.

3.6. Dimensionamento

Ao longo desta secção irão ser abordados os métodos utilizados para a determinação das dimensões dos equipamentos propostos. De salientar, que todas as partes dos equipamentos em contacto com o líquido ou o gás do processo têm de ser construídas em polipropileno devido à natureza corrosiva dos compostos.

3.6.1. Decantadores de alta taxa

Como referido na subsecção 2.1.3, estes decantadores podem ser lamelares ou tubulares. Sem efetuar o seu dimensionamento é impossível determinar qual a melhor configuração do decantador ou geometria dos tubos. Para tal, foram efetuados 3 dimensionamentos: um para decantador lamelar e dois para decantador tubular com geometria dos tubos quadrada e hexagonal, sendo estas as configurações mais utilizadas na indústria.

O primeiro passo consiste em identificar as restrições e boas práticas para o funcionamento normal do equipamento. Para decantadores lamelares e tubulares as restrições são as referidas na subsecção 2.1.3, sendo elas:

Restrições:

- $v_0 \leq \sqrt{\frac{Re}{8}} * v_{sc}$
- $v_{sc} \leq v_s$
- Regime laminar

As boas práticas, provêm de observações empíricas e são normalmente indicadas por produtores.

Boas práticas:

- $v_0 < 9 \text{ m} \cdot \text{h}^{-1}$ [70]
- Tempo de residência: 6-10 minutos em decantadores tubulares e 15-25 em decantadores lamelares [70]
- Reynolds:
 - <200 [71]
 - $=250$ [72]
 - <500 [73]
 - <280 [74]
- Inclinação: 60° , para garantir autolimpeza do equipamento [21]
- Acrescentar no final do dimensionamento um comprimento extra, L'_d [31]
- Espessura de placas/tubos, e_s : 5 mm
- Diâmetro hidráulico: 5-8 cm [70]

As dimensões das placas e dos tubos necessários para iniciar o dimensionamento foram escolhidas de forma a respeitar a última prática sendo estas:

- Placas
 - Espaçamento: 0,05 m
 - Largura: 6 m
- Tubos quadrados:
 - Aresta, a_r : 0,05 m
- Tubos hexagonais regulares:
 - Aresta, a_r : 0,03m
 - Altura, h_h : 0,025 m

O último passo consiste em definir a altura do tanque onde as lamas se depositam. Um intervalo típico situa-se entre 3 e 5 metros [70]. Foi também adicionado 0,5 m ao topo do equipamento para permitir a saída de líquido clarificado uniforme e 0,6 m entre a zona de recolha e a zona de sedimentação, onde a alimentação do líquido ao equipamento é realizada [75].

Na figura 3.4, encontram-se os passos seguidos para o dimensionamento do equipamento.

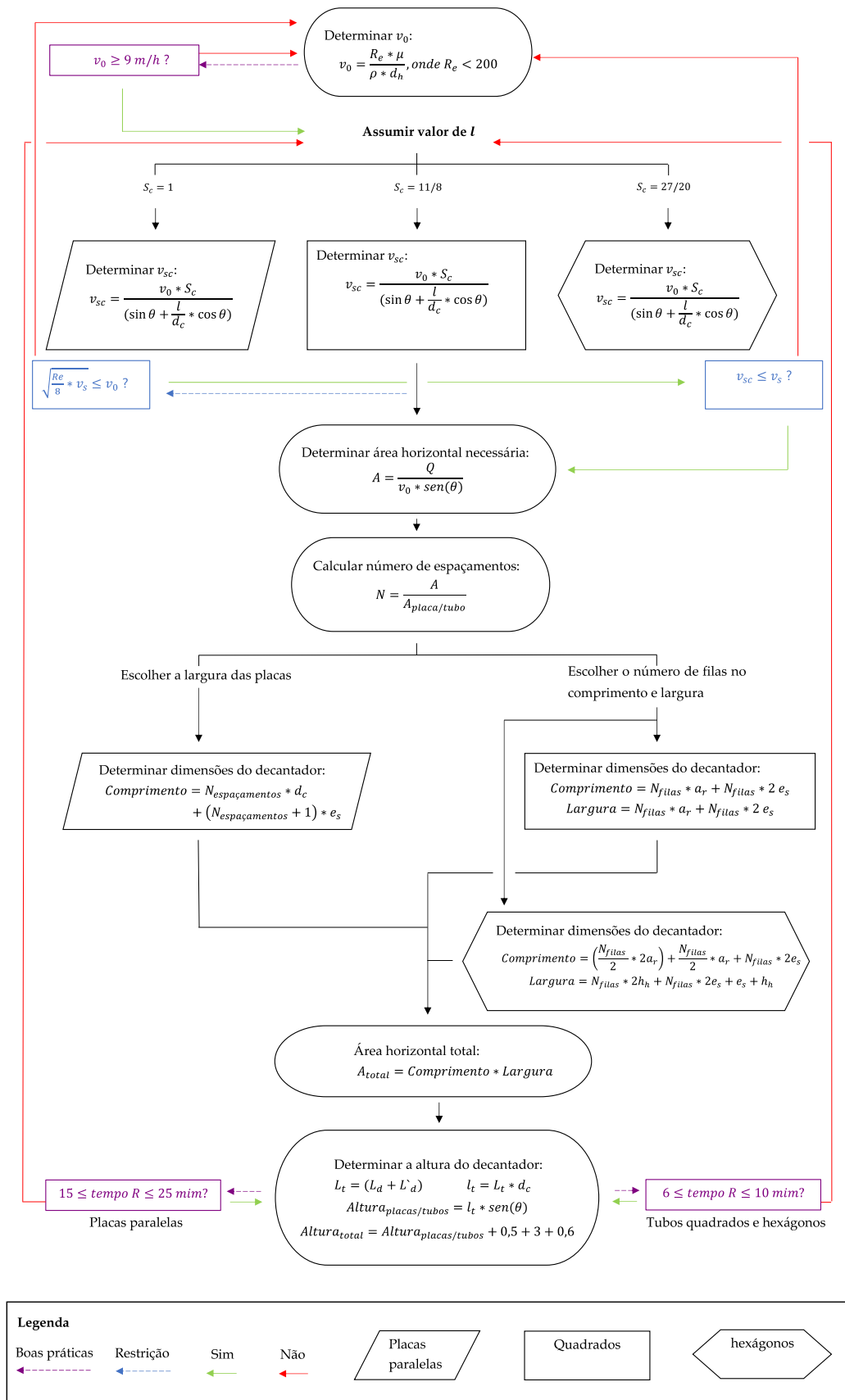


Figura 3.4- Passos do dimensionamento de um decantador de alta taxa

3.6.2. Filtro de prensas

O dimensionamento de um filtro de prensas apresenta uma grande dependência de ensaios experimentais de filtração, sendo que, apenas com estes é possível determinar características do bolo como a resistência e a compressibilidade ou falta dela.

Após determinar-se as características do bolo é necessário definir a área, o número de placas e a pressão de operação do filtro a instalar.

Neste caso foi utilizado como referência o filtro em vigor na SOPAC utilizado nos adubos líquidos, uma vez que se encontra dentro das especificações das boas práticas de operação. As características deste equipamento são:

- Área útil de uma placa: 1,96 m²
- Modo de operação: pressão constante
- Pressão: 4 a 6 bar
- Número de placas: 65
- Tempo médio de remoção do bolo e limpeza: 1 hora
- Espessura do caixilho: 0,02 m

Como o bolo criado no filtro de prensas será reconduzido para o reator e não necessita de nenhum passo de purificação ou limpeza, neste método, não foi necessário considerar o tempo de lavagem na duração de um ciclo.

A estratégia de dimensionamento deste equipamento consistiu em aproveitar todo o espaço vazio deixado pelos caixilhos e deixar o filtro a operar até que este atinja o máximo da sua capacidade de bolo formado.

Dado que não houve possibilidade de determinar a porosidade do bolo formado, assumiu-se uma porosidade média de 0,4, sendo esta uma limitação do modelo usado.

Na figura 3.5 é possível observar os passos seguidos para o dimensionamento deste equipamento.

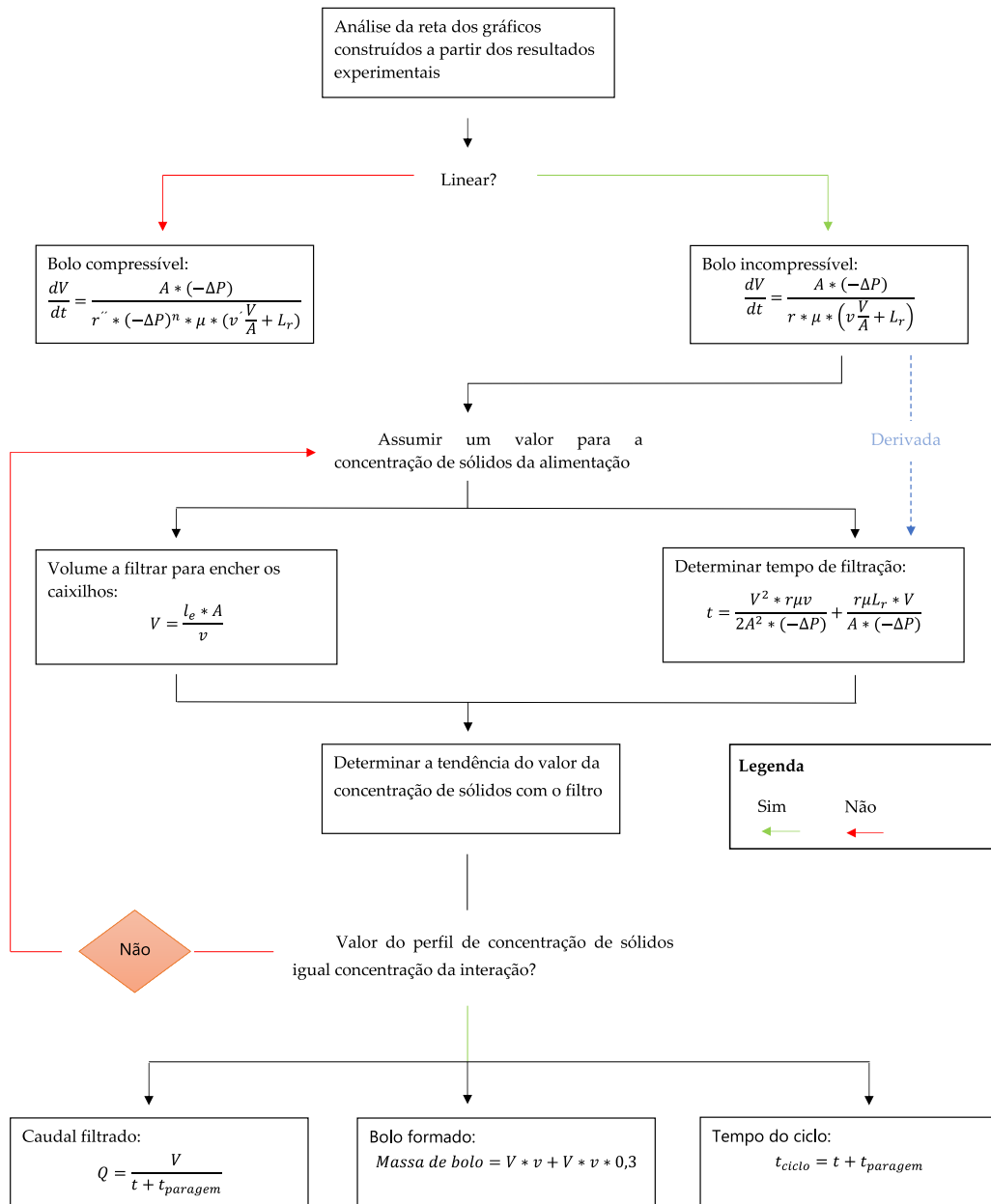


Figura 3.5- Passos do dimensionamento de um filtro de prensas

3.6.3. Coluna de absorção

Antes de se iniciar qualquer tipo de dimensionamento a uma coluna de absorção é necessário definir o caudal de líquido alimentado à coluna. A maneira mais comum é determinar o caudal mínimo requerido para um dado caudal de gás e adicionar 20% como medida de segurança. Esta estratégia é usada quando o caudal de líquido utilizado não é reutilizado e requer a sua substituição periódica.

Para a situação da coluna de absorção da SOPAC, o líquido é constantemente reciclado e não é necessária uma adição constante deste. Este fator permite optar por um caudal muito superior ao requerido. Ao usar um maior caudal de líquido é possível obter colunas mais eficientes ou de menores dimensões.

No caso da nova coluna de absorção decidiu-se usar um caudal, semelhante ao das restantes colunas, de 70 m³/h.

Posto isto é possível iniciar o dimensionamento do equipamento. O primeiro passo consiste em decidir as características da coluna que melhor se ajustam ao tipo de líquido utilizado e às particularidades do próprio processo.

O raciocínio seguido encontra-se na figura 3.6

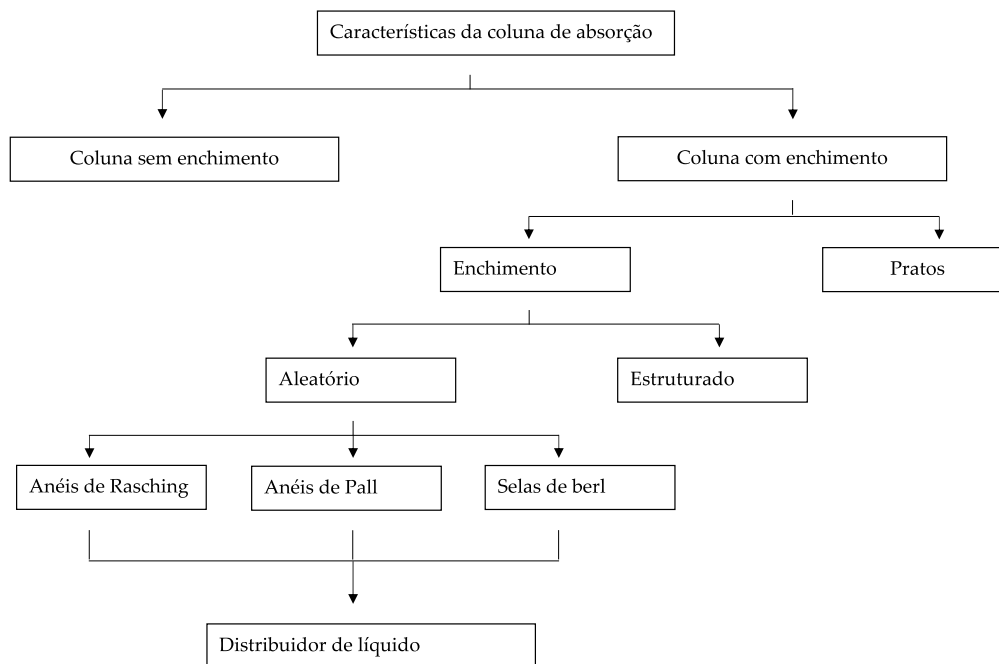


Figura 3.6- Passos para definição das características da coluna

Depois de definidas as características da coluna é possível iniciar o seu dimensionamento. Na figura 3.7 é possível observar os passos seguidos para o dimensionamento deste equipamento.

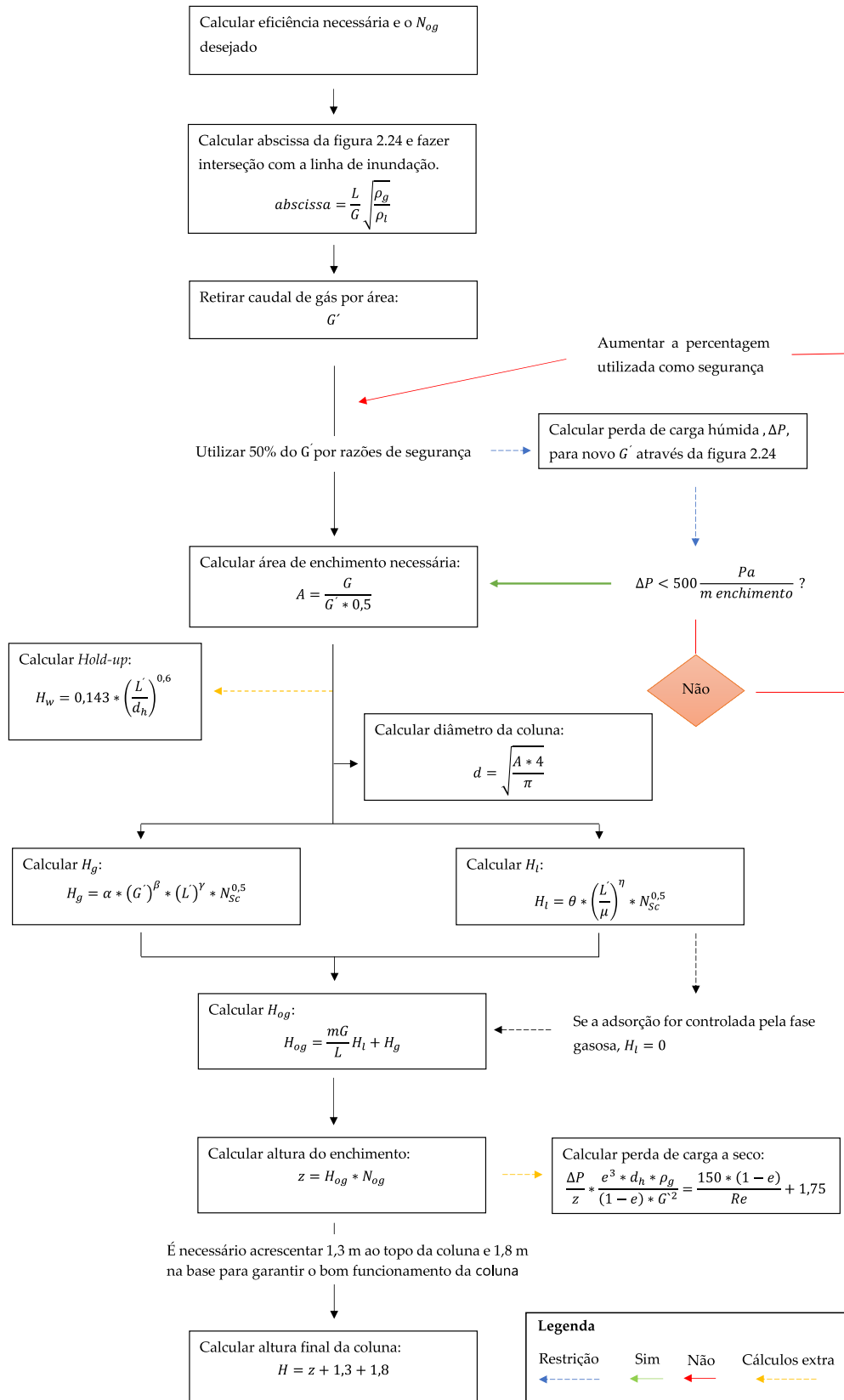


Figura 3.7- Passos do dimensionamento de uma coluna de absorção

Apresentação e discussão de resultados

Neste capítulo irão ser abordados e analisados todos os resultados dos ensaios experimentais realizados e cálculos efetuados através dos métodos previamente referidos bem como uma análise de viabilidade das propostas.

4.1. Caracterização e variabilidade do processo

O primeiro grande obstáculo deste processo é o facto das suas condições de operação serem desconhecidas. O objetivo desta secção consiste precisamente em mapear o processo e observar como este varia ao longo do tempo.

4.1.1. Perfil de temperaturas

Nesta subsecção, procurou-se determinar o perfil de temperatura do gás e do líquido do processo.

Gás

Através das medições efetuadas, foi possível construir a figura 4.1 onde se encontra o valor da temperatura à entrada de cada um dos equipamentos.

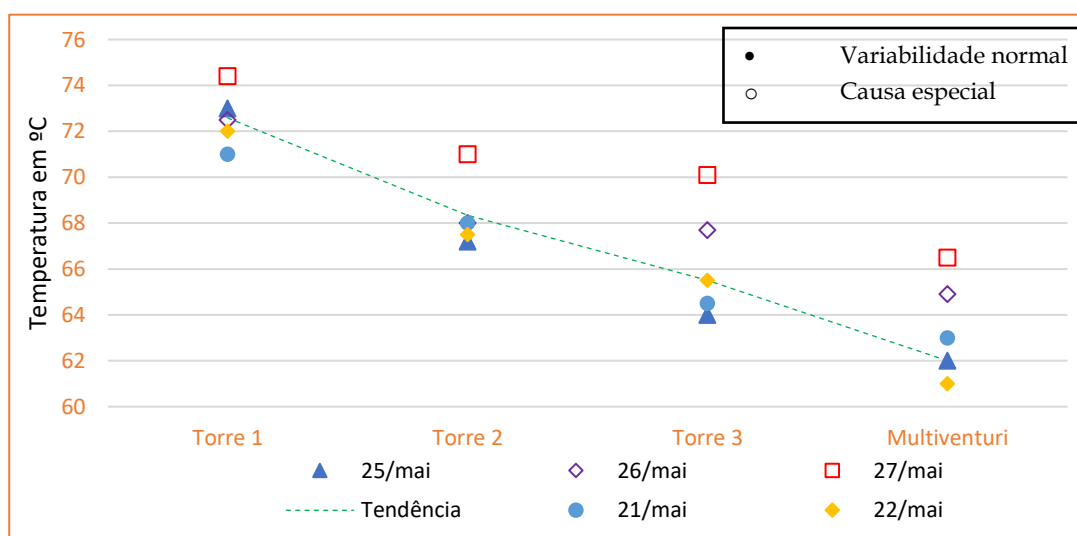


Figura 4.1-Perfil de temperatura do gás

No perfil de temperaturas do gás, a principal causa especial consiste no mau funcionamento das bombas do tanque 2, que por sua vez diminui ou extingue o caudal de líquido alimentado à torre 2.

Nos dias 26 e 27 de maio é visível o mau funcionamento destes equipamentos, uma vez que a temperatura do gás à entrada da torre 2 é semelhante à de entrada da torre 3.

A linha de tendência foi construída a partir da média dos valores de todas as medições à entrada da torre 1 e da torre 2. Para a torre 3 foram considerados os valores das medições realizadas no dia 21, 22 e 25 de maio e que, se descartássemos a causa especial, a amostra do dia 27 deveria rondar os 68°C. Este pressuposto foi criado para incluir os valores mais elevados registados neste dia nas torres anteriores.

A influência da temperatura dos gases provenientes do reator que entram na torre 1 é visível no dia 27 de maio, onde foi registado o valor mais elevado à entrada da torre 1, o que se traduziu num valor de entrada na torre 2 superior a 70°C, enquanto todos os restantes se encontram abaixo deste valor.

Na tabela 4.1, apresentam-se os valores considerados normais de operação da instalação fabril. De salientar que a incerteza do material usado para a medição é de 0,35 °C.

Tabela 4.1- Resumo do perfil de temperaturas do gás

Equipamento	Temperatura considerada como normal
Torre 1	73 ± 1,8 °C
Torre 2	68 ± 2,7°C
Torre 3	64 ± 4,6°C
MV	62 ± 4,5°C

A temperatura de saída do processo pela chaminé está dependente de todas as temperaturas anteriores, no entanto, dado os valores considerados mais prováveis de operação e ao historial de análises realizadas na chaminé, considerou-se uma temperatura média de saída de 59 °C.

Líquido

O mesmo raciocínio foi efetuado para a temperatura de cada tanque do processo. Na figura 4.2 encontram-se os resultados das medições efetuadas. Em maio não se retirou amostras do tanque MV.

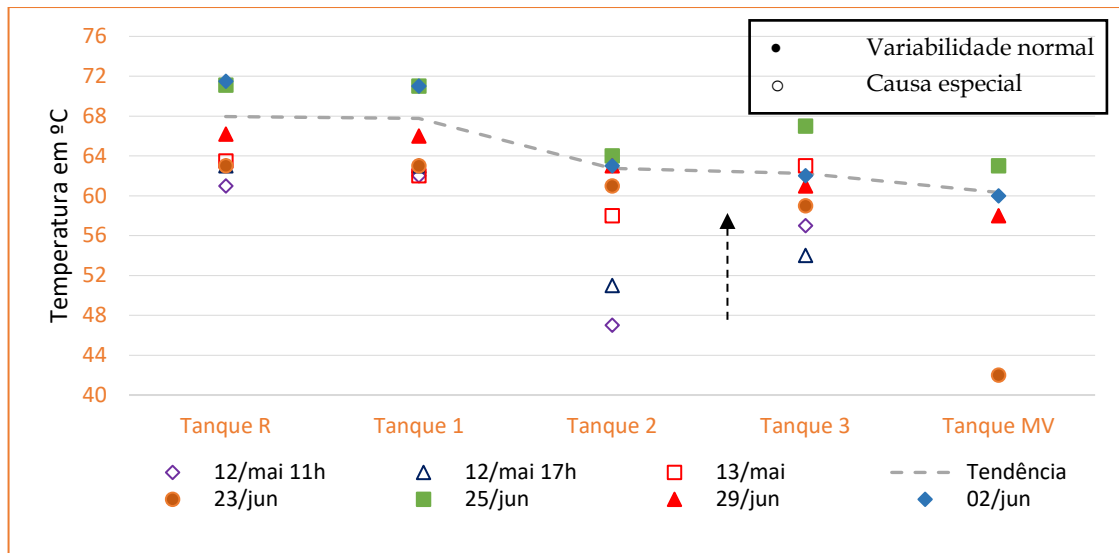


Figura 4.2- Perfil de temperatura do líquido

O primeiro aspeto relevante na observação da figura 4.2 passa pela quantidade de valores dispare devido a causas especiais.

As amostras retiradas em maio partilham todas a mesma configuração B o que significa que parte do líquido mais quente do tanque R estava a ser alimentado ao tanque 3, o que justifica o valor mais elevado de temperatura no tanque 3. Este acontecimento é evidenciado no dia 13 de maio onde o valor da temperatura do tanque 3 é equivalente à do tanque R. No entanto este argumento não justifica o valor baixo de temperatura do tanque 2. Este ocorre devido à possível combinação de dois fatores: o mau funcionamento das bombas deste tanque e o facto da temperatura do tanque R ser inferior quando comparada com as amostras de junho e julho.

Apesar da limpeza ao tanque 2 no dia 12 de maio ter sido realizada antes da recolha das amostras das 17 horas, não parece ter causado grande impacto no perfil de temperaturas quando comparadas com os resultados das amostras retiradas de manhã no mesmo dia.

Um aspeto curioso das amostras de maio, é observar como em 6 horas de produção o processo volta a querer deslocar-se para a tendência, onde no dia 13 maio já apresenta uma maior semelhança com as restantes análises.

É possível determinar uma tendência do perfil de temperatura das análises de 25 e 29 de junho e 2 de julho uma vez que foram retiradas após a limpeza total das instalações após 20, 50 e 116,5 horas de operação, respetivamente, e são o melhor indicador de como a fábrica opera em condições normais.

No dia 25 de junho continuou-se a observar uma temperatura superior no tanque 3 à do tanque 2, devido, novamente, ao mau funcionamento das bombas do tanque 2, no entanto, visto que esta causa especial foi persistente em várias análises considerou-se esta amostra para a construção da linha de tendência.

No dia 23 de junho, realizou-se uma limpeza ao tanque R. Para encher novamente este tanque alimenta-se água pura ao tanque MV, o que explica a sua baixa temperatura uma vez que a fábrica apenas operou durante 4 horas até à recolha da amostra.

Com base na análise feita anteriormente apresentam-se os valores que se acredita corresponderem a um normal funcionamento fabril.

Tabela 4.2- Resumo do perfil de temperaturas do líquido

Equipamento	Temperatura considerada como normal
Tanque R	$68 \pm 3^{\circ} \text{C}$
Tanque 1	$68 \pm 3^{\circ} \text{C}$
Tanque 2	$63 \pm 1,5^{\circ} \text{C}$
Tanque 3	$62 \pm 5^{\circ} \text{C}$
MV E	$60 \pm 3^{\circ} \text{C}$

* foi considerada aproximadamente igual ao tanque 1

O caudal de líquido é cerca de 5 vezes superior ao caudal de gás na entrada das torres e muito superior ao caudal de líquido mínimo requerido. Ao observar o perfil de temperaturas do gás e do líquido, que foram consideradas como normais, é possível constatar que a temperatura do gás iguala a temperatura do líquido após contactar com este.

4.1.2. Perfil de pressões

A pressão da corrente gasosa ao longo do processo é dirigida por um ventilador, que se encontra antes da entrada do multiventuri, daí o seu perfil ascendente.

Na figura 4.3 encontram-se os valores medidos da pressão do gás à entrada dos vários equipamentos.

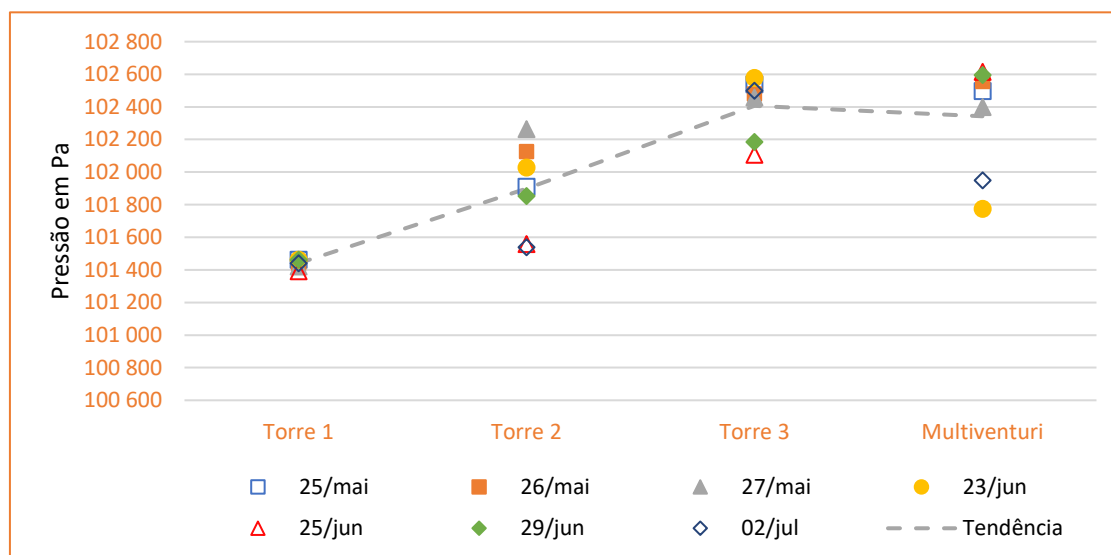


Figura 4.3- Perfil de pressão do gás

Podemos constatar que alguns dos valores de pressão diferem. Muitos fatores podem influenciar esta pressão, nomeadamente a potência a que o ventilador está a laborar e as condições em que a torre 2 está a operar.

No entanto, como a variação da pressão é na ordem 10^3 Pa, considerou-se como uma variabilidade normal do processo. A tendência provém da média das medições efetuadas.

Tabela 4.3- Resumo do perfil de pressão do gás

Equipamento	Pressão considerada como normal
Torre 1 E	101 440 Pa
Torre 2 E	101 898 Pa
Torre 3 E	102 406 Pa
MV E	102 342 Pa

4.1.3. Perfil de concentração de H_2SiF_6

Através dos resultados experimentais da densidade do líquido foi possível determinar a concentração (massa/massa) de H_2SiF_6 na solução. Apesar da existência de contaminantes como H_2SO_4 e HCl , acredita-se que estas substâncias não influenciam de forma significativa o valor da densidade devido à sua baixa concentração quando comparados com H_2SiF_6 .

Na bibliografia é possível encontrar intervalos de concentração de H_2SiF_6 que são esperados obter no tanque R/1. Entre eles temos:

- Entre 18 e 25% ^[76]
- Entre 20 e 23% ^[77]
- Entre 20 e 28% ^[64]
- Entre 20 e 25 % ^[5]

Na figura 4.4 encontram-se os valores de concentração, em % mássica, de H_2SiF_6 .

De salientar que, para as amostras de 12 e 13 maio, não foram efetuados ensaios para a determinação da concentração do tanque MV.

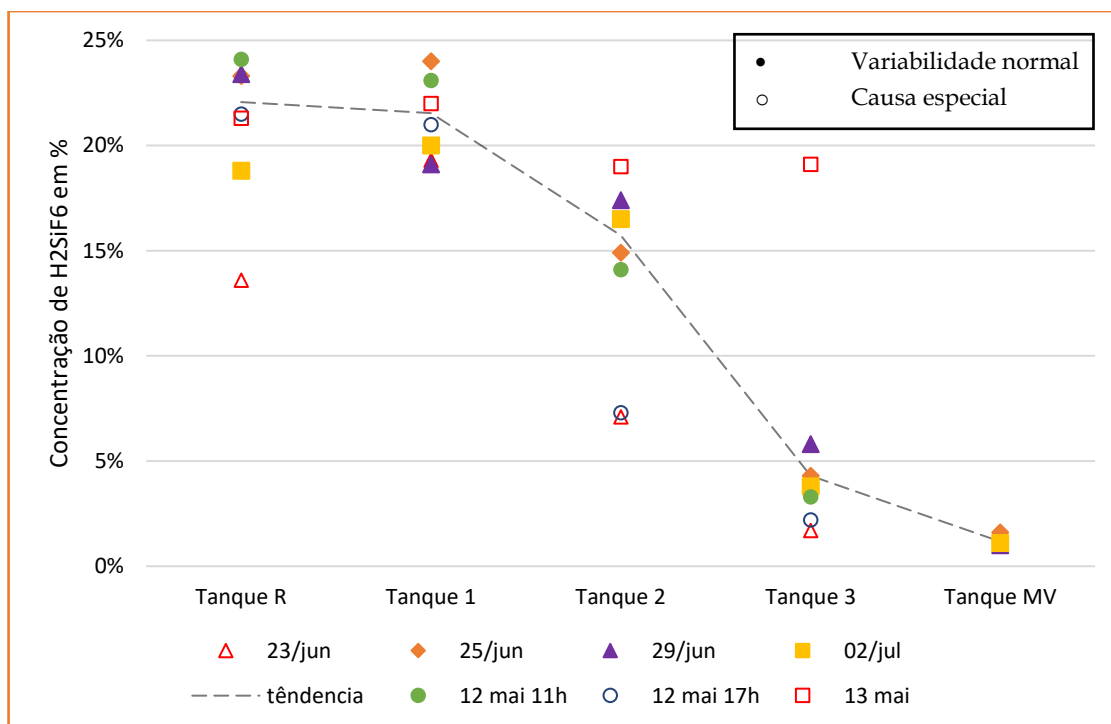


Figura 4.4- Perfil de concentração de H₂SiF₆

Pela observação da figura 4.4, é possível constatar que esta se encontra fragmentada entre a variabilidade normal do processo e causas especiais.

Numa primeira análise à variabilidade normal do processo no tanque 1 e R é possível observar que o valor de concentração de H₂SiF₆ varia entre os 19 e 24%. Este intervalo de valores encontra-se conforme a bibliografia apresentada.

No dia 12 de maio às 17h encontram-se os primeiros valores de concentração de H₂SiF₆ afastados da tendência. As causas especiais para este distanciamento já foram identificadas na análise ao perfil de temperaturas do líquido (subsecção 4.1.1.) e consistem na lavagem recente do tanque 2 antes da amostragem e no mau funcionamento da torre 2.

No dia 13 de maio a causa especial mais significativa foi a sua configuração, B, explicando assim a proximidade dos valores de todos os tanques, o que por sua vez também foi observado no perfil de temperaturas do líquido.

No dia 23 de junho, os valores de concentração de H₂SiF₆ encontram-se abaixo da tendência expectável. A causa para estes valores consistiu na limpeza recente do tanque R antes da amostragem. Esta causa especial já tinha sido identificada para o comportamento errático na temperatura do líquido no tanque MV nesse dia.

Seguindo o mesmo raciocínio já utilizado, deu-se primazia aos resultados dos dias 25 e 29 de junho e 2 julho devido à sua configuração, à limpeza dos equipamentos e do início do "zero" de produção.

Com base no que foi descrito, na tabela 4.4 apresentam-se os valores que se acredita corresponderem ao intervalo de valores de concentração em cada um dos tanques.

Tabela 4.4- Resumo do perfil de concentração de H₂SiF₆

Equipamento	Concentração normal (%m/m)
Tanque R*	21,5 ± 2,5 %
Tanque 1	21,5 ± 2,5 %
Tanque 2	15,7 ± 1,7 %
Tanque 3	4,3 ± 1,5 %
Tanque MV	1,2 ± 0,5 %

* foi considerada aproximadamente igual ao tanque 1

A variabilidade natural destes valores ocorre devido a vários fatores, como a introdução de mais ou menos água no processo, a quantidade de ar e a sua humidade, a quantidade de flúor na corrente gasosa, a quantidade de líquido arrastado pelo ar e a própria reação.

Com base nos resultados das análises dos dias 25 e 29 de junho e 2 julho, era possível argumentar que quanto maior a concentração do tanque 1 menor seria a concentração do tanque 2 e do tanque 3, no entanto, como referido anteriormente existem vários fatores que podem influenciar o perfil de concentração, daí a tabela 4.4 ter sido construída em forma de intervalos.

4.1.4. Perfil de saída de ar seco

Um parâmetro de extrema importância no que toca às emissões que o processo emite, é a quantidade de ar seco à saída do processo.

Na figura 4.5 é possível encontrar valores históricos do caudal volumétrico de ar seco à saída do processo.

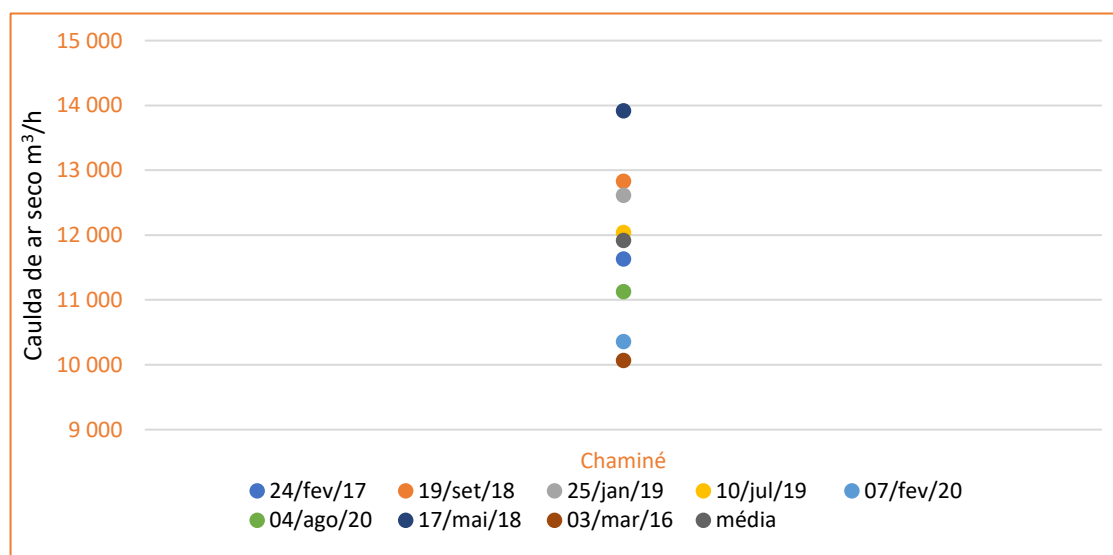


Figura 4.5- Perfil de entrada de ar seco no processo

A variabilidade é notória pela observação da figura 4.5. O valor médio do caudal de ar seco à entrada do processo é de 11 915 m³/h.

4.1.5. Balanços mássicos e energéticos

Como supramencionado, uma deficiência deste modelo, é o facto de requerer custos elevados para a sua comprovação o que dificulta a sua validação.

De forma a garantir que o modelo se aproxima da realidade da instalação fabril, utilizou-se um valor de emissões registados pela empresa, médio, de 2 mg/Nm³ de flúor e de 11 915 m³/h de ar seco à saída do processo.

Para a temperatura do gás e líquido, pressão e concentração de H₂SiF₆ ao longo do processo, foram utilizados os valores das tendências identificados anteriormente para, de forma indireta, validar os balanços e dar credibilidade ao modelo.

O modelo proposto apresenta dois métodos distintos do cálculo de flúor na corrente gasosa à entrada da torre 1. Na tabela 4.5, é possível encontrar os resultados de ambos os métodos bem como o valor da fábrica de SSP da *Montedison S.p.A* como referência [64]. É ainda conhecida a eficiência da primeira torre de remoção de flúor desta instalação, representada na tabela 4.6. É possível constatar que todos os valores apresentam uma grande semelhança.

Tabela 4.5- Comparação dos métodos utilizados com a fábrica da *Montedison S.p.A*

Métodos	SiF ₄ no gás kg/h
Método 1*	551
Método 2	543
<i>Montedison S.p.A</i>	552

*Valor utilizado para a construção do modelo

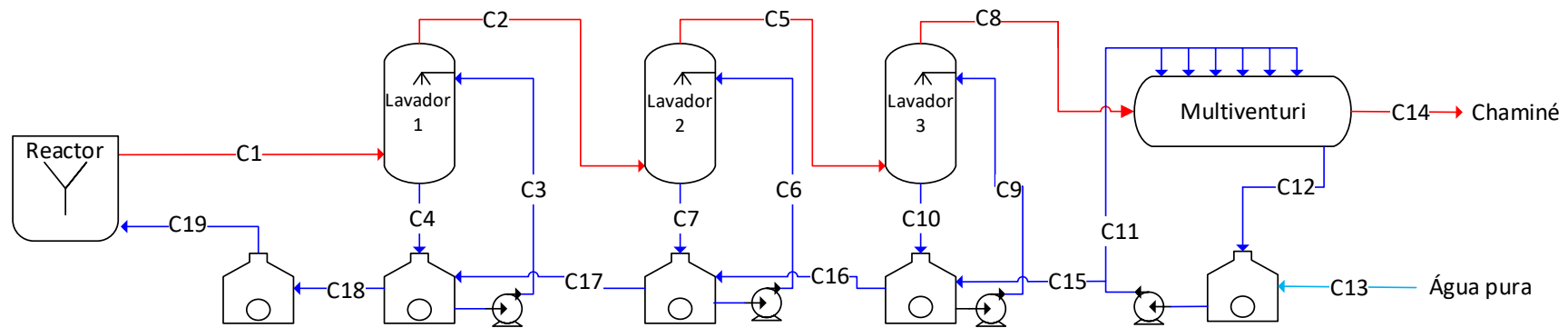
Tabela 4.6- Comparação da eficiência da 1ª torre do modelo com a fábrica da *Montedison S.p.A*

Eficiência da primeira torre	
Modelo proposto	78%
<i>Montedison S.p.A</i>	78%

O único valor para o qual existe a possibilidade de validar tendo em conta a prática operativa, é a entrada de água pura no processo. A prática atual na instalação de introdução de água pura no sistema é de 1,5 a 2,5 m³/h de H₂O no tanque MV.

O valor obtido pelos cálculos efetuados através do modelo proposto foi que seria necessário introduzir 2 002 kg/h de H₂O pura no sistema, o que confere a prática comum em vigor.

De salientar que o SiF₄ encontra-se sempre no estado gasoso, o H₂SiF₆ no estado líquido e o SiO₂ no estado sólido.



Correntes	Ar seco Nm ³ /h	SiF ₄ kg/h	H ₂ SiF ₆ kg/h	SiO ₂ kg/h	Vapor kg/h	H ₂ O kg/h	Pressão Pa	Temperatura °C
C1	9 769	551	-	-	1 856	-	101 440	73
C2	9 769	120	652	-	2 038	1 900	101 898	68
C3	-	-	18 361	-	-	67 039	101 325	68
C4	-	-	18 107	108	-	64 882	101 325	68
C5	9 769	20	111	-	2 068	2 068	102 406	66
C6	-	-	14 052	-	-	73 948	101 325	63
C7	-	-	14 685	25	-	75 437	101 325	63
C8	9 769	1	33	-	2 048	669	102 342	62
C9	-	-	3 540	-	-	69 190	101 325	62
C10	-	-	3 635	5	-	68 902	101 325	62
C11	-	-	3 706	-	-	307 844	101 325	59
C12	-	-	3 740	0	-	308 655	101 325	59
C13	-	-	-	-	-	2 002	101 325	20
C14	9 769	0,02	-	-	1 907	-	101 325	59
C15	-	-	34	-	-	2 812	101 325	59
C16	-	-	129	-	-	2 524	101 325	62
C17	-	-	762	-	-	4 013	101 325	63
C18	-	-	508	-	-	1 856	101 325	68
C19	-	-	508	-	-	1 856	101 325	68

Figura 4.6- Diagrama do processo e composição de cada uma das correntes

Através do balanço realizado, começa a ser visível o problema da acumulação de sólidos no processo. Por hora, em média, formam-se 138 kg de SiO₂, não existindo atualmente nenhuma medida para a sua remoção.

O problema da acumulação de sólidos é mais marcado no tanque 1 e consequentemente no tanque R, não só pela torre 1 originar 78% dos sólidos do processo, mas devido às restrições de densidade (<1310 kg/m³) e concentração de sólidos (<205 kg/m³) do reciclo. A acumulação de sólidos nestes tanques leva a paragens sucessivas, a cada 7 dias de produção e constantes modificações na introdução de H₂O no processo, destabilizando-o. Apesar de existir acumulação de sólidos no tanque 2 e 3 estes não apresentam um risco à produção.

Apesar do pressuposto utilizado supor que os sólidos provenientes de cada torre mantinham-se no respetivo tanque, não é o que se observa na instalação fabril.

De forma a prever quantos sólidos da torre 2 passariam para o tanque 1 construiu-se a figura 4.7 tendo em conta as análises de concentração de sólidos realizadas nos dias 25 e 26 junho e 2 julho e nos sólidos formados nesta torre.

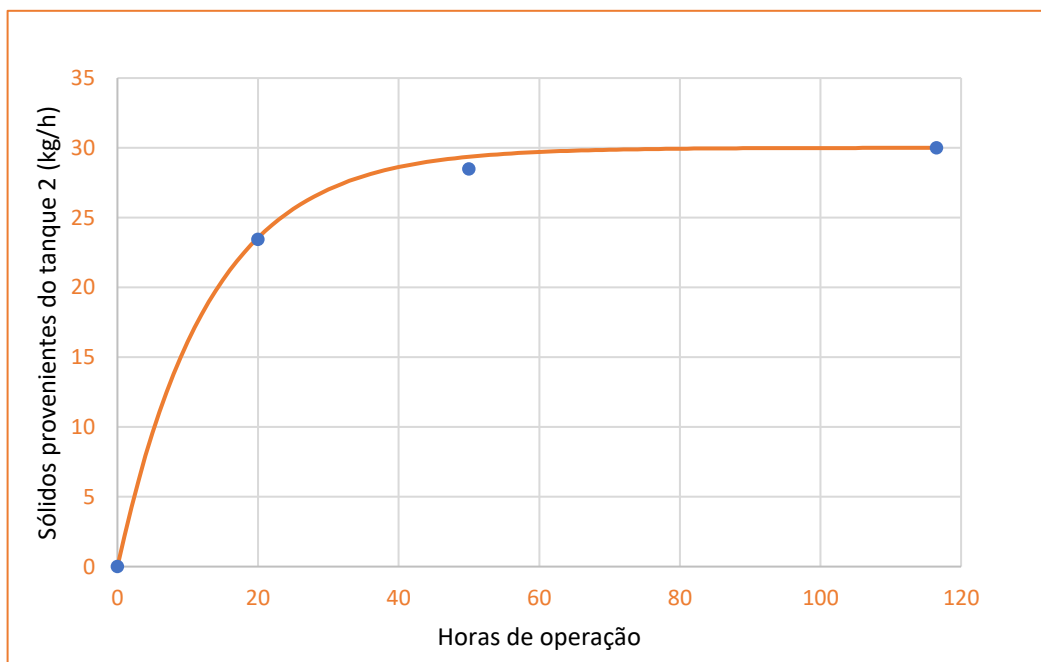


Figura 4.7-Perfil de sólidos provenientes do tanque 2 para o tanque 1

É possível constatar que os sólidos provenientes do tanque 2 para o tanque 1 estabilizam ao longo do tempo no valor de 30 kg/h, o que por sua vez é soma dos sólidos formados na torre 2 e 3. Esta análise não só permite saber a quantidade de sólidos que passam entre os tanques, como o valor de concentração para que o tanque 2 tende ao longo do tempo, sendo esta de 148 kg/m³.

O tanque 1 recebe 108 kg/h de sólidos da torre 1 e 30 kg/h do tanque 2, a sua soma (138 kg/h) é precisamente igual ao valor de sólidos originados por hora em todo o processo, sendo este o estado estacionário do processo.

De forma a compreender o impacto da variabilidade normal nas emissões de flúor e H₂O a introduzir no processo, foram realizados vários balanços a diferentes condições.

Temperatura

De forma a verificar o impacto da temperatura foi construída a figura 4.8, onde se utilizaram os valores normais mais baixos e elevados de temperatura do gás e líquido.

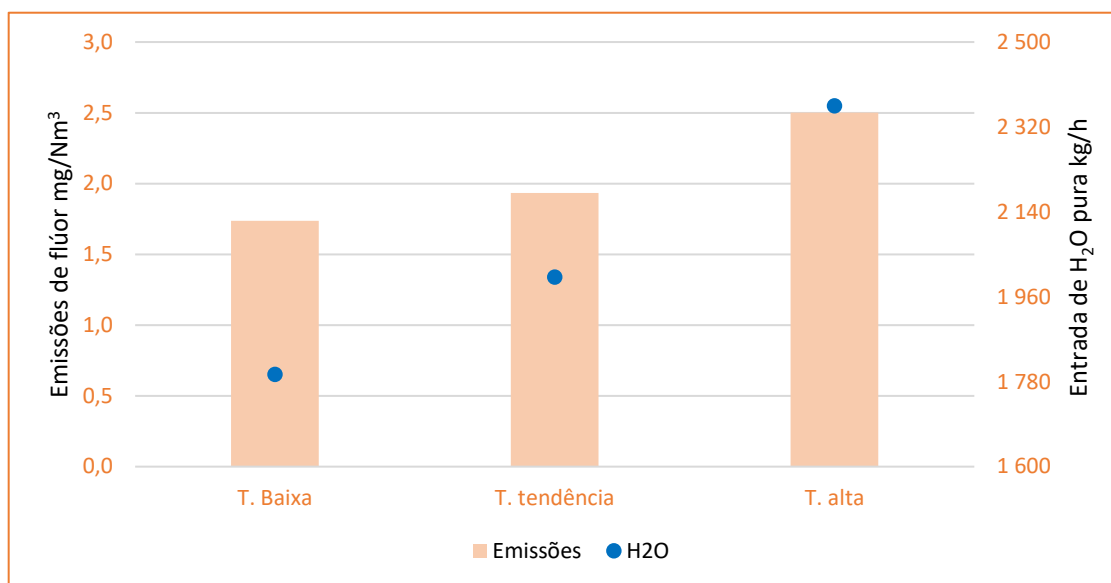


Figura 4.8- Impacto da temperatura nas emissões e H₂O a introduzir no processo

Pela observação da figura 4.8, é perceptível que uma temperatura inferior das torres oferece vantagens na redução das emissões, uma vez que diminui o valor de equilíbrio do flúor, e na água a introduzir no processo. No entanto, de salientar que mesmo à temperatura mais elevada das torres não se ultrapassa o limite legal de emissões de flúor de 5 mg/Nm³.

Saída de ar seco do processo

Em relação à variação de ar seco do processo, utilizaram-se os pontos opostos da figura 4.5.

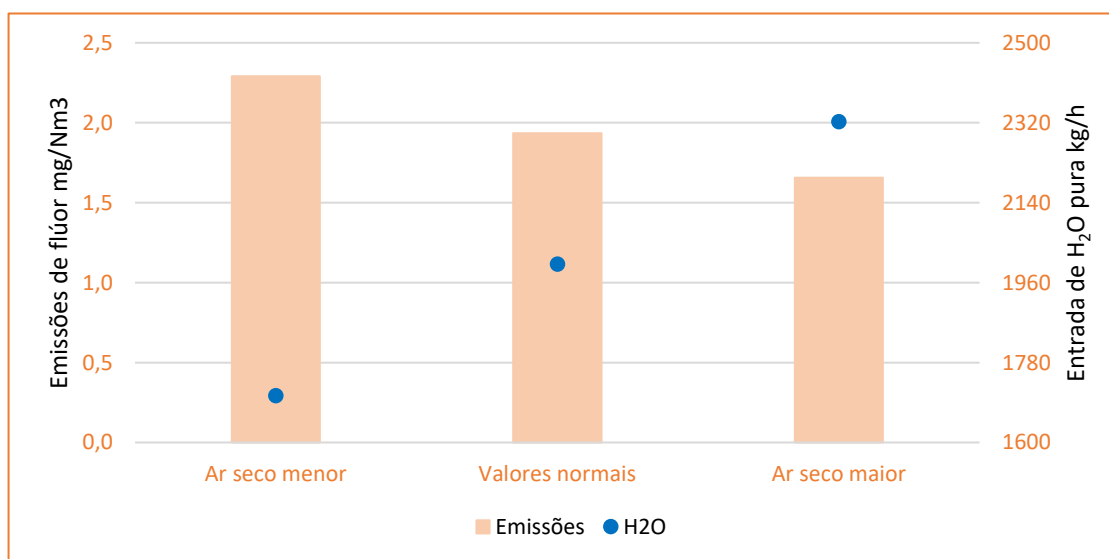


Figura 4.9- Impacto da entrada de ar seco nas emissões e H₂O a introduzir no processo

Os resultados obtidos foram os previstos. Naturalmente que uma menor quantidade de ar seco leva a um maior valor de emissões sendo que uma maior quantidade de ar saturado contém mais H₂O no final do processo.

A análise a estes valores leva ao argumento de que é desejada uma maior quantidade de ar seco no processo devido à sua influência nas emissões, no entanto, uma maior quantidade pode levar a um maior arrasto de líquido nas torres pela saída do gás e por sua vez, destabilizar o equilíbrio do processo.

Concentração de H₂SiF₆

A última análise realizada foi à variação natural da concentração de H₂SiF₆ em cada um dos tanques.

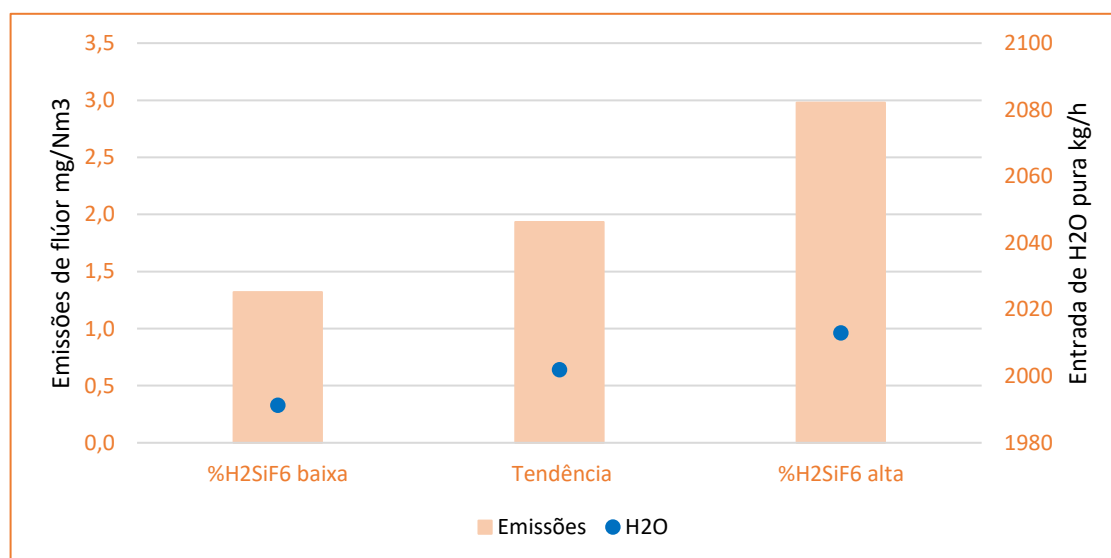


Figura 4.10- Impacto da concentração de H₂SiF₆ nas emissões e H₂O a introduzir no processo

Pela figura 4.10, conclui-se que a concentração de H₂SiF₆ é o parâmetro que tem maior influência nas emissões de flúor, onde o maior valor de emissões de 3 mg/Nm³ foi registrado. Já a H₂O a introduzir no processo mantém-se semelhante.

Para finalizar a análise do impacto da variabilidade natural do processo nas emissões de flúor, foram criadas 2 combinações:

Combinação dos parâmetros com menores emissões (1):

- Temperatura baixa
- Ar seco mais elevado
- %H₂SiF₆ baixa

Combinação dos parâmetros com maiores emissões (2):

- Temperatura alta
- Ar seco menos elevado
- %H₂SiF₆ elevada

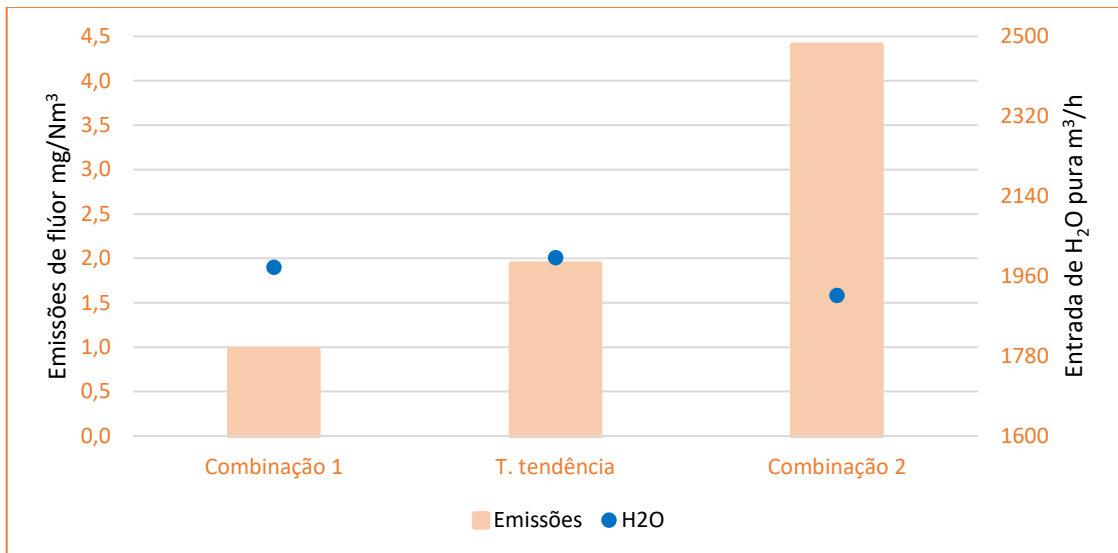


Figura 4.11- Impacto das várias combinações nas emissões e H₂O a introduzir no processo

Pela figura 4.11, a combinação de vários parâmetros não altera significativamente a introdução de H₂O no processo, visto que alguns parâmetros acabam por se compensar.

Já nas emissões, podemos constatar que se atingiu o maior valor nas emissões de flúor de 4,4 mg/Nm³ na combinação 2, que apesar de ser inferior ao limite de 5 mg/Nm³ já apresenta alguma semelhança indesejada.

É possível construir um intervalo da variação das emissões de flúor e do caudal de água a ser introduzido no processo devido à sua variabilidade natural. Na tabela 4.7, encontram-se os intervalos determinados através do modelo e os obtidos através do historial de análises normais realizadas pela SOPAC.

Tabela 4.7- Comparação das emissões e H₂O do modelo com as análises realizadas pela empresa

Parâmetros	Modelo proposto		Análises SOPAC	
	Menor	Maior	Menor	Maior
Emissões flúor mg/Nm³	0,97	4,4	1	4,2
H₂O introduzida m³/h	1,6	2,3	1,5	2,5

Pela tabela 4.7 é perceptível a semelhança da resposta do modelo proposto e das análises realizadas, reforçando a confiança do primeiro.

Ao longo da análise de resultados foram identificadas duas causas especiais com influência significativa no processo, que o afastavam do seu estado natural, estas foram a ligação da fossa ao tanque 3 e o mau funcionamento da torre 2. Foi realizado um estudo semelhante ao anterior de forma a compreender o impacto destas causas nas emissões de flúor e H₂O a introduzir no processo.

Causas especiais

Foi utilizado o modelo proposto nas condições das linhas de tendência identificadas modificando a eficiência da torre 2 para 0%, utilizando os maiores e menores valores em % mássica de H_2SiF_6 registados e a junção de ambas as causas.

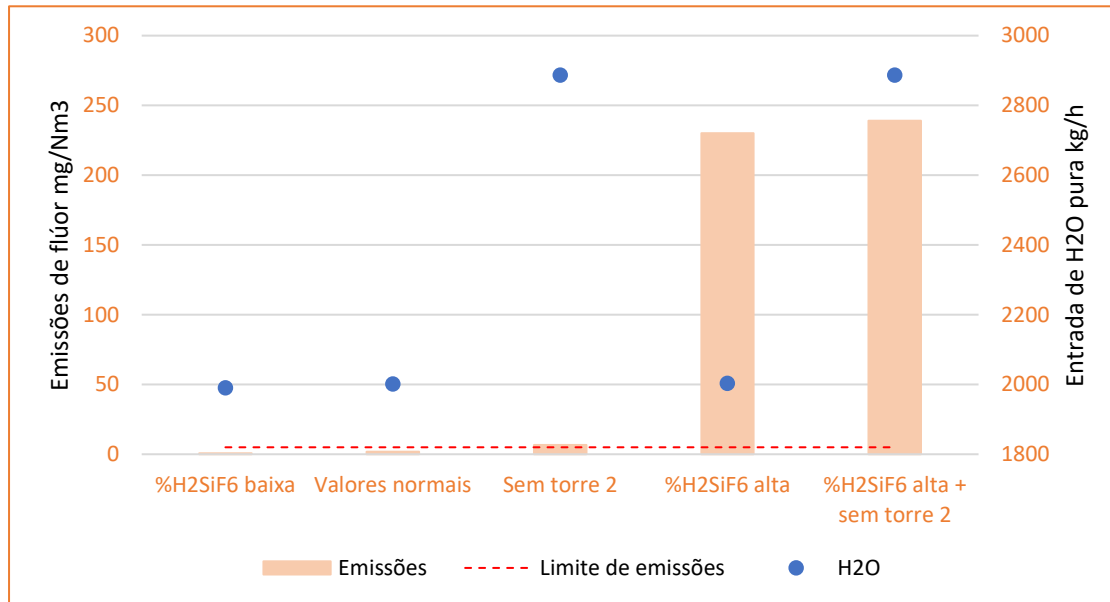


Figura 4.12- Impacto das causas especiais nas emissões e H₂O a introduzir no processo

Na figura 4.12 observamos o primeiro alarme vermelho, onde sem o funcionamento da torre 2, o processo encontra-se a acima do limite legal de emissões de flúor e a necessidade de água pura a introduzir aumenta em quase 1 m³/h. Importante salientar, que esta análise não indica que a fábrica opere fora dos limites de emissões, neste caso, foi considerado um cenário exagerado em que a entrada de caudal de líquido na torre 2 era nulo, algo que não se verifica na instalação fabril.

A figura também ilustra o impacto da concentração de H_2SiF_6 no processo. Pelo moledo proposto quando a concentração de H_2SiF_6 nos tanques é elevada as emissões de flúor podem chegar a 239 mg/Nm³, sendo este considerado o pior cenário.

A mudança da configuração B para a configuração A garante que dificilmente os valores de H_2SiF_6 aumentem de forma a colocar em perigo a empresa. No entanto, para garantir que nenhuma causa extraordinária possa colocar em risco a empresa, foi considerado o valor de 239 mg/Nm³ mais 13% de segurança como valor de design para a solução proposta nesta dissertação.

4.2. Dimensionamentos e análise HAZOP

Ao longo desta subsecção foram aplicados os métodos descritos anteriormente de forma a determinar todos parâmetros relevantes dos vários equipamentos propostos bem como a sua instrumentação e controlo.

4.2.1. Decantadores de alta taxa

De forma a resolver ou aliviar o problema de acumulação de sólidos no tanque 1, o primeiro equipamento proposto consiste num decantador de alta taxa.

A melhor localização para este equipamento será imediatamente a seguir à torre 1, onde se verificou, pelos balanços mássicos, haver um maior teor de sólidos.

O aspeto mais importante a determinar antes do início do dimensionamento do decantador é a velocidade de sedimentação da mistura. Como a sedimentação observada foi do tipo III inviabiliza o uso das leis de Newton e Stokes para a sua determinação. As equações para misturas concentradas também não apresentam um método fidedigno para este dimensionamento, como tal, foi realizado um ensaio de sedimentação, através do método descrito na secção 3.4.

Inicialmente realizou-se um ensaio a várias amostras de diferentes concentrações de sólidos, e construiu-se a figura 4.13.

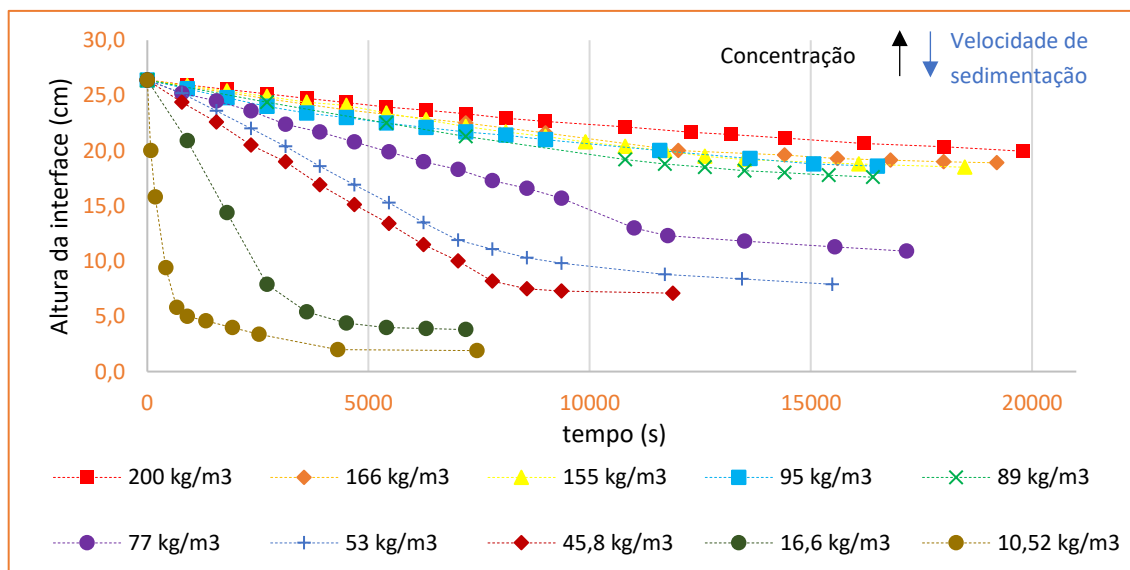


Figura 4.13- Comparação dos resultados experimentais do ensaio de sedimentação

Ao analisar a figura 4.13, verifica-se uma semelhança à figura 2.6 apresentada no capítulo de Revisão bibliográfica, sendo a conclusão a esperada: à medida que a concentração de sólidos aumenta a velocidade de sedimentação diminui.

A uma concentração de sólidos inferior a 10,5 kg/m³ não foi possível realizar ensaios uma vez que a interface não ficava visível.

Pelos balanços mássicos, a concentração de sólidos no líquido à saída da torre de lavagem 1 com os provenientes do tanque 2 varia entre os 1,5 e 2 kg/m³. A primeira deficiência do modelo consiste no cálculo experimental da velocidade de sedimentação ser determinada a uma concentração de 10,5 kg/m³ o que pode levar a um sobredimensionamento do equipamento.

Na figura 4.14, encontram-se os resultados de 3 ensaios de sedimentação a uma concentração de sólidos de 10,5 kg/m³.

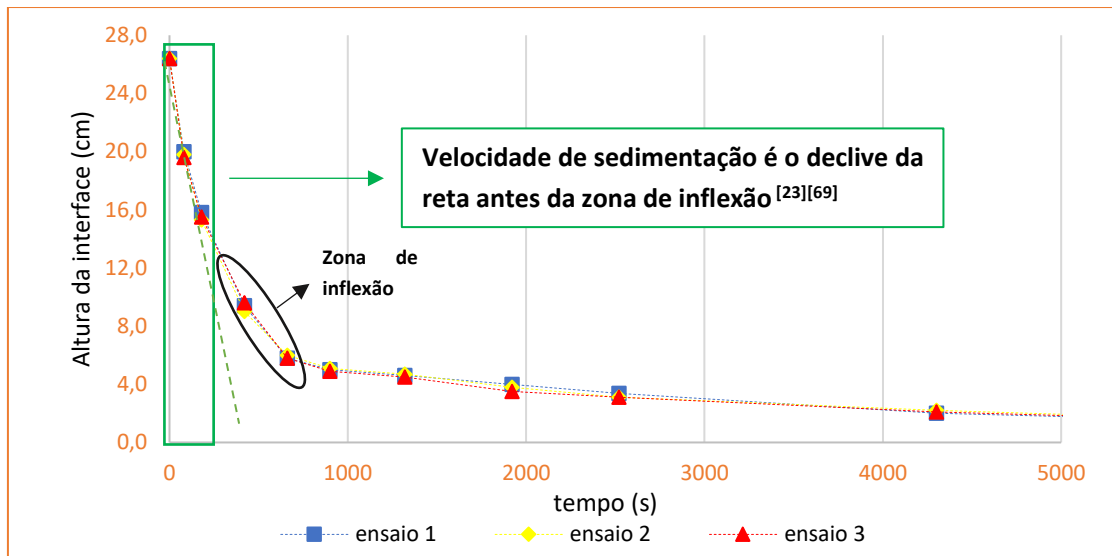


Figura 4.14- Determinação da velocidade de sedimentação

Podemos concluir que os resultados dos 3 ensaios foram idênticos e a velocidade de sedimentação de:

- Ensaio 1: 2,12 m/h
- Ensaio 2: 2,22 m/h
- Ensaio 3: 2,18 m/h

Destes resultados é possível construir a primeira restrição no dimensionamento:

$$v_{sc} \leq 2,12 \text{ m/h}$$

Como as lamas produzidas no decantador de alta taxa serão recicladas ao reator é necessário compreender se a sua concentração não passa o valor máximo permitido de 205 kg/m³. Para tal, basta realizar um simples balanço ao caudal e às concentrações de sólidos. Desprezando a concentração de sólidos no líquido clarificado e considerando a concentração e caudal inicial, C_0 e Q_0 e a concentração das lamas e caudal de saída, C_u e Q_u , obtemos:

$$C_u * Q_u = Q_0 * C_0$$

Equação 4.1

Para o caudal de reciclo desejado de 2 m³/h a concentração de lamas ronda os 74 kg/m³. O caudal mínimo de reciclo para que a concentração máxima de sólidos não seja excedida é de 0,7 m³/h. Se o valor de caudal mínimo for respeitado, é possível operar a fábrica "indefinidamente" sem ser necessário realizar paragens para limpeza, aumentando a produtividade.

Na tabela 4.8, é possível encontrar todos os parâmetros relevantes calculados no dimensionamento do decantador de alta taxa.

Tabela 4.8- Parâmetros calculados no dimensionamento do decantador de alta taxa

Parâmetros	geometria		
	Tubular		Lamelar
	Hexágonos	Quadrados	Placas
Caudal de alimentação m ³ /h	74		
Espaçamento (cm)	5	5	5
Espessura (mm)	5	5	5
Área horizontal útil	16	16	32
Número de placas/tubos	7 418	6 454	108
Filas horizontais 1	95	81	-
Filas horizontais 2	78	81	-
Comprimento decantador (m)	4,9	4,9	5,9
Largura decantador (m)	4,9	4,9	6
Altura das placas/tubos (m)	0,5	0,5	0,5
Altura do poço de lamas (m)	3	3	3
Altura total (m)	4	4	4
Área horizontal total (m ²)	24	24	35

O parâmetro mais importante na escolha do tipo de geometria do decantador passa pela área que este ocupa, porque na instalação fabril não existe espaço ilimitado para a sua colocação e um decantador com menores dimensões será certamente mais económico.

A área mais reduzida do decantador tubular bem como as suas vantagens já referidas anteriormente, como uma maior capacidade de separação de sólidos suspensos e uma maior superfície de contacto por metro quadrado, levou a que se optasse pelo mesmo.

Entre a geometria tubular com hexágonos e quadrados, a diferença de área não é considerável, ambos apresentam as mesmas vantagens em relação ao decantador lamelar e qualquer um destes mostra uma possibilidade viável.

Na tabela 4.9, encontram-se os valores calculados e as restrições e boas práticas identificadas para decantadores tubulares:

Tabela 4.9-Restrições e boas práticas para uma geometria hexagonal e quadrada

Restrições	geometria	
	Tubular	
	Hexágonos	Quadrados
Re <200	199	199
$v_0 \leq 9 \text{ m/h}$	5,1 m/h	5,1 m/h
$v_{sc} \leq 2, 12 \text{ m/h}$	1,4 m/h	1,5 m/h
$\sqrt{\frac{Re}{8}} * v_{sc} \geq v_0$	7,1 m/h	7,2 m/h
Tempo de residência (6-10 mim)	6 mim	6 mim

Pelas restrições e boas práticas, ambas as geometrias voltam a ser idênticas, não havendo nenhum parâmetro que se destaque. Optou-se por um decantador tubular de geometria de hexágonos por apresentar um valor de v_{sc} ligeiramente inferior e pelos hexágonos apresentarem mais arestas vivas onde a lama pode aglomerar e por sua vez, seguir até ao destino desejado [69].

No dimensionamento dos decantadores optou-se por uma estratégia mais conservadora no uso do menor Reynolds indicado na bibliografia. Na figura 4.15 é demonstrado o impactado do número de Reynolds na área horizontal total do equipamento.

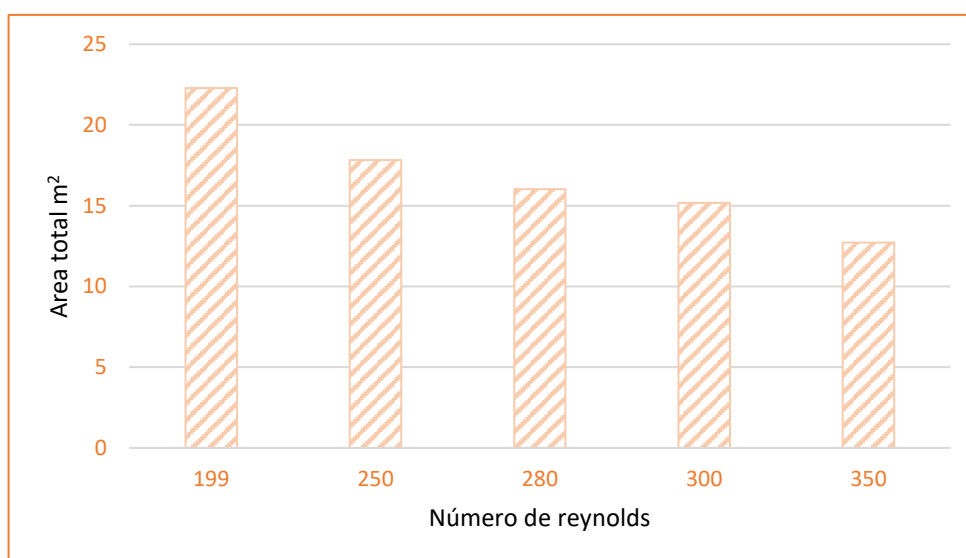


Figura 4.15- Impactado da escolha do Re na área do decantador

É perceptível o impacto da estratégia sendo que se se optasse por um Reynolds de, por exemplo, 280 traduzia-se numa redução da área total de 39%. De salientar, que para os Reynolds apresentados na figura 4.15 todas as restrições e boas práticas continuam a ser cumpridas.

Por fim, é necessário perceber como o decantador se comporta a variações no processo, nomeadamente no caudal e na concentração de sólidos no líquido.

- Concentração de sólidos

O decantador tem a capacidade de remover os sólidos presentes desde que a concentração de sólidos não ultrapasse os $10,5 \text{ kg/m}^3$, a partir desta concentração corre-se o risco de $v_{sc} \geq v_s$. Pela figura 4.16 é possível observar que o valor máximo de concentração de sólidos nunca deverá ser ultrapassado independentemente das horas de operação. Como o decantador tubular apresenta uma eficiência de remoção de sólidos de 97% [78], o valor da concentração ao longo do tempo é ligeiramente ascendente.

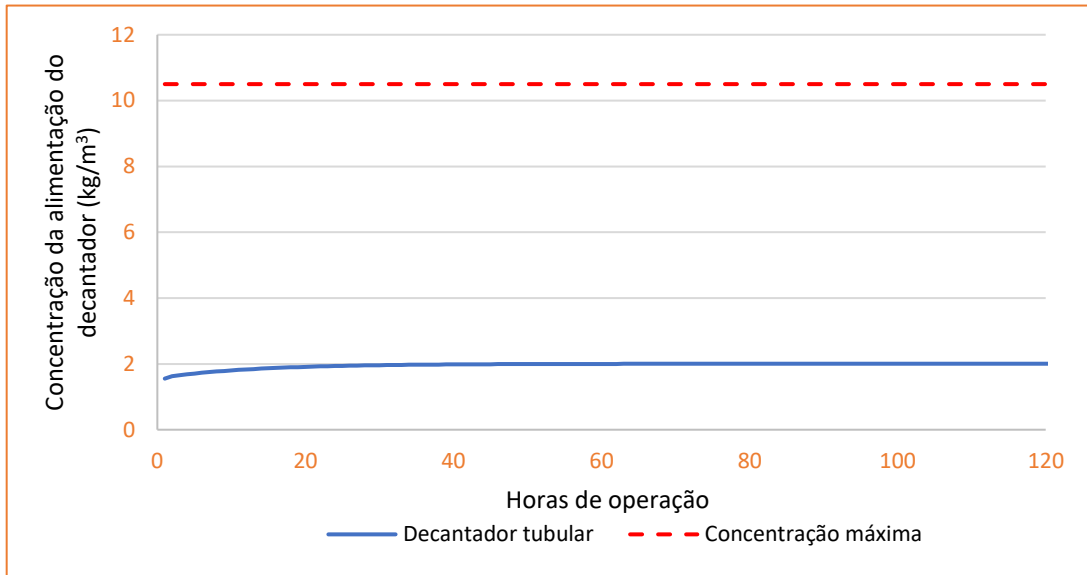


Figura 4.16- Perfil de concentração esperado na alimentação ao decantador

- Caudal de alimentação

O impacto do aumento ou diminuição do caudal de alimentação encontra-se representado na figura 4.17.

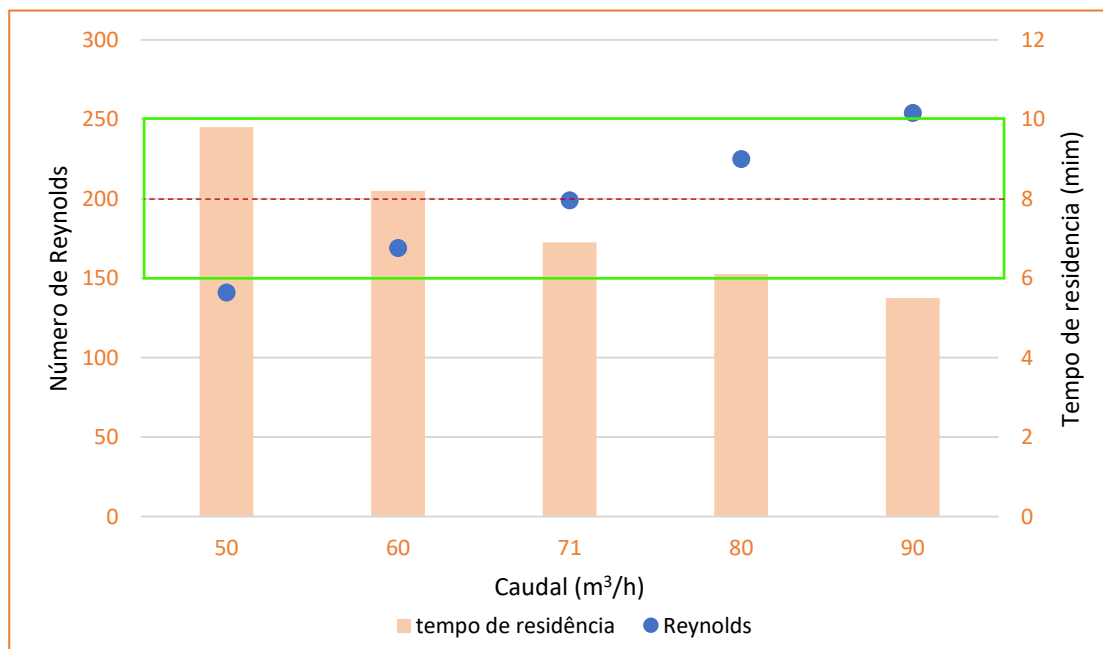


Figura 4.17- Impacto do aumento do caudal de alimentação no Re e no tempo de residência

O valor mais elevado de Reynolds é de cerca de 250 e ocorre quando o caudal de alimentação é de $90 \text{ m}^3/\text{h}$. Apesar do número de Reynolds ser acima da estratégia

adotada, o seu valor encontra-se dentro de alguns intervalos proposto na bibliografia, o que não leva a crer que o equipamento deixe de funcionar como necessário.

Em relação ao tempo de residência, novamente a um maior caudal de alimentação, o tempo de residência encontra-se abaixo do intervalo suposto, no entanto, a sua diferença não é considerável e como tal não deve ter um impacto negativo no equipamento.

As restrições e boas práticas não mencionadas na figura 4.17 não se alteram significativamente com as variações discutidas.

HAZOP

Uma análise HAZOP é um estudo utilizado para verificar a integridade de um processo ou equipamento, identificar, avaliar e apresentar procedimentos preventivos a problemas que possam representar riscos para os operadores, ambiente ou equipamentos [79].

HAZOP é um acrónimo para *Hazard and Operability Analysis*, e é normalmente apresentado em forma de tabela.

Na tabela 4.01 encontra-se representada a análise HAZOP ao decantador tubular com geometria hexagonal.

Tabela 4.10- Análise Hazop ao decantador tubular

Palavra-guia	Varição	Causa	Consequência	Ação a tomar	
Nenhum	Caudal de alimentação	1.1ª Torre de lavagem parada	1-2,7: Processo fora de especificação legal	1-2,7: Parar o processo, rever o funcionamento da torre 1	
		2.Bombas da torre 1 danificadas	3,6. Derrame de líquido corrosivo, quente e tóxico no exterior.	2-4,6,8: Realizar manutenções e auditorias regulares	
		3.Tubagem danificada	4,5: Inversão do fluxo e inundação da torre 1	5.Abrir válvula;	
		4.Tubagem entupidas	8.Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem		
		5.Válvula fechada			
		6.Válvula danificada			
		7. Perda de eletricidade nas bombas torre 1			
		8.Indicador de caudal sem funcionar			
Caudal de saída no topo	Caudal de saída no topo	1. Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação	
		2. Igual mais de caudal de saída de lamas	2. Igual mais de caudal de saída de lamas 1	2. Igual mais de caudal de saída de lamas	
Caudal de saída de lamas	Caudal de saída de lamas	1. Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação	
		2. Válvula fechada	2-3,4,5. Manto de lamas em contacto com as lamelas; Danificação do equipamento	2.Abrir válvula;	
		3. Válvula danificada	4. Derrame de líquido corrosivo, quente e tóxico no exterior.	3. Mudar para a válvula bypass e resolver o problema. Realizar manutenção regular;	
		4.Tubagem danificada	6-7. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	4-5: Parar o processo, realizar manutenção.	
		5.Tubagem entupidas		6-7: Realizar manutenções e auditorias regulares	
		6. Indicador de caudal sem funcionar			
Mais de	Caudal de alimentação	1. Bombas sem funcionar corretamente	1-2 Risco de contacto entre as lamelas e o manto de lamas; Danificação do equipamento	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;	
		2. Válvula totalmente aberta	3. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Fechar parcialmente a válvula;	
		3. Indicador de caudal sem funcionar		3. Realizar manutenções e auditorias regulares;	
	Caudal de saída de lamas	Caudal de saída de lamas	1.Igual a mais caudal de alimentação	1.Igual a mais caudal de alimentação	1.Igual a mais caudal de alimentação
			2. Válvula totalmente aberta	2,3. Risco de destabilizar o reator	2. Fechar parcialmente a válvula;
			3. Bombas peristálticas sem funcionar corretamente	4. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	3. Realizar manutenções e auditorias regulares
			4. Indicador de caudal sem funcionar		4. Indicador de caudal sem funcionar

Tabela 4.10 - Análise Hazop ao decantador tubular

Palavra-guia	Variação	Causa	Consequência	Ação a tomar
Mais de	Temperatura	1. Mau funcionamento do reator (>90°C)	1,2. Danificação do equipamento	1. Parar o processo, verificar as condições de operação do reator.
		2. Alarme sem funcionar	3. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2-3. Realizar manutenções e auditorias regulares;
		3. Indicador de temperatura sem funcionar		
	Pressão	1. Válvula do sistema de alívio de pressão sem funcionar	1-3,5: Níveis críticos podem ser alcançados, criando danos no equipamento, levando a derramamentos, criando uma nuvem de vapor tóxico	1. Verificações regulares e manutenção no sistema de alívio de pressão e PSV;
		2. Mau funcionamento da torre 1	4 Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Parar o processo, rever o funcionamento da torre 1
		3. Bombas com mau funcionamento	5. Igual a mais temperatura	3. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		4. Indicador de pressão e controlador sem funcionar		4. Realizar manutenções e auditorias regulares;
		5. Aumento da temperatura		5. Igual a mais temperatura
	Concentração de sólidos	1. Mais flúor proveniente do reator	1. Processo em risco legal	1,2 medições a cada turno da concentração
		2. Fossa ligada	1,2. Entupimento do equipamento	3. Igual a menos caudal de alimentação
3. Menos caudal de alimentação		3. Igual a menos caudal de alimentação		
4. Eficiência do equipamento comprometida		4. Paragem do processo	4. Parar do processo para limpeza	
Nível	1. Indicador de nível e alarme não funcionar	1-2 Risco de contacto entre as lamelas e o manto de lamas. Danificação do equipamento	1,4. Realizar manutenções e auditorias regulares;	
	2. Mais caudal de alimentação	2. Igual a mais caudal de alimentação	2. Igual a mais caudal de alimentação	
	3. Válvula fechada		3. Abrir válvula	
	4. Válvula danificada		4. Mudar para bypass válvula e resolver o problema. Realizar manutenção regular	
Menos de	Caudal de alimentação	1. 1ª Torre de lavagem em mau funcionamento	1-6,8 Eficiência na remoção de fluor da 1ª torre comprometida; Processo em risco legal	1-6 Parar o processo, rever o funcionamento da torre 1
		2. Bombas da torre 1 danificadas	3,6 Derrame de líquido corrosivo, quente e tóxico no exterior.	2-4,6,7: Realizar manutenções e auditorias regulares
		3. Tubagem danificada	7. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	5. Abrir valvula parcialmente
		4. Tubagem entupidas	8. Igual a Maior concentração de sólidos	8. Igual a Maior concentração de sólidos
		5. Válvula parcialmente fechada		
		6. Válvula danificada		
		7. Indicador de caudal sem funcionar		
		8. Maior concentração de sólidos		

Tabela 4.10 - Análise Hazop ao decantador tubular

Palavra-guia	Variação	Causa	Consequência	Ação a tomar
Menos de	Nível	1. Válvula totalmente aberta	1,3-4. Risco de destabilizar o reator	1. Fechar parcialmente a válvula
		2. Indicador de nível sem funcionar	2. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2-4: Realizar manutenções e auditorias regulares
		3. Bombas com mau funcionamento		3. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		4. Válvula danificada		4. Mudar para bypass válvula e resolver o problema. Realizar manutenção regular;
Inversão	Fluxo	1. Bombas danificadas	1,2. Danificação e inundação dos equipamentos	1,2 Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba ou na válvula de não retorno;
		2. válvula de não retorno danificada		

Instrumentação e Controlo de Processos

Após realizada a análise HAZOP é necessário desenhar um sistema que combata todas as debilidades identificadas acima.

Todos os sistemas de controlo, tubagens, equipamentos e válvulas encontram-se representadas num *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID).

- Controlo de caudal

No decantador lamelar existem 3 caudais, um de alimentação ao processo e dois à saída do equipamento.

O caudal de alimentação ao processo é medido por um caudalímetro e transmitido para a sala de controlo, o caudal é sempre garantido pela torre de lavagem 1.

O caudal de saída de lamas do decantador é reciclado ao reator por um par de bombas peristálticas, no caso de uma falhar a outra garante o funcionamento normal. Existe um medidor de caudal antes do reator para monitorizá-lo. Foi ainda colocado um ponto de amostragem onde se pode retirar uma amostra líquida de forma a conferir, por exemplo, a sua densidade.

A altura do manto de lamas é medida com um medidor de manto de lamas ENV120, este medidor mapeia as lamas no interior do decantador através da diferença de densidades com recurso a tecnologia ultrassónica. O sensor mais adequado é o Sensor S1H por ser construído em polipropileno e resistir a temperaturas até 90°C^[80,81]. Este medidor tem acoplado dois alarmes altos para a altura do manto de lamas. O primeiro alerta de aviso soa quando o manto de lamas atinge 70% da ocupação do poço de recolha de lamas. O segundo é um alerta de perigo e toca quando o manto de lamas atinge os 90% da ocupação do poço de recolha.

- Controlo de Pressão

No interior do decantador existe um medidor e indicador de pressão. Este indicador serve para determinar se existe a presença de gases no equipamento, caso a pressão aumente, é aberta uma válvula no topo do equipamento que encaminha o gás para a primeira torre de lavagem. Esta medida é conservadora sendo que não será suposto a existência de gases nesta zona.

- Temperatura

A temperatura não representa perigo, uma vez que o seu controlo é realizado noutra secção do processo. No entanto, como o sensor S1H tem um limite de 90°C, instalou-se um termómetro para medir e transmitir o valor de temperatura para a sala de controlo. O transmissor tem ainda acoplado um alarme com um primeiro toque de perigo aos 80 °C.

Na figura 4.18, encontra-se o esquema do P&ID proposto.

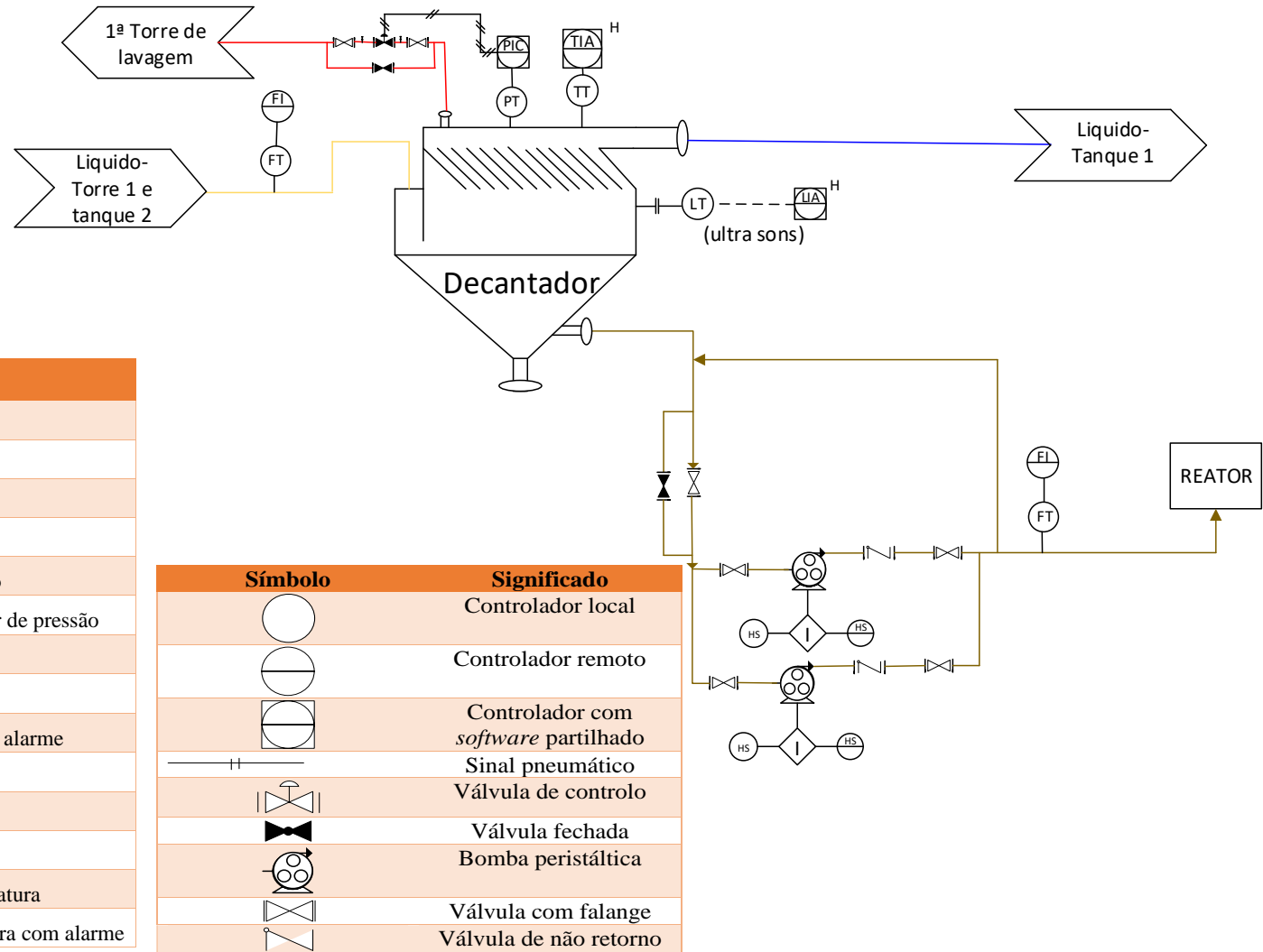


Figura 4.18- Piping and Instrumentation Diagram do decantador tubular

4.2.2. Filtro de prensas

O segundo equipamento considerado para a remoção de sólidos no processo consiste num filtro de prensas. Este equipamento deverá estar situado após o tanque 1.

O primeiro passo consistiu na realização de ensaios de filtração de forma a determinar as características que o bolo apresenta.

A figura 4.19 é um exemplo típico dos resultados experimentais realizados

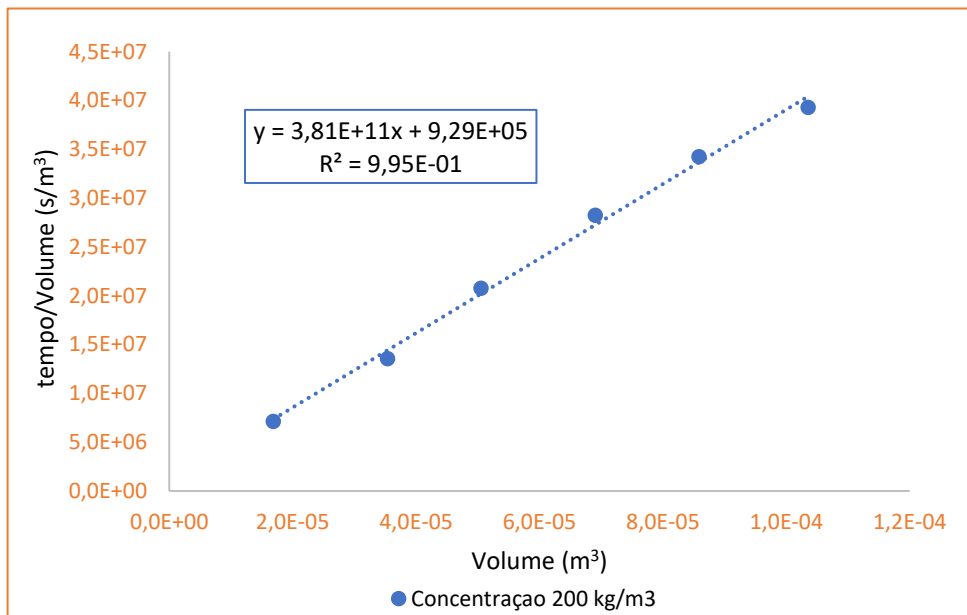


Figura 4.19-Resultado experimental do ensaio de filtração

Através da linha de tendência e do erro quadrado, é possível constatar que os resultados experimentais do tempo sobre o volume de filtrado vs. o volume filtrado, apresentam um comportamento linear o que se traduz num bolo incompressível. O resultado obtido foi o esperado, uma vez que o bolo é constituído por SiO_2 , não sendo este um sólido que se deforme com facilidade.

O bolo ao ser incompressível rege-se pela equação 4.2 que provem da derivação da equação 2.54.

$$\frac{t}{V} = \frac{r\mu v}{2 * A^2 * (-\Delta P)} V + \frac{r\mu L_r}{A * (-\Delta P)}$$

Equação 4.2

É possível corresponder a equação 4.2 e a regressão linear obtida no exemplo apresentado de forma a determinar a resistência do bolo e do filtro.

$$\frac{r\mu v}{2 * A^2 * (-\Delta P)} = 3,81 * 10^{11} \quad e \quad \frac{r\mu L_r}{A * (-\Delta P)} = 9,29 * 10^5$$

Todas as experiências realizadas apresentaram um comportamento linear, com erros quadrados associados entre os 0,98 e 0,99. Dado à natureza do método experimental e as condições disponíveis, o erro quadrado associado à regressão linear realizada aos resultados experimentais foi satisfatório.

Nas figuras 4.20 a 4.22 encontram-se todos os resultados experimentais obtidos.

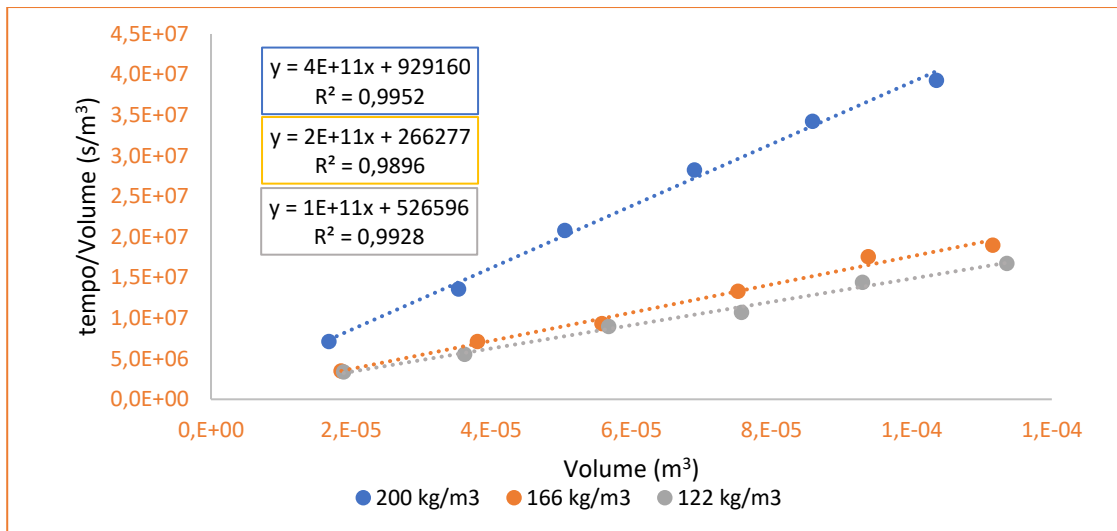


Figura 4.20-Resultados experimentais do ensaio de filtração (1)

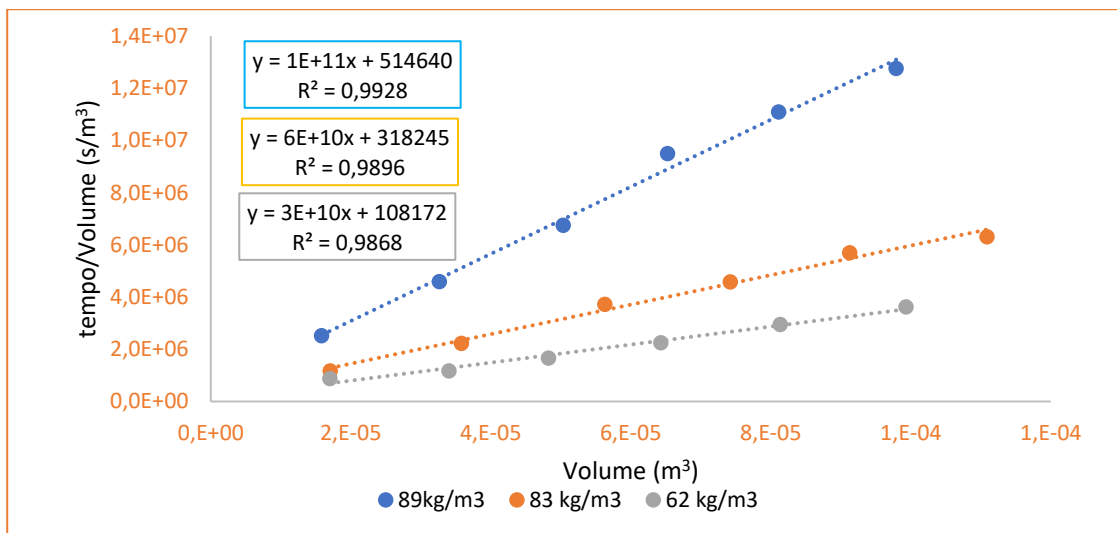


Figura 4.21- Resultados experimentais do ensaio de filtração (2)

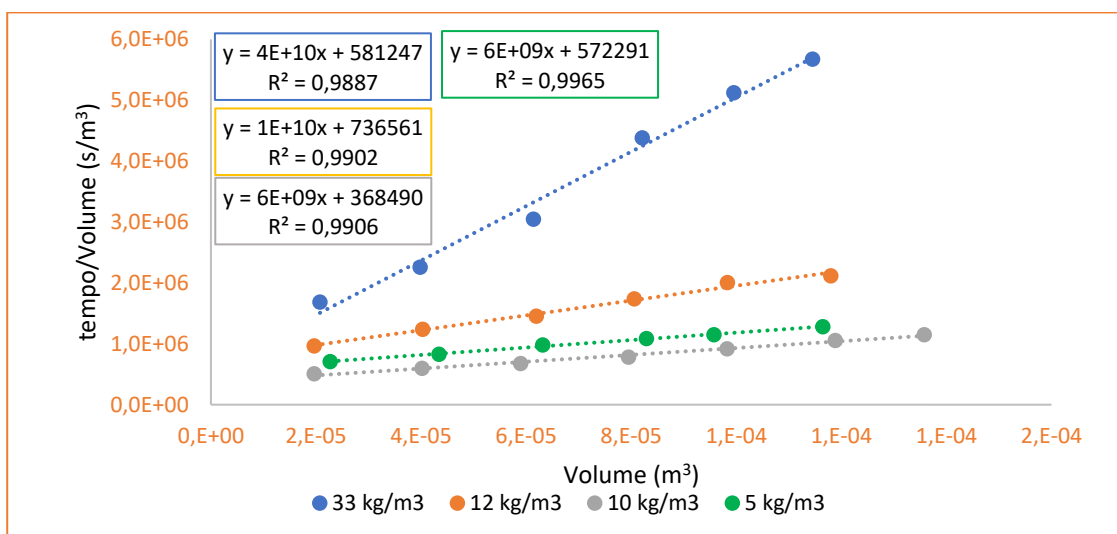


Figura 4.22- Resultados experimentais do ensaio de filtração (3)

Através das figuras apresentadas é possível determinar as resistências do bolo e do filtro para cada experiência efetuada.

Tabela 4.11- Resistência do bolo e do filtro calculadas através dos ensaios experimentais.

Concentração	Resistência do bolo (m^{-2})	Resistência do filtro (m^{-1})
200	$7,45 * 10^{15}$	$4,73 * 10^{-5}$
166	$4,24 * 10^{15}$	$2,38 * 10^{-5}$
122	$5,54 * 10^{15}$	$3,86 * 10^{-5}$
89	$6,78 * 10^{15}$	$2,87 * 10^{-5}$
83	$3,29 * 10^{15}$	$3,94 * 10^{-5}$
62	$2,85 * 10^{15}$	$1,53 * 10^{-5}$
33	$6,79 * 10^{15}$	$3,47 * 10^{-5}$
12	$5,39 * 10^{15}$	$5,55 * 10^{-5}$
10	$2,78 * 10^{15}$	$5,39 * 10^{-5}$
4	$6,48 * 10^{15}$	$3,59 * 10^{-5}$
Média	$5,14 * 10^{15}$	$3,97 * 10^{-5}$

Na tabela 4.11, o primeiro ponto de destaque positivo é o facto das resistências do bolo e do filtro apresentarem todas a mesma ordem de grandeza.

Devido às propriedades tóxicas e corrosivas do bolo não foi possível realizar uma análise de granulometria para verificar o impacto do tamanho da partícula nas resistências. Assim sendo, pelos resultados obtidos é possível concluir que a concentração não afeta de forma significativa a resistência do bolo.

Encontram-se destacados os maiores e menores valores determinados (cor vermelha e verde, respetivamente) e a média (amarela). O dimensionamento do filtro de prensas foi realizado com a média dos resultados experimentais, mas tendo sempre em conta os resultados das três cores.

A estratégia utilizada no dimensionamento deste equipamento consistiu em permitir que o bolo preencha totalmente o volume vazio deixado pelos caixilhos.

Na tabela 4.12 encontram-se os parâmetros mais significativos para o dimensionamento do filtro de prensas e na tabela 4.13 os parâmetros cálculos através dos métodos propostos.

Tabela 4.12- Parâmetros definidos para o dimensionamento do filtro de prensas

Características do equipamento/bolo	
Área de filtração	255 m ²
Variação de pressão	498 675 mPa
Resistência do bolo média	5,14 * 10 ¹⁵ m ⁻²
Espessura do caixilho	0,02 m
Resistência do filtro média	3,97 * 10 ⁻⁵
Tempo de paragem	1 h
Eficiência	97 %

Tabela 4.13- Parâmetros calculados no dimensionamento do filtro de prensas

Parâmetros relevantes calculados	
Concentração de sólidos	8 kg/m ³
Tempo de filtração	56 h
Volume filtrado	1 004 m ³
Tempo de ciclo	57 h
Caudal filtrado	18 m ³ / hora
Bolo formado	10,5 ton por ciclo

O bolo formado no interior dos caixilhos é de 10,5 toneladas por ciclo. O seu valor elevado vai requerer bastante mão de obra de forma a garantir que o tempo de remoção do bolo é cumprido. A quantidade oferece um novo problema ao processo, sendo necessário realizar ensaios de forma a compreender como o reator se comporta ao adicionar este bolo e a quantidade por hora ideal a alimentar.

O caudal de filtrado obtido por ciclo é de 18 m³/h. Como é necessário manter o caudal de alimentação da torre 1 a 70 m³/h a maioria do líquido do tanque 1 é alimentada novamente à torre 1 e uma fração ao filtro de prensas.

Na figura 4.23 encontra-se representado o perfil de concentração do tanque 1.

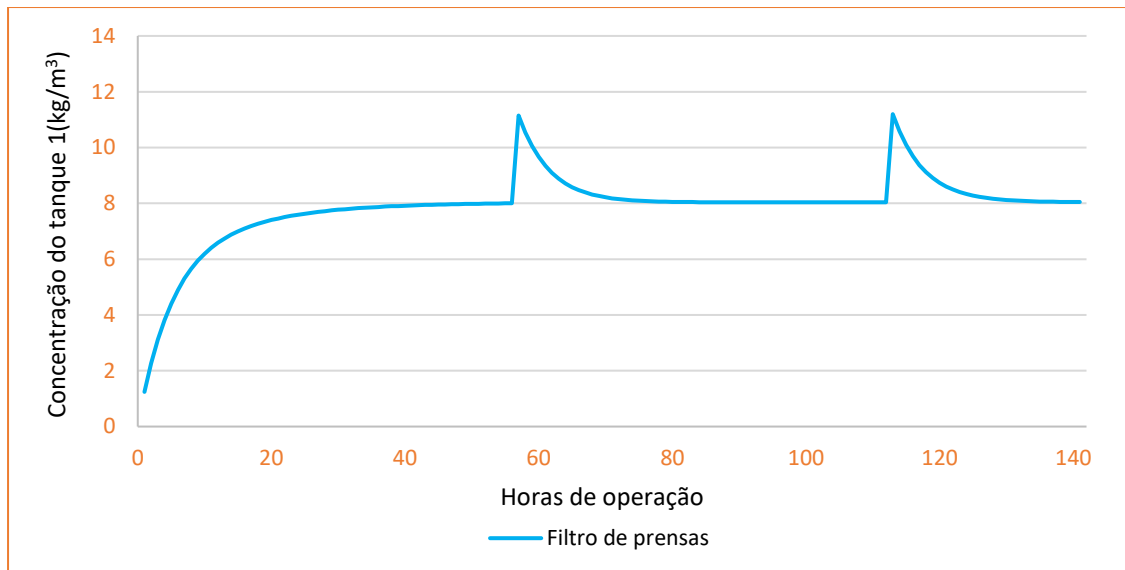


Figura 4.23- Perfil de concentração do tanque 1

Observa-se no início um crescimento da concentração do tanque 1, este acontecimento deve-se devido ao aumento do teor de sólidos provenientes do tanque 2. Após 24 horas o processo começa a estabilizar tal como a concentração do tanque 1.

É ainda possível observar nos tempos 56 e 112 horas uma onda onde a concentração destabiliza e depois volta ao normal. Esta onda é criada pela acumulação de sólidos que ocorre no processo quando o filtro se encontra parado para a remoção do bolo.

Com o filtro de prensas constata-se que a concentração tende a estabilizar ao longo do tempo com o valor de 8 kg/m³ e que o problema da subida de concentração até 205 kg/m³ deixa de existir tal como a necessidade das paragens no processo.

Com a estratégia adotada no dimensionamento, realizou-se uma análise para verificar o impacto da resistência do bolo no tempo de ciclo.

Para a figura 4.24 foram utilizadas a média e os polos opostos das resistências determinadas experimentalmente.

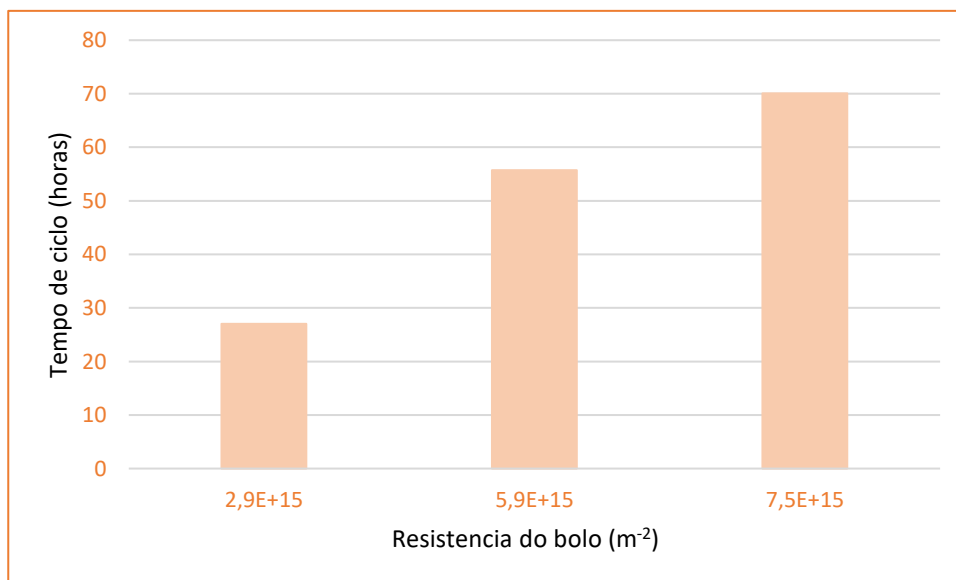


Figura 4.24- Impacto da resistência do bolo no tempo de ciclo

É notório o impacto que este indicador tem na estratégia utilizada, no entanto, mesmo que em certos períodos este indicador se afaste da média calculada serão ocasiões esporádicas e o seu impacto pode nem ser sentido.

HAZOP

Na tabela 4.14 é possível encontrar a análise de risco realizada para a instalação do filtro de prensas.

Instrumentação e Controlo de Processos

- Controlo de caudal

Existem dois caudais medidos neste equipamento: o de entrada e o de saída, ambos devem apresentar uma grande semelhança caso contrário o funcionamento correto do equipamento pode estar comprometido. O caudal de alimentação é garantido por um sistema de bombas peristálticas, no caso de uma falhar a outra garante o funcionamento normal do filtro.

- Controlo de Pressão

No caudal de alimentação é medida a pressão do líquido. Caso a pressão comece a aumentar, significa que o filtro se encontra perto do fim da filtração.

- Temperatura

A temperatura não representa perigo, uma vez que o seu controlo é realizado noutra secção do processo. No entanto, uma vez que não existe nenhum medidor de temperatura de líquido, colocar um termómetro à entrada do filtro de prensas pode ser uma mais-valia para compreender se o processo está a operar como desejado.

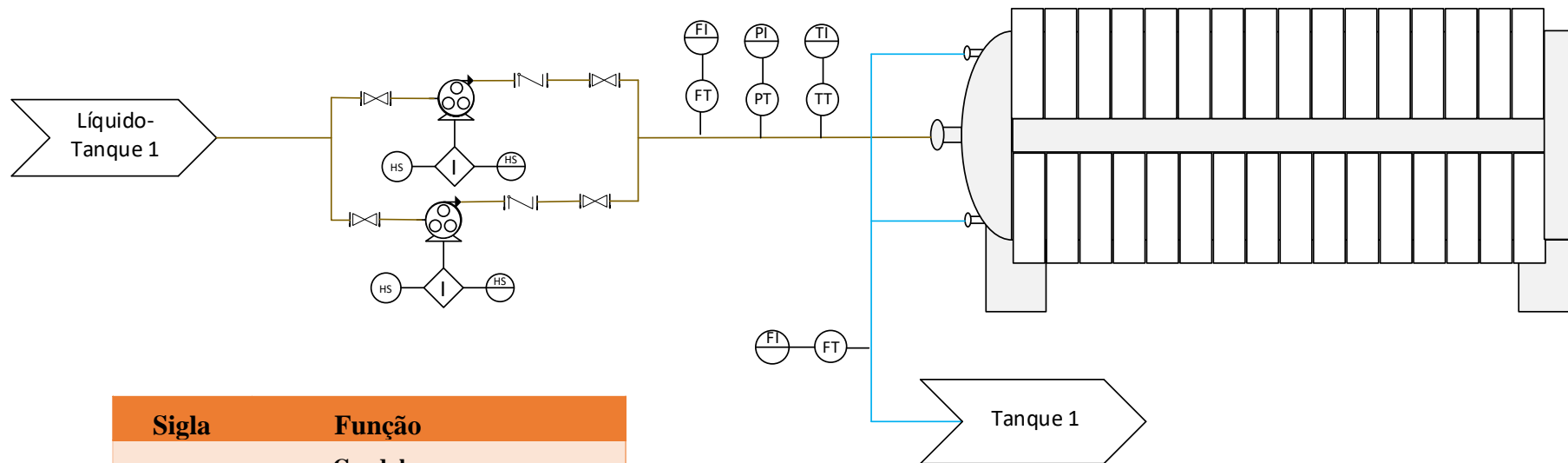
Na figura 4.25, encontra-se o esquema do P&ID proposto

Tabela 4.14- Análise Hazop ao filtro de prensas

Palavra-guia	Variação	Causa	Consequência	Ação a tomar
Nenhum	Caudal de alimentação	1.Bombas danificadas	1,3,4,6: Acumulação de sólidos no processo,	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2.Tubagem danificada	1,3,4,6: Paragem de produção para limpeza	2-3,5,6,7: Realizar manutenções e auditorias regulares
		3.Tubagem entupidas	2,5: Derrame de líquido corrosivo, quente e toxico no exterior.	4.Abrir válvula;
		4.Valvula fechada	7. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	8. Para o processo e verificar o funcionamento da torre 1
		5. Válvula danificada	8. Eficiência na remoção de fluor da 1ª torre comprometida; Processo em risco legal	
		6. Perda de eletricidade nas bombas		
		7. Indicador de caudal sem funcionar		
		8.Tanque 1 sem líquido		
Caudal de saída	Caudal de saída	1. Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação
		2. Válvula fechada	2,7. Inversão de fluxo e danos no filtro	2.Abrir válvula;
		3. Válvula danificada	3-4: Derrame de líquido corrosivo, quente e toxico no exterior.	3-6: Realizar manutenções e auditorias regulares
		4.Tubagem danificada	6. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	7: Realizar a limpeza do filtro
		5.Tubagem entupidas		
		6. Indicador de caudal sem funcionar		
		7. Filtro colmatado		
Mais de	Caudal de alimentação	1. Bombas sem funcionar corretamente	1-2 Diminuição do tempo de ciclo, risco de inversão de fluxo e danos no filtro	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2. Válvula totalmente aberta	3. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Fechar parcialmente a válvula;
		3. Indicador de caudal sem funcionar		3. Realizar manutenções e auditorias regulares;
Temperatura	Temperatura	1.Mau funcionamento do reator (>90°C)	1. Danificação do equipamento	1. Parar o processo, verificar as condições de operação do reator.
		2. Indicador de temperatura sem funcionar	2.Devido à má informação dada a ação descrita em 1 não ocorrerá	2. Realizar manutenções e auditorias regulares;

Tabela 4.14 - Análise Hazop ao filtro de prensas

Palavra-guia	Varição	Causa	Consequência	Ação a tomar
Mais de	Pressão	1. Bombas com mau funcionamento	1. Danificação do equipamento	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2. Indicador de pressão sem funcionar	2. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Realizar manutenções e auditorias regulares;
		3. Filtro colmatado	3. Inversão de fluxo e danos no filtro	3. Realizar a limpeza do filtro
	Concentração de sólidos	1. Mais flúor proveniente do reator	1. Processo em risco legal	1,2. Medições a cada turno da concentração
2. Fossa ligada		2. Igual a menos caudal de alimentação	3. Igual a menos caudal de alimentação	
3. Menos caudal de alimentação		4. Paragem do processo	4. Parar do processo para limpeza	
4. Eficiência do equipamento comprometida				
Menos de	Caudal de alimentação	1. 1ª Torre de lavagem em mau funcionamento	1-2,9 Eficiência na remoção de fluor da 1ª torre comprometida; Processo em risco legal	1-6,9 Parar o processo, rever o funcionamento da torre 1
		2. Bombas da torre 1 danificadas	3,6 Derrame de líquido corrosivo, quente e toxico no exterior;	2-4,6,7: Realizar manutenções e auditorias regulares
		3. Tubagem danificada	7. consequências descritas não ocorrem	5. Abrir valvula parcialmente
		4. Tubagem entupidas	8. Igual a Maior concentração de sólidos	8. Igual a Maior concentração de sólidos
		5. Valvula parcialmente fechada		9. Aumentar o caudal de entrada de H ₂ O no processo
		6. Válvula danificada		
		7. Indicador de caudal sem funcionar		
		8. Maior concentração de sólidos		
		9. Nível do tanque 1 baixo		
	Pressão	1. Bombas danificadas	1. Aumento do tempo de ciclo; destabilização do reciclo; risco de inversão do fluxo	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2. Indicador de pressão e controlador sem funcionar	2. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Realizar manutenções e auditorias regulares
Inverso	Fluxo	1. Bombas danificadas	1,2 Danificação e inundação dos equipamentos	1,2 Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba ou na válvula de não retorno;
		2. válvula de não retorno danificada	3. Igual a menos pressão	3. Igual a menos pressão
		3. Perda de pressão		



Sigla	Função
Caudal	
FT	Transmissor de caudal
FI	Indicador de caudal
Pressão	
PT	Transmissor de pressão
PI	Indicador de pressão
Interruptor	
HS	Interruptor manual
Temperatura	
TT	Transmissor de temperatura
TI	Indicador de temperatura

Símbolo	Significado
○	Controlador local
◐	Controlador remoto
⊗	Bomba peristáltica
⊠	Válvula com falange
⌞	Válvula de não retorno

Figura 4.25- Piping and Instrumentation Diagram do filtro de prensas

4.2.3. Coluna de absorção

O primeiro passo para o dimensionamento de uma coluna de absorção consiste na escolha do tipo de coluna a utilizar.

Numa fase inicial é necessário optar por uma coluna com ou sem enchimento. A única razão pela qual muitas vezes se opta por colunas sem enchimento neste tipo de processos, como as que existem na SOPAC, é a existência de sólidos no processo. No entanto, este problema é apenas notório nos primeiros equipamentos onde ocorre a maioria da remoção do flúor.

Existem estudos que indicam que se a quantidade de flúor for inferior a 600 mg/Nm³ à entrada do equipamento, não ocorrem problemas de entupimento [64]. Uma vez que a coluna se irá encontrar no final de todos os equipamentos já existentes, não existem razões para acreditar que uma coluna com enchimento não seja viável. Assim sendo, a opção foi facilmente decidida, uma vez que as dimensões de uma coluna com enchimento são consideravelmente inferiores a uma sem enchimento para a mesma eficiência.

A segunda fase consiste na decisão de usar uma coluna com enchimento estruturado, aleatório ou de pratos. Com base na tabela 2.1, construída na Revisão bibliográfica, aliado ao facto de se ter dado uma maior importância aos critérios de criação de espumas e líquidos corrosivos por serem as características do líquido, optou-se por uma coluna com enchimento aleatório.

A terceira fase centra-se no tipo de enchimento. Dadas as características do líquido, o enchimento mais viável, neste caso, são os anéis de Rashing^[82]. No anexo B, tabela B.2 encontram-se os parâmetros relevantes deste enchimento.

Por fim apenas basta definir que tipo de distribuidor de líquido se adequa ao caso da SOPAC. Com base na tabela 2.2, construída na revisão bibliográfica, facilmente se opta pelo *Trough Distributors*, que apesar de ter um custo mais elevado do que os restantes, apresenta uma ótima distribuição de líquido que ajuda a colmatar as debilidades do enchimento.

Resumo das características da coluna:

- Coluna com enchimento
- Enchimento aleatório
- Anéis de Rashing
- Distribuidor de líquido: *Trough Distributors*

A eficiência da coluna foi determinada através da equação 4.3 com base no pior cenário determinado pelos balanços mássicos de forma a garantir que as emissões nunca excedam o valor máximo permitido de 5 mg/Nm³.

$$\%Eficiência\ mínima = \left(1 - \frac{4,5}{239 + 239 * 0,13}\right) * 100 = 98,3\%$$

Equação 4.3

Posto isto, seguindo o método descrito anteriormente é possível determinar todas as características relevantes da coluna de enchimento.

Tabela 4.15- Resumo das características determinadas no dimensionamento da coluna de absorção

Características relevantes da coluna de enchimento	
Tipo de enchimento	Anéis de Rashing
Diâmetro do enchimento	50 mm
N_{og}	4,5
H_{og}*	0,5
Área do enchimento	3,6 m ²
Diâmetro da coluna	2,1 m
Perda de carga húmida	210 Pa/m de enchimento
Perda de carga seca	5 Pa/m de enchimento
Hold-up	0,03 m ³ líquido/m ³ coluna
Altura do enchimento	2,4 m
Altura total	5,4 m
Caudal de líquido	69 ton
Caudal de gás	15 ton

*Absorção do flúor é controlado pela fase gasosa logo $H_l = 0^{[60]}$; fatores empíricos utilizados no cálculo encontram-se no anexo B na tabela B.3.

Ao comparar as torres de lavagem existentes com a coluna de absorção proposta, esta tem uma maior eficiência, uma altura 1,67 vezes inferior e um diâmetro semelhante às restantes torres.

De salientar que não é necessário trocar o ventilador existente, mas sim apenas aumentar ligeiramente a sua potência de forma a superar a perda de carga provocada pela coluna e enchimento. Este aumento pode levar a um maior risco de o líquido de lavagem ser arrastado pelo gás.

Foi construída a figura 4.26 de forma a elucidar o impacto desta nova coluna de absorção quando o processo opera dentro da normalidade.

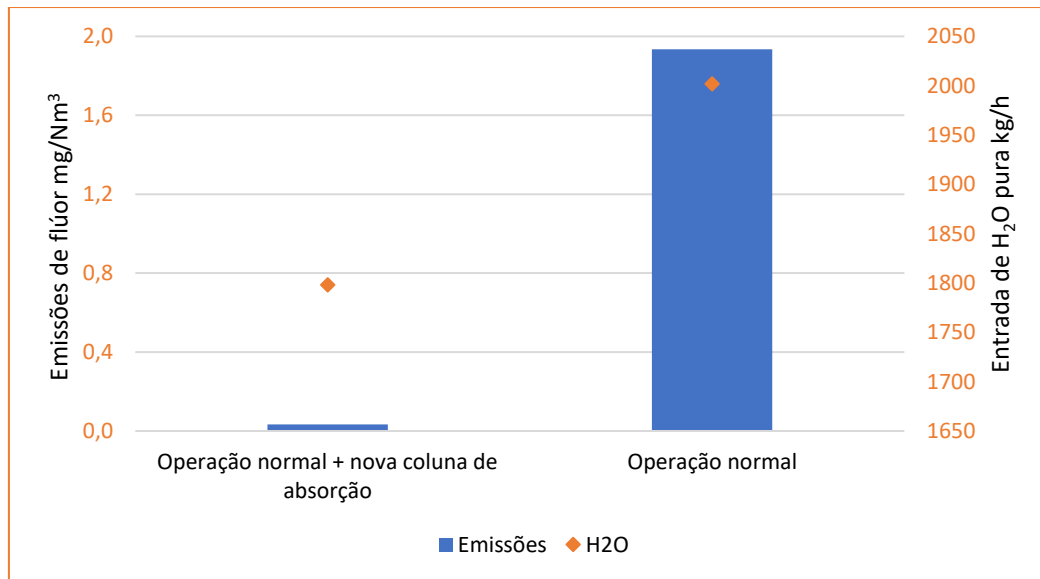


Figura 4.26- Impacto da nova coluna de absorção no processo

Como esperado a nova coluna reduz as emissões para valores muito abaixo do necessário e apresenta uma redução do uso de H₂O de 204 kg/h. Na tabela 4.16, encontram-se as alterações das emissões e da entrada H₂O no processo considerando a sua variabilidade normal com a nova coluna.

Tabela 4.16- Comparação do modelo proposto com e sem a nova coluna de absorção

Parâmetros		Emissões flúor mg/Nm ³	H ₂ O pura a introduzir kg/h
Modelo proposto (sem coluna)	Menor	0,97	1 706
	Maior	4,4	2 364
	Pior cenário	270	2 880
Modelo proposto (com coluna)	Menor	0,02	1 502
	Maior	0,075	2 160
	Pior cenário	4,5	2 676

HAZOP

Na tabela 4.17 é possível encontrar a análise de risco realizada para a instalação da coluna de absorção.

Tabela 4.17- Análise Hazop à coluna de absorção

Palavra-guia	Variação	Causa	Consequência	Ação a tomar
Nenhum	Caudal de alimentação	1.Bombas danificadas	1-2,7,9: Processo em risco de estar fora de especificação	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2. Nenhum caudal de H ₂ O pura introduzido no processo	3,6: Derrame de líquido corrosivo, quente e tóxico no exterior.	2-4,6,8: Realizar manutenções e auditorias regulares
		3.Tubagem danificada	8. Devido à má informação dada a ação descrita em 1-6 não ocorrerá	5.Abrir válvula;
		4.Tubagem entupidas		2,9. Aumentar a entrada de H ₂ O no processo
		5.Valvula fechada		
		6. Válvula danificada		
		7. Perda de eletricidade nas bombas		
		8. Indicador de caudal e nível sem funcionar		
		9. Nenhum líquido no tanque 4		
		Caudal de saída líquido	1. Igual a nenhum caudal de alimentação	1.Igual a nenhum caudal de alimentação
2. Válvula fechada	2-3,5. Inundação do equipamento		2.Abrir válvula;	
3. Válvula danificada	2-3,5. Danificação do equipamento		3. Mudar para bypass válvula e resolver o problema. Realizar manutenção regular;	
4.Tubagem danificada	4. Derrame de líquido corrosivo, quente e tóxico no exterior.		4-5: Parar o processo, realizar manutenção.	
5.Tubagem entupidas	6. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem		6: Realizar manutenções e auditorias regulares	
6. Indicador de nível sem funcionar				
Mais de	Caudal de alimentação	1. Bombas sem funcionar corretamente	1-2 Risco de inundação do equipamento	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2. Válvula totalmente aberta	3. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Fechar parcialmente a válvula;
		3. Indicador de caudal sem funcionar		3. Realizar manutenções e auditorias regulares;
Temperatura	1.Mau funcionamento do reator (>80°C)	1. Processo em risco de estar fora de especificação	1. Verificar as condições de operação do reator e das torres	
	2. Indicador de temperatura sem funcionar	2. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Realizar manutenções, medições e auditorias regulares;	
Pressão	1. Válvula do sistema de alívio de pressão e PSV sem funcionar.	1-2,4,5: Níveis críticos podem ser alcançados, criando danos no equipamento, levando a derramamentos, criando uma nuvem de vapor tóxico	1. Verificações regulares e manutenção no sistema de alívio de pressão e PSV;	
	2. ventilador sem funcionar corretamente	3. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Parar o processo, rever o funcionamento do ventilador/diminuir a potência do ventilador	

Tabela 4.17 - Análise Hazop à coluna de absorção

Palavra-guia	Variação	Causa	Consequência	Ação a tomar
Mais de	Pressão	3. Indicador de pressão e controlador sem funcionar	5. Igual a mais temperatura	3. Realizar manutenções e auditorias regulares;
		4. torre 2 sem funcionar		4. Ajustar a pressão do ventilador
Mais de	Concentração de sólidos	5. Aumento da temperatura	1,2. Perda da eficiência do equipamento	5. Igual a mais temperatura
		1. 1ª Torre de lavagem em mau funcionamento		1. medições a cada turno da concentração
Nível		2. Pouco caudal de H2O pura introduzido no processo	1.2. Entupimento do equipamento	2. Aumentar caudal de H2O introduzido no processo
		3. Menos caudal de alimentação	3. Igual a menos caudal de alimentação	3. Igual a menos caudal de alimentação
		1. Indicador de nível não funcionar	1. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	1,3,4. Realizar manutenções e auditorias regulares;
		2. Mais caudal de alimentação	2-3,4. Inundação do equipamento	2. Igual a mais caudal de alimentação
Menos de	Caudal de alimentação	3. Válvula fechada	2-3,4. Danificação do equipamento	3. Mudar para bypass válvula e resolver o problema. Realizar manutenção regular;
		4. Válvula danificada	2. Igual a mais caudal de alimentação	
		1. Bombas sem funcionar como desejado	1-6,8 Eficiência na remoção de fluor da torre comprometida, secar a torre e risco de danificá-la.	1. Mudar para bomba de bypass, e realizar manutenção na primeira bomba;
		2. Tubagem danificada	2,5 Derrame de líquido corrosivo, quente e tóxico no exterior.	2-4,6,7: Realizar manutenções e auditorias regulares
		3. Tubagem entupidas	6. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	5. Abrir válvula parcialmente
		4. Válvula parcialmente fechada	8. Igual a Maior concentração de sólidos	7,8. Aumentar o caudal de entrada de H2O no processo
		5. Válvula danificada		
		6. Indicador de caudal e nível sem funcionar		
		7. Tanque 4 vazio		
		8. Caudal de entrada de H2O no processo baixo		
Pressão		1. Sistema de alívio de pressão ou válvula PSV com defeito	1,2: Risco de inversão de fluxo de gás ou fugas.	1,3 Realizar manutenções e auditorias regulares
		2. Ventilador sem funcionar	3. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2. Parar o processo, rever o funcionamento do ventilador/aumentar a potência do ventilador
		3. Indicador de pressão e controlador sem funcionar		

Tabela 4.17 - Análise Hazop à coluna de absorção

Palavra-guia	Variação	Causa	Consequência	Ação a tomar
Menos de	Nível	1. Válvula totalmente aberta	1,3-4: Secar a torre, risco de danificar o equipamento	1. Fechar parcialmente a válvula
		2. Indicador de nível sem funcionar	2. Devido à má informação dada as consequências descritas não ocorrem	2-4: Realizar manutenções e auditorias regulares
		4. Válvula danificada	2. Igual a menos caudal de alimentação	4. Mudar para bypass válvula e resolver o problema. Realizar manutenção regular;
		5. Igual a menos caudal de alimentação	5. Igual a menos caudal de alimentação	5. Igual a menos caudal de alimentação
		Inverso	Fluxo	1. Bombas danificadas
2. válvula de não retorno danificada	3. Igual a menos pressão	3. Igual a menos pressão		
3. Perda de pressão				

Instrumentação e Controlo de Processos

- Controlo de caudal

Neste sistema existem quatro caudais a medir ou controlar: o caudal de saída do tanque 4, o caudal de saída da coluna, o caudal que é encaminhado para o tanque MV e o caudal de entrada no tanque 4. O caudal de saída de líquido do tanque 4 para a torre de absorção é garantido por um par de bombas centrífugas. Nesta corrente, existe ainda um medidor de caudal. O controlador de nível no tanque 4 garante que existe sempre líquido disponível para a aspiração da bomba ao informar o caudalímetro colocado na corrente proveniente do furo para que este aumente ou diminua a velocidade das bombas.

O líquido antes de entrar no topo da coluna passa por uma bifurcação onde com base no nível de líquido do tanque do MV parte do líquido pode ser desviado para este.

Existe ainda no final da torre um medidor e controlador de nível para controlar o caudal de saída de líquido do fundo da coluna para evitar que esta seque ou inunde.

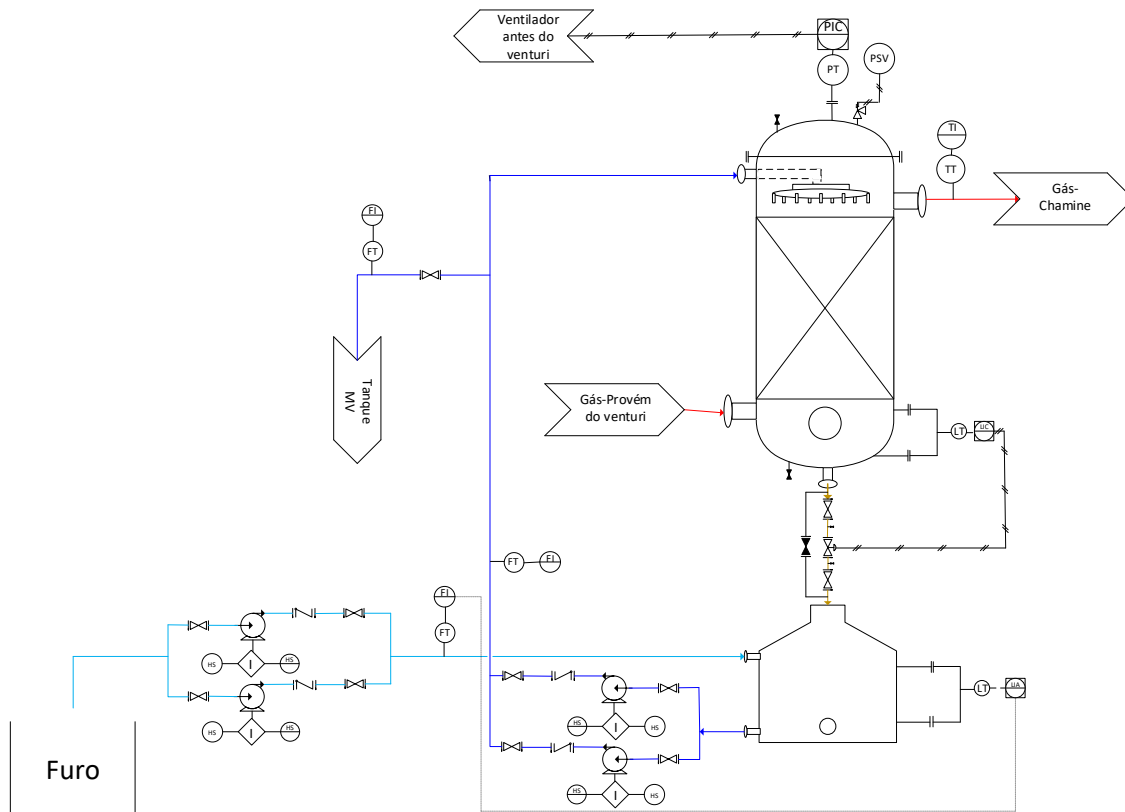
- Controlo de Pressão

No interior da coluna existe um medidor e controlador de pressão. Este controla a pressão do sistema ao manipular o ventilador situado à entrada do multiventuri.

- Temperatura

A temperatura não representa perigo, uma vez que o seu controlo é realizado noutra secção do processo. No entanto, se este valor for conhecido é possível supor a quantidade de H₂O a introduzir no sistema e perceber se o processo está a decorrer como esperado. Esta medição pode ser realizada continuamente ou periodicamente.

Na figura 4.27, encontra-se o esquema do P&ID proposto



Sigla	Função
Caudal	
FT	Transmissor de caudal
FI	Indicador de caudal
Pressão	
PT	Transmissor de pressão
PI	Indicador de pressão
PIC	Indicador e controlador de pressão
Nível	
LT	Transmissor de nível
LIA	Indicador de nível com alarme
Interruptor	
HS	Interruptor manual
Temperatura	
TT	Transmissor de temperatura
TI	Indicador de temperatura

Símbolo	Significado
	Controlador local
	Controlador remoto
	Controlador com software partilhado
	Sinal pneumático
	Válvula de controlo
	Válvula fechada
	Bomba centrífuga
	Válvula com flange
	Válvula de não retorno

Figura 4.27- Piping and Instrumentation Diagram da coluna de absorção

4.3. Viabilidade das propostas

Neste capítulo irão ser abordadas questões relacionadas com a viabilidade dos equipamentos propostos focando na sua eficiência e em alguns parâmetros de risco como: maior tendência para avarias e sensibilidade do equipamento a variações no processo.

- Redução da concentração de sólidos

O decantador tubular e o filtro de prensas apresentam uma parecença em relação à sua eficiência na remoção de sólidos. No entanto, devido às estratégias escolhidas de dimensionamento de cada equipamento, estes têm um impacto diferente na redução da concentração de sólidos no tanque 1.

Na figura 4.28 encontra-se representado o perfil de concentração esperado com a adição de um filtro de prensas e com um decantador tubular.

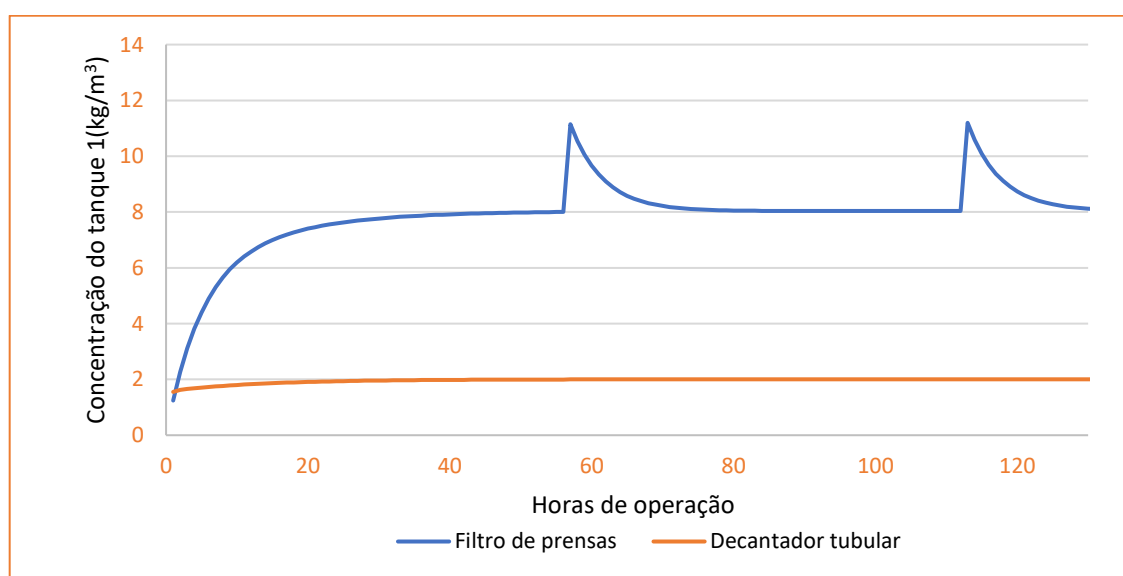


Figura 4.28- Perfil de concentração esperado na alimentação ao decantador e ao filtro de prensas

Conclui-se que o filtro de prensas reduz a concentração de sólidos em 96% e o decantador tubular em 99%. A diferença entre ambos os equipamentos é devido ao decantador tubular tratar a corrente alvo na sua totalidade e o filtro de prensas apenas uma fração desta.

Ambos os equipamentos garantem que o reciclo nunca ultrapassa o seu valor limite de 205 kg/m³ de sólidos logo deixa de haver a necessidade constante de parar o processo para a limpeza dos equipamentos permitindo aumentar a produtividade, reduzir a variabilidade do processo e reduzir a necessidade de mão de obra especializada.

A coluna de absorção proposta não afeta a concentração de sólidos no processo.

- Sensibilidade a alterações do processo

Anteriormente já foi descrito como estes equipamentos lidam com as variações do processo nomeadamente com o aumento do caudal ou concentração de sólidos. No caso do filtro de prensas estas variações modificam o seu tempo de ciclo e no decantador não apresentam diferenças significativas.

O ponto mais importante de salientar é o facto de o decantador tubular só poder operar com uma concentração de sólidos inferior a $10,5 \text{ kg/m}^3$ enquanto o filtro de prensas poder operar a qualquer concentração de sólidos. Este fator torna o filtro de prensas mais versátil.

A coluna de absorção já foi construída tendo em conta o pior caso possível do processo não sendo a sua função posta em causa pela variabilidade deste.

- Mão de obra necessária, manutenção e robustez

Devido aos ciclos de filtração do filtro de prensas é necessário ter uma equipa pronta para realizar a limpeza do equipamento de 56 em 56 horas de operação ou sempre que o filtro se encontre colmatado. Para além de ser necessário retirar 10 toneladas de bolo em cada ciclo é necessário movê-lo e alimentá-lo ao reator.

O filtro de prensas apresenta um conjunto de peças móveis mais sujeitas a avarias ou danos como os caixilhos e placas.

O decantador tubular devido à sua geometria e função, não necessita de mão de obra adicional e funciona de forma independente. O facto de o decantador apenas ser considerado como uma peça não esta sujeito a tantas avarias, no entanto, em caso de dano torna-se mais penosa a sua reparação.

O filtro de prensas oferece a vantagem de não ser necessário que a fábrica cesse as suas funções enquanto está a ser limpo ao contrário do decantador tubular, no entanto, este não necessita de limpezas regulares.

A coluna de absorção não apresenta grandes necessidades de mão de obra e apenas será necessário substituir o enchimento quando este se encontrar corroído.

- Equipamentos complementares e área necessária

Para além do filtro de prensas é ainda necessário acrescentar um par de bombas peristálticas para conduzir o caudal de alimentação ($18 \text{ m}^3/\text{h}$) até ao equipamento e manter a pressão a 6 bar e um par de bombas doseadoras acopladas ao tanque 1 para garantir o reciclo ao reator. O filtro de prensas proposto tem cerca 1,2 m de largura e 6,5 m de comprimento, o total perfaz uma área de $7,8 \text{ m}^2$.

O decantador tubular necessita de um par de bombas peristálticas de forma a alimentar o reator. O decantador tem uma altura de 4 metros, 4,9 m de comprimento e 4,9 m de largura perfazendo uma área de 24 m^2 , apesar da sua área total ser superior ao filtro de prensas a sua geometria quadrada permite uma maior facilidade em colocar este equipamento na instalação fabril.

A coluna de absorção necessita de um novo tanque, semelhante aos já existentes, um par de bombas centrífugas com capacidade para um caudal de $70 \text{ m}^3/\text{h}$, um sistema de andaimes e uma estrutura em redor desta. A coluna tem um diâmetro de 2,1 metros e uma altura total de 5,4 metros.

De salientar que a área requerida para cada equipamento existe disponível na área em redor à zona de lavagem.

Na tabela 4.18 encontra-se um resumo de todas as características referidas anteriormente bem como o preço base do equipamento e uma estimativa do seu custo de operação.

Tabela 4.18- Comparação das várias propostas

Parâmetros	Decantador tubular	Filtro de prensas	Coluna de absorção
Redução da concentração de sólidos	99%	96%	N/a
Redução das emissões de flúor	N/a*	N/a*	98,3 %
Mão de obra necessária	P	M	P
Robustez do equipamento	A	M	A
Manutenção	P	M	M
Equipamentos complementares	P	M	A
Área	24 m ²	7,8 m ²	3,5 m ²
Preço do equipamento	13 625 € ^[83]	150 000 €	27 741 € ^[84]
Custo de operação	27 €/dia	40 €/dia	81 €/dia

Legenda: P-pouco, M-médio, A-alto, N/a- não aplicável, N/a*- não aplicável em funcionamento normal

Os preços de operação foram calculados de acordo com o preço da eletricidade^[85] e do consumo esperado pelo equipamento base e os complementares tendo em conta equipamentos semelhantes na instalação fabril.

Para solucionar o problema existente das emissões a coluna de absorção mostra-se ser uma proposta viável. Apesar do trabalho de engenharia necessário para a colocação desta, de todos os equipamentos complementares e o seu preço associado, esta coluna oferece uma segurança quase infrangível de que o valor máximo de emissões legais nunca é superado.

Em relação à acumulação de sólidos no tanque 1 ambos os equipamentos apresentam uma ótima capacidade de remoção e são propostas viáveis. Apesar do filtro de prensas apresentar uma maior versatilidade na concentração de sólidos a que pode operar, pela figura 4.28 foi possível observar que o perfil de concentração não ultrapassa os 10,5 kg/m³ tornando esta vantagem pouco relevante. O facto de o decantador tubular apresentar um custo de operação inferior a 32,5% em relação ao filtro de prensas, ser um equipamento mais robusto com pouca mão de obra associada, o reciclo de lamas ser contínuo não sendo necessário ensaios extra e já ter sido utilizado em fábricas de SSP torna esta proposta mais adequada às necessidades fabris da SOPAC.

Conclusões

A produção de superfosfatos simples (SSP) origina um subproduto gasoso com elevado risco ambiental, o tetrafluoreto de silício (SiF_4). Este subproduto é encaminhado para a zona de lavagem composta por 3 torres de lavagem ocas e um multiventruri.

Durante o processo de lavagem ocorre a formação de ácido hexafluorossilícico (H_2SiF_6) e dióxido de silício sólido (SiO_2). Existem legislações apertadas para fábricas de SSP, de acordo com o DL 125/2018 ^[9] as emissões gasosas de flúor não podem ultrapassar os 5 mg/Nm³.

Foi proposto um modelo explicativo de modo a elucidar o comportamento da zona de lavagem. Este modelo foi comparado com uma instalação semelhante, a da *Montedison S.p.A*, onde a quantidade de flúor presente à entrada da primeira torre de lavagem apresenta uma semelhança superior a 99% e a eficiência da primeira torre de lavagem é idêntica.

As emissões de flúor calculadas pelo modelo variaram entre 1 e 4,4 mg/Nm³, este intervalo ocorre devido à variabilidade natural do processo, sendo a concentração de H_2SiF_6 o parâmetro com maior preponderância. As emissões de flúor registadas pela empresa em condições normais de operação variaram entre 1 e 4,2 mg/Nm³.

O caudal de introdução de água pura no processo, atualmente, varia entre 1,5 a 2,5 m³/h. A necessidade de introdução de água, tendo em conta o modelo, encontra-se conforme a prática operativa de 1,6 a 2,3 m³/h.

Existem 2 causas especiais que levam a uma destabilização do processo: o mau funcionamento das bombas da torre 2 e a configuração da fossa.

Estas duas causas foram simuladas no modelo de forma a determinar o pior cenário possível de emissões de flúor. O valor obtido pelo modelo foi de 239 mg/Nm³ de flúor.

Uma limitação do modelo apresentado consiste no facto de não poder ser verdadeiramente validado sem a realização de análises penosas e dispendiosas a cada uma das correntes do processo. No entanto, a semelhança dos resultados obtidos pelo modelo proposto e os provenientes das análises realizadas pela empresa criam confiança no modelo.

A mudança da configuração B para a A da fossa garante que dificilmente os valores de H_2SiF_6 aumentem. No entanto, para garantir que nenhuma causa extraordinária

possa colocar a empresa em risco foi proposta uma coluna de absorção com uma eficiência de 98,3% de remoção de flúor, com uma altura de enchimento de anéis de Rashing de 2,4 metros, com um diâmetro de 2,1 metros e uma altura total de 5,4 metros. O investimento base do equipamento ronda os 30 000 euros e um custo de operação de 81 €/dia.

A importância da implementação de uma nova coluna de absorção passa por permitir diminuir o intervalo de emissões de flúor em condições normais para 0,02 a 0,075 mg/Nm³ e no pior cenário para 4,5 mg/Nm³ garantindo sempre o cumprimento da legislação em vigor.

Não existe nenhum equipamento de remoção de sólidos na zona de lavagem levando à sua rápida acumulação. Esta acumulação é mais notória e prejudicial no tanque 1 e R onde, no mínimo, 78% dos sólidos totais do processo se acumulam.

Foram selecionados e dimensionados dois equipamentos para minimizar a acumulação de sólidos: um filtro de prensas e um decantador tubular. A aptidão na diminuição da concentração de sólidos nos tanques 1 e R é de 96% e 99%, respetivamente.

O facto de o decantador tubular apresentar um custo de operação inferior a 32,5% em relação ao filtro prensas, tendo um valor de 27 €/dia, de ser um equipamento mais robusto com pouca mão de obra associada, o reciclo de lamas ser contínuo não sendo necessários ensaios extra e já ter sido utilizado em fábricas de SSP, torna esta proposta mais aliciante tendo em conta as necessidades fabris da SOPAC.

O decantador proposto é constituído por tubos hexagonais regulares, com uma altura de 4 m, uma área de 24 m² com 4,9 m de comprimento e 4,9 m de largura e um preço de 14 000 euros. Este equipamento retira a necessidade de paragens para limpeza, aumentando a produtividade, reduz a variabilidade do processo, a necessidade de mão de obra especializada e mantém a eficiência da zona de lavagem.

Adicionalmente, existem ainda fatores, que se melhorados, contribuem para uma maior confiança no modelo proposto e uma maior precisão no dimensionamento dos equipamentos escolhidos. Dentro dos vários fatores sujeitos a melhoria, alguns dos mais relevantes são:

- Validação do modelo através de análises completas a cada corrente da zona de lavagem dos superfosfatos.
- Realizar uma análise de granulometria e morfologia dos sólidos formados no processo de forma a considerar o seu impacto.
- Construção do modelo com recurso a *softwares* de engenharia, como *ASPEN plus*, considerando todos os contaminantes e cinéticas de reação.

Referências Bibliográficas

- 1- *Fertilizantes: Conheça um pouco da sua história - Grupo Multitécnica*. Retirado a 22 de Abril de 2021, de <https://multitecnica.com.br/historia-dos-fertilizantes>.
- 2- Feldens, Leopoldo. 2018. *O Homem a Agricultura a História*. 1ª. Editora Univates.
- 3- Hignett, Travis P. 1985. «History of Chemical Fertilizers». *Fertilizer Manual* 3–10. doi: 10.1007/978-94-017-1538-6_1.
- 4- Lopes, Alfredo. 1998. «Manual Internacional de Fertilidade do Solo». 177.
- 5 - Roy, Amit H. 2007. «Fertilizers and Food Production». Pp. 1111–56 em *Kent and Riegel's Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology*, editado por J. A. Kent. Boston, MA: Springer US.
- 6 - IFA (International Fertilizer Industry Association), 2013. *Fertilizer indicators*. 3 rd edit, 24pp.
- 7 - Lebaron, I. M. «Chapter 3: Phosphate rock». Pp. 68–167 em *Chemistry and tecnology of fertilizers*, editado por Dorr-Oliver Incorporated.
- 8 - Lutz, William, e Christopher Prantt. «Chapter 8 - Manufacture of triple superphosphate». Pp. 167–298 em *Chemistry and tecnology of fertilizers*, editado por Dorr-Oliver Incorporated.
- 9 - Diário da República. “Portaria No 190-B/2018 de 2 de Julho.” Diário Da República n.o 125/2018, 1a Série de 2018-07-02, vol. No125, 2018.
- 10 - Camp, Thomas R. 1953. «Studies of Sedimentation Basin Design». *Sewage and Industrial Wastes* 25(1):1–14.
- 11- Bajcar, Tom, Leon Gosar, Brane Širok, Franci Steinman, e Gašper Rak. 2010. «Influence of flow field on sedimentation efficiency in a circular settling tank with peripheral inflow and central effluent». *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 49(5):514–22. doi: 10.1016/j.cep.2010.03.019.
- 12- Al-kizwini, Rasha. 2015. «Improvement of sedimentation process using inclined plates». *Mesopotamia Environmental Journal* 2(1):100–114.
- 13 - Carlsson, Bengt. 1998. «An introduction to sedimentation theory in wastewater treatment.» *Systems and Control Group, Uppsala University*. 1–7.
- 14 - McGauhey, P. H. (1956). Theory of Sedimentation. *Journal (American Water Works Association)*, 48(4), 437–448. <http://www.jstor.org/stable/41254479>

- 15 - Samdani, Saurabh Arun, e Saurabh Kapoor. 1943. «Numerical Analysis of Type I Settling». 1943.
- 16 - Richardson, J., J. H. Harker, e J. R. Backhurst. 2002. *Coulson and Richardson's Chemical Engineering - Particle Technology & Separation Processes*. Vol. 2. 5th ed. Butterworth - Heinemann.
- 17 - Robinson, Clark S. 1926. «Some Factors Influencing Sedimentation». *Industrial and Enginneering Chemistry* 58(1851):869–71.
- 18 - DallaValle J M, J. P. McBride, V. D. Allred, e E. V Jones. 1958. *Application of hindered settling to particle size measurement*. Oak Ridge, Tennessee.
- 19 - OLIVER, D. Sedimentation and Effective Viscosity. *Nature* 185, 912–913 (1960). <https://doi.org/10.1038/185912a0>
- 20- Johnny, Gian. 2016. «Improving the testing of sedimentation processes Development of a large column and observations of solid concentration using turbidity measurements». The university of Queensland.
- 21- Rojas, Jairo Alberto Romero. 2015. *Potabilización del agua*. 3rd ed. editado por Alfaomega Gurpo Editor. México.
- 22- Libânio, Marcelo. 2010. *Fundamentos de qualidade e tratamento de água*. 3rd ed. editado por Editora Átomo. Campinas, SP.
- 23 - Davis, Mackenzie L. 2012. *Water and Wastewater engenieering - Design principles and practice*. McGraw-Hill.
- 24 - Yonas K., Paulos. 1991. «Sedimentation between parallel plates». The University of British Columbia.
- 25 - Vukovic, Zivk. 1999. «Overflow rate of high-rate settlers». *Transactions on Ecology and the Environment* 26:547–56.
- 26 - PERFIS PARA DECANTADORES. Retirado a 3 de Junho, 2021, de <https://www.petranova.com.br/site/index.php/modulos-para-decantadores>
- 27 - *Decantador lamelar pré-fabricado*. Retirado a 5 de Junho de 2021, de <https://www.inte-ragua.pt/2016/03/15/decantador-lamelar-pre-fabricado/>
- 28 - *Lamella Plates - TecnoPlate - TecnoConverting Engineering*.. Retirado a 5 de Junho de 2021, de <https://www.tecnoconverting.com/lamella-plates-tecnoplate/>
- 29 - *TecnoTec Hexagonal Lamella - TecnoConverting Engineering*. Retirado a 5 de Junho de 2021, de <https://www.tecnoconverting.com/tecnotec-hexagonal-lamella/>
- 30 - Santos, Maria Teresa, Helena Marecos do Monte, Ana Maria Barreiros, e António Albuquerque. 2016. *Tratamento de águas residuais - Operações e processos de tratamento físico e químico*. editado por ISEL e ERSAR.
- 31-Yao, K. M. 1970. «THEORETICAL STUDY OF HIGH- RATE SEDIMENTATION». *Journal WPCF* 42(2).
- 32 - Al-Dulaimi, Sofyan, e Gabriel Racovițeanu. 2019. «Efficiency of tube settler on removal of roagulated particles». *E3S Web of Conferences* 85:1–12. doi: 10.1051/e3sconf/20198507012.

- 33 - Munson, Bruce R., Donald F. Yong, e Theodore H. Okiishi. 2004. *Fundamentos da mecânica dos fluidos*. 1st ed. Editora Edgard Blucher.
- 34 - Bernardo, Luiz Di, e Harry E. Schulz. 1991. «Desenvolvimento da zona de transição em dutos usados na decantação de alta taxa». *Congresso Brasileiro de engenharia sanitária e ambiental*.
- 35- Nash, William A., e Merle C. Potter. 2011. *Schaum's Outline Series - Strength of materials*. 5th ed. McGraw-Hill.
- 36 - Associação Brasileira de Normas Técnicas. 1992. «NBR 12216». *Projeto de Estação de Tratamento de Água para abastecimento público: procedimento* 18.
- 37 - Svarovsky, Ladislav. 2000. *Solid-Liquid Separation*. 4th ed.
- 38 - Sacramento, Rebeca N., Yulong Yang, Zhenjiang You, Alex Waldmann, André L. Martins, Alexandre S. L. Vaz, Pacelli L. J. Zitha, e Pavel Bedrikovetsky. 2015. «Deep bed and cake filtration of two-size particle suspension in porous media». *Journal of Petroleum Science and Engineering* 126:201–10. doi: 10.1016/j.petrol.2014.12.001.
- 39 -Coulson, J. M., J. Richardson, J. R. Backhurst, e J. H. Harker. 1999. *Coulson & Richardson's - Chemical Engineering - Fluid Flow, Heat Transfer and Mass Transfer*. Vol. 1 6th ed
- 40 - Dupuit, Jules. 1863. *Études Théoriques Et Pratiques Sur Le Mouvement Des Eaux Dans Les Canaux Découverts Et À Travers Les Terrains Perméables*. 10th ed. editado por Dunod éditeur.
- 41 - Endo, Yoshiyuki, e Manuel Alonso. 2001. «Physical meaning of specific cake resistance and effects of cake properties in compressible cake filtration». *Filtration and Separation* 38(7):42–46. doi: 10.1016/S0015-1882(01)80447-X.
- 42 - Mahdi, F. M., Hunter, T. N., & Holdich, R. G. (2019). A study of cake filtration parameters using the constant rate process. *Processes*, 7(10), 746.
- 43 - Kuhn, Michael, Philip Pergam, e Heiko Briesen. 2020. «Parameter Estimation for Incompressible Cake Filtration: Advantages of a Modified Fitting Method». *Chemical Engineering and Technology* 43(3):493–501. doi: 10.1002/ceat.201900511.
- 44 - Sutherland, Ken. 2008. *Filters andiltration Handbook*. 5th ed. Hungary: Elsevier.
- 45- Mahdi, F. M., e Holdich, R. G.. 2013. «Laboratory cake filtration testing using constant rate». *Chemical Engineering Research and Design* 91(6):1145–54. doi: 10.1016/j.cherd.2012.11.012.
- 46 - Wankat, P. C. 2011. *Separation Process Engineering*. 3rd ed.
- 47 - Kolev, Nikolai. 2019. *Packd Bed Columns for absorption, desorption, rectification and direct heat transfer*. Vol. 1. Elsviver.
- 48- Sherwood, T., Pigford, R. and Wilke, C. (1975) *Mass Transfer*. McGraw-Hill Inc., New York, 512.
- 49 - Flores, Henry. 2011. «Absorção de dióxido de carbono em soluções aquosas de aminas em uma coluna de parede molhada com promotor de película». Escola Politécnica da Universidade de São Paulo.

- 50 - BIANCHINI, ROBERTO HASSON LEVI. 2018. «Estudo comparativo da absorção e dessorção de dióxido de carbono em colunas para solução de aminas: monoetileno amina e monodietil amina/ piperazina». Universidade de São Paulo.
- 51 - 2- *Revisão Literária*. Retirado a 10 de Setembro de 2021. https://www.maxwell.vrac.puc-rio.br/14994/14994_3.PDF
- 52 - *Portal de Engenharia Química - Coluna de Enchimento*. Retirado a 12 de Setembro de 2021, de http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=251&Itemid=427
- 53 - SILVA, BRENDON WALLACE MENEZES, SABRINA NOGUEIRA RABELO, MATHEUS CAMARGOS SANTOS SILQUEIRA, JUVENTINO FEITOSA DE CAMARGOS FILHO, e KARINA INGRID REZENDE. 2018. «Dimensionamento De Uma Coluna De Absorção Por Soluções Aminas Em Escala Piloto Para Captura De Co₂». Pp. 420–426 em *SICIT*.
- 54 - *The Basic Difference Between Random And Structured Tower Packing - Kimre Inc*. Retirado a 13 de Setembro de 2021, de <https://www.kimre.com/the-basic-difference-between-random-and-structured-tower-packing/>
- 55 - Kohl, Arthur, e Richard Nielsen. 1997. *Gas purification*. 5th ed. Houston, Texas: Gulf Publishing company.
- 56- Treybal, Robert. 1981. *Mass-transfer operations*. 3rd ed. McGraw-Hill Chemical Engineering Series.
- 57 - Geankoplis, CJ. 1993. *Transport Processes and Unit Operations*. 3.^a ed. prentice-Hall International, Inc.
- 58 - Walas, Stanley M. 2013. *Chemical process equipment: Selection and design*.
- 59 - Ergun, Sabri. 1952. «Fluid flow trough packed columns». *Chemical engineering progress* 48(2):89–94.
- 60 - Schifftner, Kenneth C. «Chapter 9 - Packed Towers». Pp. 230–415 em *Applied process design for chemical and petrochemical plants*.
- 61 - Lake Shore Cryotronics. 2000. «DIN IEC 751 Temperature/Resistance Table for Platinum Sensors».
- 62 - Novus. 2016. «TERMORRESISTÊNCIAS Pt100». Folheto de fabricante.
- 63 - *Fluorosilicic acid data | ML2R consultancy*. Retirado a 7 de Junho de 2021, de <https://ml2rconsultancy.com/fluorosilicic-acid-data/>
- 64 - Monaldi, R. .. Venturino G. 1976. *Process for recycling H₂SiF₆ solution recovered by gas washing, to the den of superphosphate*.
- 65 - Charleston, A. G. 1987. «Mass and energy flows in a fluoride scrubber when the fluoride is returned to single superphosphate». *Fertilizer Research* 12:67–84. doi: 10.1007/BF01049421.
- 66 - Mayer, Edward E., "Scrubber Design for Phosphoric Acid Production Facility" (1979). Retrospective Theses and Dissertations. 435.
- 67 - Brito, J. Fernando. *Considerações sobre psicrometria Introdução*.

- 68 - Craig, John Munro. 1970. «Fluoride Removal From Wet-Process Phosphoric Acid Reactor Gases». University of Florida.
- 69 - Wakeman, Richard, e Steve Tarleton. 2005. *Solid - Liquid Separation : Scale-up of Industrial Equipment*. 1.ª ed. Elsevier.
- 70 - Crittenden, John C., R. Rhodes Trussell, David W. Hand, Kerry J. Howe, e George Tchobanoglous. 2012. *MHW's Water Treatment Principles and Design*. 3rd ed. John Wiley & Sons.
- 71- Montgomery J.M ., Consulting Engineers, Inc., Water Treatment Principles and Design, Wiley, 1985.
- 72- Arboleda J., Teoría, diseño y control de los procesos de clarificación del agua, Serie Técnica No. 13, C E P IS , 1981
- 73- Fischerstrom C.N .H ., Sedimentation in Rectangular Basins, Proc ASCE, S E D , mayo 1955.
- 74- Schulz C.R. y Okun D.A., Surface Water Treatment for Communities in Developing Countries, Wiley, 1984.
- 75 - Suárez López, Joaquín, Alfredo Jácome Burgos, e Pablo Ures Rodríguez. 2013. «Decantación lamelar (FT-PRI-004)». *Inditex* 29.
- 76- Denzinger, H., König, H. and Krüger, G. "Fluorine recovery in the Fertilizer Industry – a review", 1979
- 77- Sinden, J. "Advanced Fertilizer Production Technology Workshop", 2001
- 78 - TECITEC - Equipamentos para filtração e tratamento de efluentes. Retirado a 6 de Julho de 2021, de http://www.tecitec.com.br/produtos-14-decantadores_lamelar_dortmund
- 79 - Hazard and Operability Analysis (HAZOP) - Safetec. Retirado a 1 de Novembro de 2021, de <https://www.safetec.no/en/services/accident-prevention/hazard-and-operability-analysis/>
- 80 - Medidor ultrasónico de manto de lamas - ENV120. Retirado a 14 de Agosto de 2021, de <https://zeben.pt/pt/produtos/instrumentacao/nivel/medidores-de-nivel-ultrassonicos/medidor-ultrassonico-de-manto-de-lamas-env120>
- 81 - Wess measurement.. «Ultrasonic Sludge Blanket Level Meter - ENV120 Series». 1–12, Ficha técnica.
- 82 - Plastic Raschig Ring with Hollow Cylindrical Shape. Retirado a 2 de Setembro de 2021, de <https://www.randompacking.org/randompacking/plastic-raschig-ring.html>
- 83- Todos os produtos - Busca na ÁGUAS CLARAS LOJA. Retirado a 6 de Julho de, 2021, de https://loja.aguasclarasengenharia.com.br/loja/busca.php?loja=708376&pg_avançada=1&no_results=1&query=decantadores+lamelares+decantador+fisico+quimico+vertical+15m+h+e+projeto&v=3&pageNotFound=1
- 84- McGraw Hill Higher Education.. Retirado a 7 de Novembro de 2021, de <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/ce.html>
- 85- Preço kWh EDP 2021: Simples, Bi-Horário, Tri-Horário. Retirado a 7 de Novembro de 2021, de <https://lojaluz.com/fornecedores/edp/tarifas/preco-kwh>

- 86- Green, Don, e Robert Perry. 1934. *Perry's Chemical Engineers Handbook*. 8th ed. editado por R. Perry. McGraw-Hill.
- 87- NIST - *Livro de Química na WEB*. Retirado a 11 de Maio de 2021, de <https://webbook.nist.gov/chemistry/name-ser/>
- 88- Lyman, John L., e Tetsuji Noda. 2001. «Thermochemical properties of Si₂F₆ and SiF₄ in gas and condensed phases». *Journal of Physical and Chemical Reference Data* 30(1):165–86. doi: 10.1063/1.1364519.

Resultados Experimentais

A.1. Tanque R

Tabela A.1-Resultados experimentais do ensaio de filtração do tanque R

Dia e hora	Tempo de filtração (s)	Peso do filtrado (g)	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração de sólidos (kg/m ³)
27 maio 15h	20	311	1 172	83
	80	328		
	210	347		
	340	365		
	520	383		
	700	402		
25 maio 11h	64	321	1 215	122
	200	342		
	510	367		
	810	357		
	1 340	372		
	1 900	387		
25 maio 17h	120	323	1 188	200
	480	345		
	1 050	363		
	1 950	385		
	2 940	405		
	4 070	426		

Tabela A.2-Resultados experimentais do ensaio de sedimentação do tanque R

Dia e hora	Tempo (s)	Volume do manto de lamas (ml)	altura (cm)	Concentração de sólidos (Kg/m³)
30 abril 15h	0	505	26,4	200
	900	497	25,9	
	1 800	489	25,5	
	2 700	481	25,1	
	3 600	473	24,7	
	4 500	466	24,3	
	5 400	459	24,0	
	6 300	452	23,6	
	7 200	446	23,3	
	8 100	439	22,9	
	9 000	433	22,6	
	10 800	422	22,0	
	12 300	414	21,6	
	13 200	409	21,4	
	14 400	403	21,1	
	16 200	395	20,6	
	18 000	389	20,3	
	19 800	383	20,0	
21 600	378	19,8		
23 400	375	19,6		
25 200	372	19,4		
27 000	371	19,4		
23 junho 20h	0	805	28,3	45,8
	780	750	26,3	
	1 560	700	24,5	
	2 340	645	22,4	
	3 120	596	20,9	
	3 900	540	18,8	
	4 680	485	17,0	
	5 460	430	15,3	
	6 240	383	13,4	
	7 020	340	11,9	
	7 800	290	10,1	
	8 580	220	9,4	
	9 360	213	9,2	
	11 880	210	9,0	

Tabela A.2 -Resultados experimentais do ensaio de sedimentação do tanque R (Continuação)

Dia e hora	Tempo (s)	volume do manto de lamas (mL)	altura (cm)	Concentração de sólidos (kg/m³)
25 junho 20:30h	0	800	28,0	155
	900	782	27,5	
	1 800	770	27,0	
	2 700	755	26,5	
	3 600	740	26,0	
	4 500	734	25,7	
	5 400	710	25,0	
	6 300	695	24,4	
	7 200	680	23,8	
	8 100	668	23,3	
	9 000	653	22,9	
	9 900	640	22,4	
	10 800	630	22,0	
	11 700	620	21,6	
	12 600	607	21,1	
	13 500	597	20,8	
16 080	580	20,4		
18 480	570	20,1		

Tabela A.3- Resultados experimentais para a conversão da densidade em concentração de H₂SiF₆ do tanque R

Dia e hora	Densidade do filtrado (kg/m³)	Concentração de H₂SiF₆ (% mássica)
13 maio 15h	1 185	21
25 maio 11h	1 215	24
25 maio 17h	1 188	22
23 junho 20h	1 114	14
25 junho 20:30h	1 206	23
29 junho 8h	1 207	23
02 julho 11h	1 163	19

A.2. Tanque 1

Tabela A.4- Resultados experimentais do ensaio de filtração do tanque 1

Dia e hora	Tempo de filtração (s)	Peso do filtrado (g)	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração (kg/m ³)
25 maio 11h	35	316	1205	33
	90	336		
	187	350		
	360	366		
	510	382		
	650	400		
25 maio 17h	65	320	1183	167
	270	343		
	520	364		
	1 000	387		
	1 650	409		
	2 120	430		

Tabela A.5- Resultados experimentais do ensaio de sedimentação do tanque 1

Dia e hora	Tempo (s)	volume do manto de lamas (ml)	altura (cm)	Concentração (kg/m ³)
30 abril 15h	0	505	26	166
	900	493	26	
	2 700	473	25	
	4 500	455	24	
	7 200	433	22	
	9 000	415	22	
	14 400	378	20	
	15 600	370	19	
	16 800	365	19	
	18 000	360	19	
	19 200	355	19	
23 junho 20h	0	800	28	53
	780	760	27	
	1 560	720	25	
	2 340	673	24	
	3 120	630	22	
	3 900	580	20	
	4 680	530	19	
	5 460	480	17	
	6 240	432	15	
	7 020	390	14	
	7 800	365	13	
	8 580	343	12	
	9 360	330	11	
	11 700	300	10	
	13 440	290	10	
15 480	280	10		

Tabela A.6- Resultados experimentais para a conversão da densidade em concentração de H₂SiF₆ do tanque 1

Dia e hora	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração de H ₂ SiF ₆ (% mássica)
13 maio 15h	1 195	22
25 maio 11h	1 205	23
25 maio 17h	1 183	21
23 junho 20h	1 168	19
25 junho 20:30h	1 214	24
29 junho 8h	1 166	19
02 julho 11h	1 175	20

A.3. Tanque 2

Tabela A.7- Resultados experimentais do ensaio de filtração do tanque 2

Dia e hora	tempo de filtração (s)	Peso do filtrado (g)	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração (kg/m ³)
25 maio 11h	10	313	1 119	11
	24	328		
	40	344		
	62	359		
	90	373		
	125	389		
	156	404		
25 maio 17h	40	320	1 072	90
	150	341		
	340	362		
	620	380		
	900	400		
	1 250	404		
27 maio 15h	15	314	1 057	63
	40	333		
	80	353		
	145	372		
	240	392		
	360	410		

Tabela A.8- Resultados experimentais do ensaio de sedimentação do tanque 2

Dia e hora	Tempo (s)	volume do manto de lamas (ml)	altura (cm)	Concentração (kg/m ³)
30 abril 15h	0	505	26,4	89
	2 700	468	24,4	
	5 400	433	22,5	
	7 200	410	21,3	
	1 0800	370	19,2	
	11 700	362	18,8	
	12 600	355	18,5	
	13 500	351	18,2	
	14 400	346	18	
	15 400	350	17,77	
	16 400	340	17,6	
25 maio 11h	0	505	26,4	11
	80	410	20	
	180	300	15,8	
	420	145	9,4	
	660	99	5,8	
	900	80	5	
	1 320	70	4,6	
	1 920	60	4	
	2 520	50	3,38	
	4 300	18	2	
	7 450	10	1,9	
	0	505	26,4	
	80	405	19,8	
	180	280	15,3	
	420	135	9	
	660	105	6	
	900	85	5,1	
	1 320	75	4,7	
	1920	55	3,8	
	2520	40	3,1	
	4300	20	2,2	
	7450	10	1,9	
	0	505	26,4	
	80	401	19,6	
	180	290	15,5	
	420	155	9,6	
	660	99	5,8	
	900	77	4,9	
	1320	65	4,5	
	1920	55	3,5	
	2520	30	3,1	
	4300	16	2,1	
	7450	10	1,9	

Tabela A.8 - Resultados experimentais do ensaio de sedimentação do tanque 2 (Continuação)

Dia e hora	Tempo (s)	volume do manto de lamas (ml)	altura (cm)	Concentração (Kg/m ³)
23 junho 20h	0	806	28,4	77
	780	778	27,2	
	1 560	753	26,5	
	2 340	730	25,6	
	3 120	700	24,4	
	3 900	680	23,7	
	4 680	650	22,8	
	5 460	628	21,9	
	6 240	600	21	
	7 020	582	20,3	
	7 800	552	19,3	
	8 580	532	18,6	
	9 360	500	17,7	
	11 760	423	14,3	
	13 500	395	13,8	
	15 540	380	13,3	
17 160	375	12,9		
25 junho 20:30h	0	810	28,4	99
	900	790	27,6	
	1 800	761	26,8	
	2 700	740	26	
	3 600	725	25,4	
	4 500	714	25	
	5 400	700	24,5	
	6 300	690	24,1	
	7 200	680	23,7	
	8 100	669	23,4	
	9 000	659	23	
	11 580	630	22	
	13 620	605	21,3	
	15 060	595	20,8	
16 500	590	20,6		

Tabela A.9- Resultados experimentais para a conversão da densidade em concentração de H₂SiF₆ do tanque 2

Dia e hora	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração de H ₂ SiF ₆ (% mássica)
13 maio 15h	1 168	19
25 maio 11h	1 119	14
25 maio 17h	1 072	7
23 junho 20h	1 056	7
25 junho 20:30h	1 126	15
29 junho 8h	1 150	17
02 julho 11h	1141	17

A.4. Tanque 3

Tabela A.10- Resultados experimentais do ensaio de filtração do tanque 3

Dia e hora	Tempo de filtração (s)	Peso do filtrado (g)	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração (kg/m ³)
25 maio 17h	19	316	1017	12
	50	334		
	90	354		
	140	372		
	197	393		
	250	413		
27 maio 15h	16	315	1013	5
	36	337		
	62	358		
	90	378		
	110	399		
	149	421		

Tabela A.11- Resultados experimentais do ensaio de sedimentação do tanque 3

Dia e hora	Tempo (s)	volume do manto de lamas (ml)	altura (cm)	Concentração (kg/m ³)
25 junho 20:30h	0	800	28	17
	900	650	22,5	
	1 800	470	16	
	2 700	280	9,5	
	3 600	205	7	
	4 500	180	6	
	5 400	170	5,6	
	6 300	168	5,5	
	7 200	166	5,4	

Tabela A.12- Resultados experimentais para a conversão da densidade em concentração de H₂SiF₆ do tanque 3

Dia e hora	Densidade do filtrado (kg/m ³)	Concentração de H ₂ SiF ₆ (% mássica)
13 maio 15h	1 166	19
25 maio 11h	1 025	3
25 maio 17h	1 017	2
23 junho 20h	1 012	2
25 junho 20:30h	1 033	4
29 junho 8h	1 045	6
02 julho 11h	1 029	4

A.5. Tanque MV

Tabela A.13- Resultados experimentais para a conversão da densidade em concentração de H_2SiF_6 do tanque MV

Dia e hora	Densidade do filtrado (kg/m^3)	Concentração de H_2SiF_6 (% mássica)
23 junho 20h	1 004	1
25 junho 20:30h	1 011	2
29 junho 8h	1 006	1
02 julho 11h	1 007	1

Dados e Gráficos Auxiliares

Tabela B.1- Dados relevantes para a realização dos balanços energéticos [63,86,87,88]

Elementos	$\Delta H_{f,p}^{\circ}$ (kJ/mol)	Cp gás	Cp líquido
SiF ₄	-1616	0,079 kJ/mol	-
H ₂ O	-242	0,033 kJ/mol	0,077 kJ/mol
H ₂ O		-	3,8 kJ/kg *
H ₂ SiF ₆	-2389	-	
SiO ₂	-911	-	
Ar seco	-	1 kJ/kg	-

*Cp da mistura

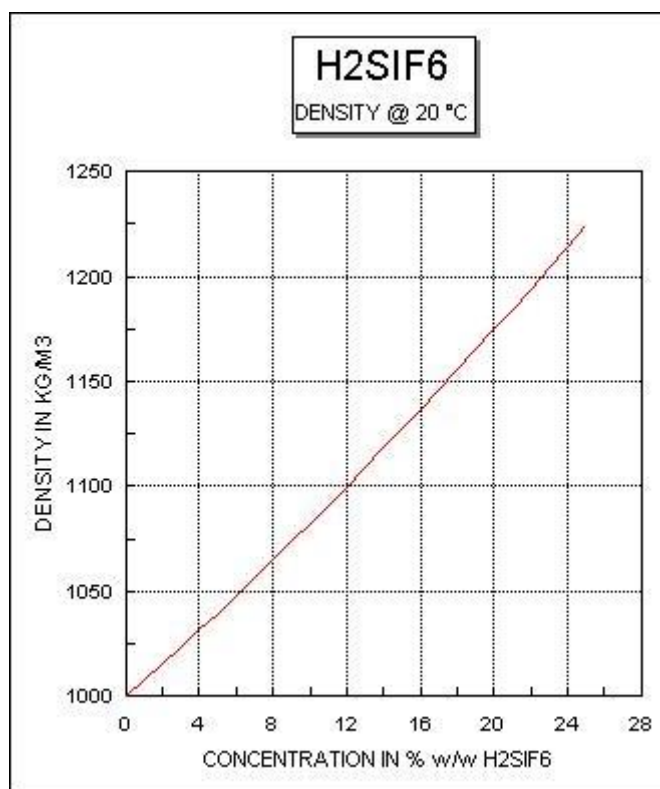


Figura B.1- Impacto da concentração em % mássica de H₂SiF₆ na densidade da mistura [63]

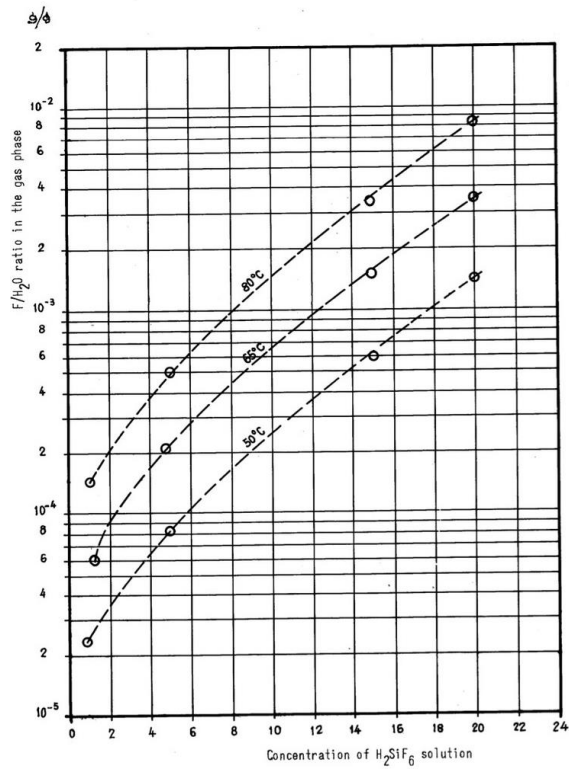


Figura B.2- Composição da fase gasosa em equilíbrio com a solução H₂SiF₆[64]

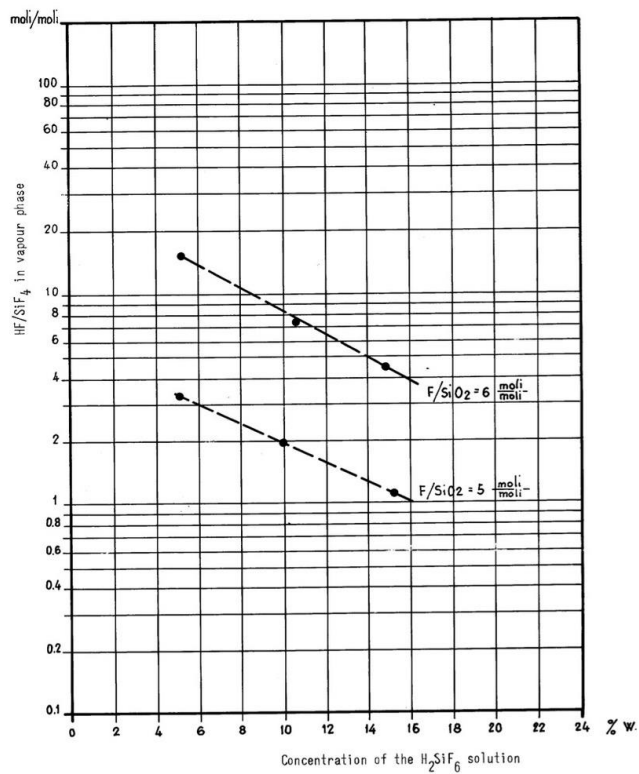


Figura B.3- Rácio Hf/SiF₄ em fase de vapor em equilíbrio com solução H₂SiF₆ para diferentes conteúdos de sílicas[64]

Tabela B.2- Parâmetros do enchimento

Parâmetros	
Espaços vazios	0,9 ^[82]
F	177 m ⁻¹ ^[82]
a_p	93 m ² m ⁻³ ^[82]

Tabela B.3- Parâmetros Empíricos

Parâmetros	
α	0,894 ^[57]
β	0,41 ^[57]
γ	-0,45 ^[57]
N_{Sc}	1,24 ^[66]



